



Année 2006

THESE

présentée

devant l'Université de la Réunion

pour obtenir

Le Grade de Docteur

Spécialité : Mécanique Energétique

par

Dominique MORAU

**MODELISATION DES DISPOSITIFS DE
REVALORISATION ENERGETIQUE DES
DECHETS SOLIDES ET LIQUIDES
(Séchage, Méthanisation, Incinération)**

-

**MISE EN OEUVRE D'UN OUTIL D'AIDE A
LA CONCEPTION MULTI – SYSTEMES ET
MULTI - MODELES**

Directeur de Thèse : J.C. GATINA

Soutenue le 08 Décembre 2006 devant la commission d'examen composée de :

Rapporteurs :

M. DAGUENET
M.SOUHAR

Professeur
Professeur

LTE, Université de Perpignan
LEMTA, INPL de Nancy

Examineurs :

L.ADELARD
J.C. GATINA
F.GARDE
T. MARA

MCF
Professeur
Professeur
MCF

LPBS, Université de La Réunion
LPBS, Université de La Réunion
LPBS, Université de La Réunion
LPBS, Université de La Réunion

Avant - Propos

Les travaux présentés dans ce manuscrit ont été réalisés au Laboratoire de Physique du Bâtiment et des Systèmes de l'Université de la Réunion localisé à la Faculté des Sciences de l'Homme et de l'Environnement.

Loin du face à face entre le doctorant et son sujet, cette thèse est avant tout le fruit d'une aventure collective. Les gestes élémentaires comme lire un article ou essayer de programmer un modèle restent certes individuels, mais ils ne prennent sens que parce qu'ils ont été précédés d'interpellations au détour d'un couloir, de discussions en séminaires de recherche, de multiples allers – retours de textes rédigés à plusieurs mains ou de longues heures de « ping pong » intellectuel aussi épuisantes que tardives. C'est oublier le caractère captivant, exigeant mais toujours passionnant de la recherche.

Je tiens en premier lieu à adresser ma profonde reconnaissance à Jean – Claude Gatina, Professeur à l'Université de la Réunion qui a encadré ces travaux et dont l'inépuisable énergie et l'incorrigible optimiste ont su donner l'impulsion qui manquait parfois pour aller de l'avant. Dire qu'il m'a beaucoup apporté serait une litote. Grâce à lui, je crois avoir mieux compris le sens de l'expression « intérêt collectif ».

J'adresse aussi mes sincères remerciements à Laetitia Adelard et Thierry Mara, Maîtres de Conférences à l'Université de la Réunion qui m'ont fait part de leurs commentaires, critiques et suggestions. Merci beaucoup pour avoir fait en sorte que ces travaux soient réalisés dans de bonnes conditions.

Je suis honoré que François Garde, Professeur à l'Université de la Réunion, ait accepté de participer à ce jury.

Je suis également très heureux que Michel Daguene, Professeur émérite à L'Université de Perpignan – LTE et Mohamed Souhar, Professeur à L'ENSEM –INPL, aient accepté de rapporter ce manuscrit et de participer à ce jury de thèse de Doctorat.

Plus largement, ce travail doit à tous ceux qui d'une manière ou d'une autre ont fait vivre le dialogue et l'échange au sein de l'équipe, je pense aux autres membres du laboratoire, spécialement à Thierry Mara et à Frédéric Miranville pour m'avoir initié respectivement aux outils d'analyse et à l'instrumentation, Didier Calogine, Vincent Fontaine, Eddy Lafosse, Johan Sériacaroupin, Fakra Ali Hamada et Mathieu David.

Je remercie également les personnes de la station d'épuration de Pierrefonds pour leur accueil et l'appui logistique du laboratoire d'analyse non négligeable dans ce travail qu'ils m'ont apporté. Je joins également Monsieur Badat, responsable du SATESE à la Direction de l'Environnement du Conseil Général de La Réunion pour l'aide précieuse apportée.

Je souhaite aussi remercier l'équipe pédagogique et administrative du Département Génie Civil de l'IUT de Saint – Pierre, avec laquelle j'ai pu effectuer mes premiers pas dans l'enseignement. Merci également au personnel administratif et technique du campus sud pour m'avoir accompagné humainement et matériellement.

Avant - Propos

Je tiens à adresser mes chaleureux remerciements à deux personnes qui de près ou de loin ont apporté de l'eau à mon moulin. Je pense à mon meilleur ami Jean – Philippe Praene pour son soutien et sa générosité tout au long de ces trois années et qui prochainement déposera également son sac à dos. Comme le meilleur ami de « merci » est « beaucoup » alors merci beaucoup Phiphi.

Le second clin d'œil vers une amie précieuse en la personne de Ruth Dijoux. Une amitié anodine qui s'est transformée en une amitié sincère que nous appelons dans notre jargon du Génie Civil du *béton armé*. Je me demande parfois comment te rendre, en partie du moins, le soutien et la gentillesse que tu as manifesté ces derniers mois, toutes petites ou grandes attentions qui ont facilité la vie ou l'ont agrémenté. Tu me réponds souvent que cette générosité porte en elle-même sa récompense, mais je tiens tout de même à t'exprimer ma profonde gratitude. Merci beaucoup Chance.

Enfin, je ne peux terminer sans mentionner ma famille ; leur soutien, leurs conseils et leurs encouragements n'ont eu de cesse de me motiver tout au long de ces trois années.

Table des matières générale

Avant - Propos	i
Table des matières générale	iii
Introduction générale	1
Chapitre I : La gestion durable des déchets : Etat de l'art et Alternatives – Où en sommes –nous ?	4
I.A LA PROBLEMATIQUE DE LA GESTION DURABLE DES DECHETS ET DE L'ASSAINISSEMENT URBAIN – CADRE METHODOLOGIQUE	9
I.A.1 LA GESTION DES DECHETS.....	9
I.A.2 CADRE METHODOLOGIQUE DE LA GESTION DES DECHETS ORGANIQUES ET DES BOUES.....	15
I.B LA PROBLEMATIQUE BOUE DANS LA GESTION DES DECHETS	19
I.B.1 LE TRAITEMENT DES BOUES : UNE PRIORITE POUR L'AVENIR.....	19
Erreur ! Signet non défini.	
I.B.2 LA SITUATION EN EUROPE.....	20
I.B.3 PRESENTATION GENERALE DE L'ASSAINISSEMENT A LA REUNION....	21
I.C LES FILIERES DE VALORISATION, DE STOCKAGE ET DE TRAITEMENT : QUEL DEVENIR POUR LES BOUES ?	25
I.C.1 LA DEMARCHE A ADOPTER.....	25
I.C.2 LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT.....	37
SYNTHESE	38.
Chapitre II : Mise en oeuvre et instrumentation de pilotes expérimentaux in situ : <i>Caractérisation de la matière convectée</i>	39
II.A CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE SOLIDE LORS DU PROCESSUS DE SECHAGE	44
II.A.1 PRESENTATION DU SECHOIR MIXTE : SECHAGE EN COUCHE MINCE	44
II.A.2 PRESENTATION DU SECHAGE SOUS SERRE EN COUCHE EPAISSE AVEC RETOURNEMENT DES BOUES.....	66

II.B CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE LIQUIDE ASSOCIEE A LA METHANISATION.....	76
II.B.1 CAHIER DES CHARGES.....	76
II.B.2 PILOTE EXPERIMENTAL.....	76
II.B.3 PROCEDURE EXPERIMENTALE DU PILOTE.....	83
II.B.4 PROTOCOLE EXPERIMENTAL DES MESURES BIOCHIMIQUES ET PHYSICO – CHIMIQUES.....	85
II.B.5 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS.....	89
SYNTHESE.....	102

Chapitre III : Etude théorique de la valorisation énergétique des boues solides des STEPS :

<i>Modélisation des processus de séchage selon une approche Multi – Systèmes Multi –Modèles - Evaluation et Simulation du Pouvoir Calorifique des boues séchées dans une perspective d’Incinération.....</i>	103
--	------------

III.A MODELISATION DU SECHAGE THERMIQUE DES BOUES SOLIDES109

III.A.1 GENERALITES SUR LE SECHAGE.....	109
III.A.2 ECHELLE DE MODELISATION.....	115
III.A.3 MODELISATION DU SECHAGE.....	117

III.B EVALUATION ET SIMULATION DU POUVOIR CALORIFIQUE DES BOUES SECHEES142

III.B.1 LE POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR (P.C.S).....	142
III.B.2 LE POUVOIR CALORIFIQUE INFERIEUR (P.C.I).....	143
III.B.3 QUELQUES RESULTATS DE SIMULATION.....	143
III.B.4 EVOLUTION DU POUVOIR CALORIFIQUE INFERIEUR EN FONCTION DE LA MATIERE SECHE ET DE LA MATIERE VOLATILE.....	156

SYNTHESE.....159.

Chapitre IV : Etude théorique de la valorisation énergétique des boues liquides des STEPS : Modélisation du processus de Méthanisation selon une approche Multi –Modèles.....160

IV.A PRESENTATION DU PROCESSUS DE FERMENTATION ANAEROBIE DES BOUES.....166

IV.A.1. GENERALITES SUR LA FERMENTATION ANAEROBIE.....	166
IV.A.2 COMPOSITION DE LA MATIERE ORGANIQUE (MO).....	178
IV.A.3 DEGRADATION DE LA MATIERE ORGANIQUE ET CINETIQUE DE CROISSANCE.....	178

IV.B DESCRIPTION DES DIFFERENTES APPROCHES DE MODELISATION DE LA FERMENTATION ANAEROBIE, EN REGIME MESOPHILE ET SELON UN PROCEDE CONTINU	186
IV.B.1 APPROCHE BI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – METHANOGENESE..	186
IV.B.2 APPROCHE TRI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE.....	200
IV.B.3 APPROCHE QUADRI – PHASIQUE: HYDROLYSE – ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE.....	205
IV.C MODELISATION DYNAMIQUE DE LA DIGESTION ANAEROBIE DES BOUES EN REGIME MESOPHILE SELON UN PROCEDE DISCONTINU SBR.	214
IV.C.1 PRESENTATION DU MODELE.....	214
IV.C.2 LES RESULTATS DE SIMULATION.....	214
SYNTHESE.....	220.
Chapitre V : Applications d’outils d’analyse a la calibration et à la qualification physique des modèles environnementaux: <i>Analyse de Sensibilité et Inférence Bayésienne.</i>.....	221
V.A LA DEMARCHE.....	224
V.B PRESENTATION DES OUTILS.....	226
V.B.1 L’ANALYSE DE SENSIBILITE PARAMETRIQUE.....	226
V.B.2 LES OUTILS DE CALIBRATION : ESTIMATION PARAMETRIQUE BAYESIENNE DE MODELES ENVIRONNEMENTAUX.....	229
V.C MISE EN ŒUVRE DES OUTILS SUR LES DIFFERENTS MODELES ENVIRONNEMENTAUX DEVELOPPES EN METHANISATION ET EN SECHAGE.....	234
V.C.1 ANALYSE DE SENSIBILITE (A.S) APPLIQUEE AUX MODELES DE METHANISATION.....	234
V.C.2 ANALYSE DE SENSIBILITE APPLIQUEE AUX MODELES DE SECHAGE	245
V.C.3 CALIBRATION DES MODELES CINETIQUES ENVIRONNEMENTAUX	258
V.D COMPARAISON MODELES - MESURES.....	265
V.D.1 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DE LA METHANISATION.....	265
V.D.2 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DU SECHAGE	268
V.E SYNTHESE.....	270

Conclusion générale et perspectives.....	271
Références bibliographiques.....	274

INTRODUCTION GENERALE

Nos sociétés modernes produisent toujours plus de déchets, qu'ils soient industriels, agricoles ou ménagers. A l'heure où la préservation de l'environnement est devenue un thème de préoccupation majeur, il est indispensable que chacun, entreprise, Etat, particulier, sache comment traiter ces déchets.

Le traitement des déchets constitue aujourd'hui un problème de société. Autant on accepte de payer pour se procurer un bien car on a conscience qu'il a fallu un certain travail pour le produire, autant il apparaît difficile de faire comprendre que ce même bien arrivé en fin de vie doit retourner dans le milieu naturel proprement, et que cela représente un certain travail qu'il faut rémunérer. C'est bien une question de sensibilisation des individus, voire d'éducation, dont il est question !

Associé à cet aspect social, nous devons tenir compte également des facteurs économiques (disponibilité et coût des terrains, main d'œuvre, énergie, réactifs...) et des conditions locales (environnement, contraintes administratives...). A l'heure actuelle la gestion des déchets se trouve au carrefour de ces différentes préoccupations.

La problématique boue des Stations d'Épuration (STEP) n'échappe pas à la règle, bien que les eaux traitées issues des STEP ne soient généralement pas potables, l'épuration permet de diminuer les polluants susceptibles de contaminer les milieux naturels dans lesquels ils sont déversés.

Cependant, les stations d'épuration doivent être considérées comme une première étape dans la gestion des eaux usées. En fin de traitement, elles ne produisent pas seulement des eaux épurées mais aussi d'autres sous-produits tels que les sables, les graisses et les boues, qui sont séparés des eaux usées par des moyens mécaniques, chimiques et/ou biologiques. Ces sous-produits d'épuration doivent être soit éliminés soit revalorisés dans des conditions conformes à la réglementation et respectueuses de l'environnement. Les sables et les graisses sont en quantité réduite, et de ce fait, leur élimination ne pose pas de difficultés particulières. Par contre, les boues constituent des déchets volumineux puisqu'elles contiennent généralement entre 95 et 99% d'eau et sont génératrices de nuisances dans la mesure où elles sont en grande partie constituées de matières organiques fermentescibles et peuvent renfermer des substances toxiques. Leur élimination pose alors de sérieuses préoccupations pour un bon nombre de collectivités locales.

De plus la mise en application des lois relatives aux traitements des eaux usées et aux stockages des déchets des stations d'épuration augmente les contraintes de leur élimination. L'importance économique de ce problème s'illustre par le fait que le coût tant en investissement qu'en exploitation peut s'avérer très lourd. Par conséquent, le développement de filières de valorisation peu coûteuses et viables de ce déchet devient alors un impératif majeur pour notre avenir.

Dans tous les cas, la filière choisie devra atteindre les deux principaux buts que sont :

- La réduction du pouvoir fermentescible des boues afin de limiter, voire annuler, les nuisances olfactives. On parle alors de stabilisation.
- La réduction du volume des boues, afin de faciliter leur manutention et leur élimination finale.

Actuellement, il existe deux filières envisageables pour la valorisation énergétique et l'élimination des boues, dont la finalité est soit le retour au sol par épandage (Amendement) soit l'oxydation thermique (incinération ou co – incinération) dans des unités spécifiques. Sur le plan technique et économique, le type de conditionnement permettant d'atteindre le produit le plus adapté pour la

Introduction Générale

filière finale, a une importance majeure. En effet, le choix technique de la filière de conditionnement va directement influencer les dimensionnements des postes de stockage, de transport et d'élimination des boues.

Deux procédés se positionnent pour la stabilisation et la valorisation énergétique : la fermentation anaérobie encore connue sous le nom de méthanisation et le séchage thermique en couche mince et en couche épaisse avec retournement.

La méthanisation est un processus de conversion bio – énergétique qui se déroule dans une enceinte close appelée digesteur. A part la stabilisation du digestat, ce procédé de digestion anaérobie permet de produire du méthane, qui peut être récupéré et valorisé par exemple en production de chaleur (utilisé pour le maintien en température du digesteur) et en électricité (utilisé pour les besoins de la station d'épuration).

Le séchage thermique permet en plus de la stabilisation, d'augmenter la siccité (réduire la teneur en eau) tout en ayant un effet hygiénisant sur les boues. La réduction du volume des boues et leur stabilisation représentent alors des atouts considérables pour les filières de valorisation et d'élimination.

Selon les technologies employées dans les STEP et la nature des eaux usées, il y a de fortes chances que les boues produites respectivement par deux STEP distinctes se comportent différemment aussi bien en terme de séchage qu'en terme de digestion anaérobie. En conséquence, avant tout lancement de projet d'étude de viabilité et de faisabilité des quelconques systèmes de séchage ou de méthanisation à mettre en place dans une région donnée, il s'avère indispensable d'accomplir l'étape de caractérisation des boues produites localement par rapport à ces deux filières de valorisation.

Ainsi, l'objectif de notre travail se compose de deux volets associés à l'expérimentation et à la modélisation - simulation des deux processus. L'expérimentation consiste à la mise en œuvre de dispositifs pilotes expérimentaux pour l'étude de la cinétique de séchage (en couche mince et en couche épaisse avec retournement) et de la digestion anaérobie des boues des stations d'épuration. Ce premier travail se complète par l'implémentation de codes de simulation visant à développer un outil d'aide à la conception et aux diagnostics Multi – systèmes Multi –modèles.

A ce titre, ces travaux sont exposés en cinq parties :

Le premier chapitre expose la problématique de la gestion des déchets et les différents aspects qui l'entoure en se focalisant par la suite sur la problématique des boues de STEP. Il énonce les pratiques et techniques actuelles sur le traitement des boues et met en avant les limites et la non - pérennité des filières actuelles et par conséquent l'urgence de recourir à de nouvelles filières de valorisation unitaires ou complémentaires.

Le second chapitre est consacré à la mise en œuvre et à l'instrumentation de trois pilotes expérimentaux dédiés au séchage en couche mince, au séchage en couche épaisse avec retournement et à la digestion anaérobie des boues. Ce dernier a pour objectif de caractériser la matière convectée à travers la mise en place d'expérimentations spécifiques et de constituer une première base de connaissance sur le séchage et la méthanisation.

Le troisième chapitre présente la modélisation en relation avec le séchage. Ce dernier s'applique à exposer les différentes démarches de modélisation de la cinétique de séchage qui dans le cadre du séchage en couche mince s'appuie sur une approche macroscopique traduisant ainsi le comportement global produit – procédé tandis que dans le cadre du séchage sous serre en couche épaisse avec retournement nous nous basons sur une approche phénoménologique

Introduction Générale

légitime au vu de l'hétérogénéité du milieu. Ces études conduisent à l'évaluation du potentiel énergétique de la boue séchée dans la perspective d'une incinération.

Le quatrième chapitre est le pendant du chapitre précédent puisqu'il s'attache à implémenter un outil de simulation spécifique à la fermentation anaérobie des boues. La modélisation s'appuie sur une description graduelle du processus et permet une approche multi – modèles de la méthanisation.

Enfin le cinquième chapitre clôture une démarche globale initiée par l'expérimentation et enrichie par la modélisation. Ce dernier s'attache, à travers une démarche établie, à vérifier la qualification physique des modèles environnementaux mis en œuvre et la calibration de ces derniers par l'application d'outils d'analyse basés sur le traitement du signal et une approche probabiliste.

CHAPITRE I



LA GESTION DURABLE DES DECHETS : ETAT DE L'ART ET ALTERNATIVES OÙ EN SOMMES - NOUS ?

SOMMAIRE

INTRODUCTION.....	7
I.A LA PROBLEMATIQUE DE LA GESTION DURABLE DES DECHETS ET DE L'ASSAINISSEMENT URBAIN – CADRE METHODOLOGIQUE.....	9
I.A.1 LA GESTION DES DECHETS	9
I.A.1.1 Les 3 R.....	9
I.A.1.2 Historique des décharges	10
I.A.1.3 Où finissent les déchets ?.....	10
I.A.1.3.1 <i>Les décharges</i>	10
I.A.1.3.2 <i>L'incinération</i>	12
I.A.1.3.3 <i>Les déchèteries</i>	13
I.A.1.3.4 <i>Les filières de recyclage</i>	14
I.A.1.4 La prévention des déchets et l'analyse du cycle de vie du produit.....	14
I.A.2 CADRE METHODOLOGIQUE DE LA GESTION DES DECHETS.....	15
ORGANIQUES ET DES BOUES.....	15
I.A.2.1 Aspects technico – économiques, environnementaux et sanitaires	16
I.A.2.2 Aspects sociologiques, anthropologiques, culturels, spatiaux et territoriaux	16
I.A.2.3 Aspects micro – et macro – économiques et financiers.....	17
I.A.2.4 Aspects institutionnels et juridiques	17
I.B LA PROBLEMATIQUE BOUE DANS LA GESTION DES DECHETS.....	19
I.B.1 LE TRAITEMENT DES BOUES : UNE PRIORITE POUR L'AVENIR.....	19
I.B.2 LA SITUATION EN EUROPE	20
I.B.3 PRESENTATION GENERALE DE L'ASSAINISSEMENT A LA REUNION.....	21
I.B.3.2 Les eaux industrielles.....	23
I.B.3.2.3 Les paramètres d'évolution	23
I.B.3.3 Caractérisations des dispositifs épuratoires existants	23
I.B.3.3.1 Présentation générale.....	23
I.B.3.3.2 Capacité épuratoire du département	23
I.C LES FILIERES DE VALORISATION, DE STOCKAGE ET DE TRAITEMENT : QUEL DEVENIR POUR LES BOUES ?	25
I.C.1 LA DEMARCHE A ADOPTER	25
I.C.1.1 Les critères à prendre en compte	25
I.C.1.2 Comment définir la filière de traitement des boues	26
I.C.1.3 Les objectifs à atteindre et les techniques à utiliser.....	26
I.C.1.4 Comment définir une filière de valorisation agricole ?	29
I.C.1.5 Comment définir une filière d'oxydation thermique ?.....	31
I.C.1.5.1 <i>L'incinération dans un four spécifique</i>	31
I.C.1.5.1.a Les éléments à prendre en compte.....	31
I.C.1.5.1.b Les objectifs recherchés	32
I.C.1.5.2 <i>La co – incinération avec des ordures ménagères</i>	34
I.C.1.5.2.a Les objectifs de siccité recherchés.....	34

I.C.1.4.5.b Les critères de sélection d'une filière de co – incinération avec les ordures.....	35
Ménagères	35
I.C.2 LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT	37
I.C.2.1 La méthanisation ou la fermentation anaérobie en régime mésophile.....	37
I.C.2.2 Le séchage thermique.....	37
SYNTHESE.....	38

INTRODUCTION

Les déchets constituent la problématique majeure de l'environnement aujourd'hui. Elle concerne aussi bien les industries que les collectivités locales, qui sont amenées à choisir les filières de traitement adaptées à leurs déchets, si possible au moindre coût. Pour un même type de déchets, il existe de nombreux **moyens de traitement**, et il importe donc de bien évaluer leurs **performances** et leurs **limites** afin de choisir le plus adapté.

Le traitement et la valorisation des eaux usées revêtent une importance grandissante quoique inégale selon les contextes socio – économiques et la situation physique des agglomérations considérées. Les villes des **pays en développement** par rapport aux pays développés sont confrontées aux coûts très élevés des infrastructures de traitement et de valorisation des eaux usées et de leur maintenance, rapportés à la faiblesse de leurs ressources et de celles de leurs administrés, ainsi qu'à un manque de connaissances des solutions et de leurs avantages comparatifs. A cela s'ajoute le fait que les contextes juridiques sont encore peu contraignants. Pour toutes ces raisons, la protection du milieu, et donc de la santé des usagers, a jusqu'à présent été négligée au profit de solution plus faciles à mettre en œuvre mais qui ne répondent qu'à une partie du problème : mettre à distance les effluents collectés ou les faire disparaître à l'œil, *in situ*, généralement dans un milieu hydrique et à essayer de trouver des solutions à l'évacuation des boues issues des différents types de traitement. La logique qui prédominait, était celle de l'évacuation et de la mise à distance de ces rejets, au niveau de la parcelle ou de l'agglomération, sans se préoccuper de l'impact sur la santé ou sur l'environnement.

Le souci de traitement et valorisation des eaux usées connaît un regain d'intérêt, dans le but d'améliorer l'environnement sanitaire, et, dans une perspective gestionnaire, pour soulager l'économie globale de la filière de traitement, en diminuant son coût voir en couvrant une partie des frais afférents à son exploitation. Diverses formes de réutilisation et/ou de **valorisation** des effluents sont possibles suivant les filières de traitement mais requièrent une qualité d'eau en rapport avec un usage donné.

Le choix des filières de traitement est actuellement déconnecté de la **réutilisation potentielle** des effluents ou résidus issus de ces filières. La **valorisation des eaux usées** n'est considérée que comme une étape facultative faisant suite aux réalisations, l'important étant de rendre compatible l'effluent avec le **milieu récepteur** envisagé. Cette forme de raisonnement a un coût prohibitif pour les villes des pays en développement et, partant de niveaux théoriques de résultat à atteindre, peut aboutir à des dérives technologiques regrettables. La prise en compte de la valorisation lors du **choix** devrait permettre d'adopter des **techniques plus compatibles** avec le type de **réutilisation** et la **capacité financière, technologique et sociale locale**.

La réutilisation des effluents est une pratique inégalement répandue dans le monde ; telles filières se sont mieux développées dans certains pays ou parties du monde alors qu'elles sont absentes ailleurs. Si par exemple, cette pratique est courante en Asie, dans la pisciculture, notamment, et depuis longtemps, elle ne se diffuse pas en Afrique. Des explications ont été avancées, technologiques, socio – culturelles, mais on ne connaît pas actuellement avec certitude les facteurs qui freinent le développement de telle ou telle filière ou au contraire la favorisent. Les réponses peuvent se trouver à travers une **approche socio – anthropologique**.

Les possibilités de valoriser les eaux usées sont étroitement liées au contexte juridique et réglementaire local. Ces derniers diagnostiquent les limites posées à la réutilisation des eaux usées et permettent de dégager des éléments clés régissant cette réutilisation des effluents. Les aspects institutionnels et organisationnels sont aussi à prendre en compte.

A travers ce premier chapitre nous proposons un **cadre méthodologique de la gestion durable** des déchets et de l'assainissement des eaux usées afin de mettre en exergue la problématique générale du **traitement des déchets** qui s'articule autour de quatre axes que nous nommeront : **entrées problématiques**. Cette base méthodologique nous amènera naturellement à analyser de manière pertinente les filières de traitement et de valorisation potentielles des eaux usées.

I.A LA PROBLEMATIQUE DE LA GESTION DURABLE DES DECHETS ET DE L'ASSAINISSEMENT URBAIN – CADRE METHODOLOGIQUE

I.A.1 LA GESTION DES DECHETS

La gestion des déchets est un processus qui **intègre** à la fois une phase de traitement final, une phase de valorisation finale et une dernière phase dite destination finale [Figure I.1].

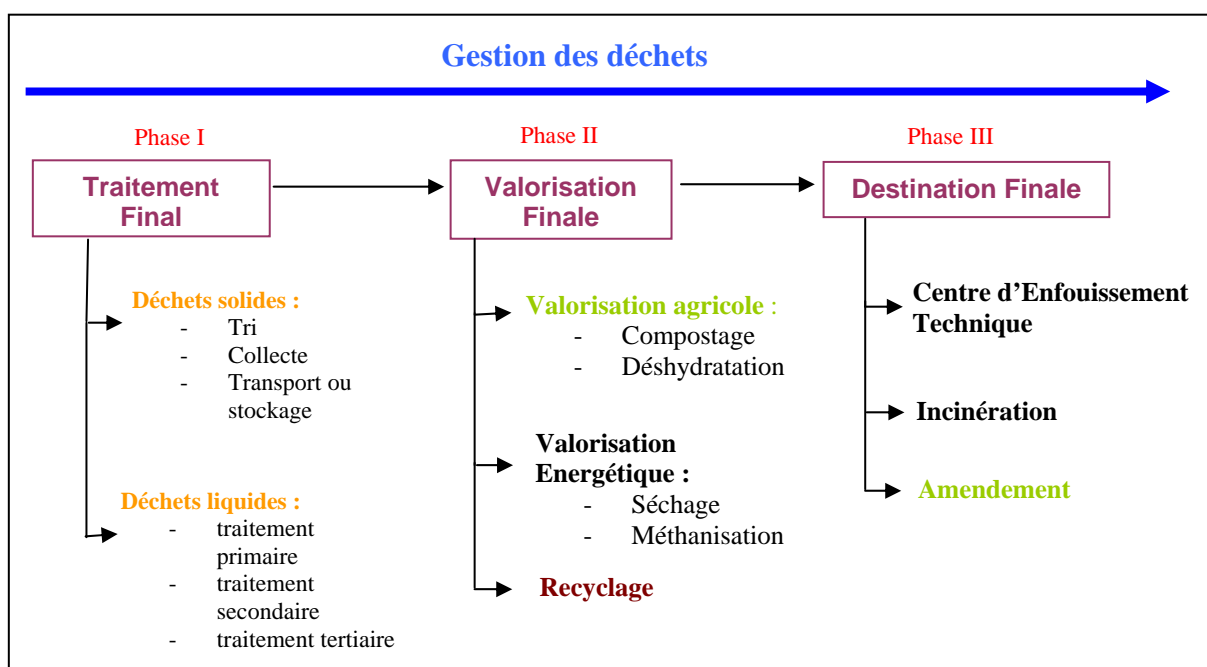


Figure I.1 : Organigramme de la gestion des déchets

La gestion des déchets trouve son sens à travers les objectifs à atteindre, qui conditionnent le choix de la destination finale et implicitement le choix des filières de valorisation.

I.A.1.1 LES 3 R

Le principe des 3 R – **Réduire/Réutiliser/Recycler** – permet de réduire la production d'ordures ménagères nécessitant un traitement collectif. Or, la réduction du volume de déchets signifie automatiquement la réduction du nombre de camions poubelle sur nos routes, la réduction de déchets incinérés ou mis en décharge...

Les 3 R reposent sur les axes suivants :

- la réduction de la production de déchets (choix de matériaux recyclable non polluants, choix de produits à emballage limité).
- La réutilisation des déchets (par exemple, la consigne des bouteilles)
- Le recyclage des déchets (transformation matières : compostage, papier recyclé, ou transformations énergétiques : centrale thermique...)

I.A.1.2 HISTORIQUE DES DECHARGES

La décharge sauvage a été la première destination des déchets humains. Mais à l'époque c'était sans conséquence puisque tous ces déchets étaient soit inertes soit biodégradables.

Au Moyen Age, les déchets des citadins sont jetés dans la rue ou dans les rivières. Cela pose des problèmes de salubrité. Certains déchets sont récupérés par des chiffonniers pour être recyclés.

Au XIX^e siècle, on se rend compte que l'hygiène est importante pour prévenir des maladies. En 1883, le Préfet de Paris, Eugène Poubelle, impose aux parisiens de jeter leurs déchets dans un récipient, qui a pris le nom de « poubelle ».

Dans les années 1920, on crée des décharges à ordures.

En 1975, une loi paraît sur l'élimination des déchets, loi qui sera modifiée en 1992 en intégrant alors quatre grands objectifs :

- Prévenir ou réduire la production et la nocivité des déchets, notamment en agissant sur la fabrication et sur la distribution des produits ;
- Organiser le transport des déchets et de le limiter en distance et en volume ;
- Valoriser les déchets par réemploi, recyclage ou toute autre action visant à obtenir des déchets des matériaux réutilisables ou de l'énergie ;
- Assurer l'information du public sur les effets pour l'environnement et la santé publique des opérations de production et d'élimination des déchets, sous réserve des règles de confidentialité prévues par la loi, ainsi que sur les mesures destinées à en prévenir ou à compenser les effets préjudiciables.

C'est donc à partir de 1992 que la collecte sélective va réellement commencer à être développée par les collectivités (communes ou groupements de communes), responsables de la collecte et du traitement des déchets ménagers. Aujourd'hui, une grande majorité des collectivités ont mis en place des dispositifs de collecte sélective des déchets ménagers.

I.A.1.3 OU FINISSENT LES DECHETS ?

Afin que les déchets recyclables puissent être effectivement recyclés, il est nécessaire qu'un pré - tri soit effectué en amont. Ce pré – tri a pour objectif principal d'éviter un souillage des déchets recyclables par des déchets non – recyclables. En effet, ceci pourrait les rendre impropres au recyclage. D'autre part, il permet d'orienter les différents déchets vers la bonne destination.

I.A.1.3.1 Les décharges

Les décharges (ou Centre d'Enfouissement Technique – **CET** – ou Centre de Stockage pour Déchets Ultimes – **CSDU**-) [Figure I.2] consistent en l'enfouissement de déchets non destinés au recyclage. Mettre les déchets en décharge a été durant longtemps une solution pratique et peu coûteuse. Mais ces décharges présentent des inconvénients tels que :

- Les nuisances pour le voisinage
- Risques de fuites dans les sols et les cours d'eau...

De plus elles condamnent de grands espaces qui, même après fermeture du site et remblaiement, restent impropres à de nombreuses activités. Les déchets ainsi enterrés continuent à se dégrader pendant de longues années, produisant des lixiviats (jus liés notamment à la dégradation de la matière organique) et des gaz (méthane) qui doivent continuer à être évacués et traités, pendant des périodes pouvant aller jusqu'à plusieurs dizaines d'années.

Des contraintes techniques sont imposées au fonctionnement de ces sites : nature du sol (le plus imperméable possible), protection des ressources en eau, mise en place de géo - membranes (prévention d'éventuelles infiltrations) [Figure I.3], traitements des effluents...



Figure I.2 : Principe de stockage des ordures ménagères dans les CET

Dans la plupart des cas une exploitation intensive des alvéoles se traduit par l'apparition de montagnes de déchets. En effet, les limites de l'alvéole sont dépassées en rajoutant à cette dernière un étage voir deux étages supplémentaires par rapport au niveau zéro de l'alvéole [Figure I.4].



Figure I.3 : Alvéole vide



Figure I.4 : Alvéole pleine et sur exploitée

I.A.1.3.2 L'incinération

L'incinération consiste à brûler les déchets à hautes températures. On parle de *valorisation énergétique* lorsqu'on récupère l'énergie produite par la combustion des déchets pour chauffer des immeubles et/ou produire de l'électricité.

L'incinération est critiquée parce que des dioxines cancérigènes sont produites par les incinérateurs, surtout par les installations anciennes. Afin de contrôler les quantités de ces dioxines, une norme s'applique depuis le 28 décembre 2005 sur tous les incinérateurs, fixant un seuil limite d'émission de dioxine (avant cette date, aucun seuil n'existait sur les rejets de dioxine des incinérateurs). La combustion des déchets rejette aussi du dioxyde de carbone. Ce gaz à effet de serre contribue au réchauffement de la Terre. Le manque de connaissance actuelle sur les

effets des fumées d'incinérateur sur la santé humaine fait que les incinérateurs sont bien souvent rejetés par leur voisinage.

L'incinération est critiquée parce qu'elle nécessite une quantité de combustible qui pourrait être mieux valorisée. Toutefois, la composition actuelle des déchets ménagers incinérés implique une auto – combustion à l'intérieur des fours (seul un apport initial à l'allumage du four, par des brûleurs, est nécessaire). En effet, nos poubelles contiennent aujourd'hui un grand nombre de déchets brûlant très bien (plastique, papier, cartons...). Si certains de ces déchets auraient certes pu être mieux triés et donc recyclés, d'autres ne sont pas recyclables parce que souillés ou imbriqués à d'autres matériaux non – recyclables. De plus, paradoxalement les incinérateurs « brûlent » actuellement de grande quantité d'eau, via les déchets organiques (épluchures de légumes, déchets de jardin...) aujourd'hui encore trop souvent incinérés alors que le compostage constitue un mode de valorisation très simple et écologique sur les déchets. Aussi, l'amélioration du tri de ces déchets à forte teneur en eau permettrait de limiter les quantités de déchets incinérés d'une part et de faciliter leur combustion d'autre part.

Les mâchefers sont les résidus solides de l'incinération des déchets. 25 % des quantités entrantes ressortent sous forme de mâchefers. Ce sont des mélanges de métaux, de verre, de silice, d'alumine, de calcaire, de chaux, d'imbrûlés et d'eau. Ils subissent un tri par aimant et courant de Foucault afin d'en retirer les différents métaux qui peuvent ensuite être recyclés. Suivant leur qualité et leur stabilité, le reste des mâchefers est soit stocké en décharge, soit utilisé en remblais pour les routes.

Ensuite, les usines d'incinération produisent également des **REFIOM** (résidus d'épuration des fumées d'incinération des ordures ménagères), provenant du traitement des fumées. Ces REFIOM sont des particules fortement toxiques, contenant notamment des métaux lourds, et qui font l'objet d'un enfouissement en centre contrôlé. Leur quantité représente 2,5% des quantités de déchets entrants dans l'incinérateur.

I.A.1.3.3 Les déchèteries

Une déchèterie accueille différents types de déchets, que les usagers déposent dans différentes bennes en fonction du déchet. Ces déchets sont ensuite orientés selon leur type vers une filière de valorisation, de recyclage ou vers un incinérateur ou un centre d'enfouissement, pour la partie des déchets non recyclables.

Les déchèteries sont un moyen simple d'évacuer des déchets encombrants, déchets de bricolage ou déchets spéciaux, en vue d'un traitement le mieux approprié. Ainsi, on trouve en général dans les déchèteries des bennes pour les différents déchets suivants : bois, ferrailles, cartons, déchets verts, gravats, encombrants. Certaines déchèteries assurent aussi une reprise spécifique des déchets électriques et électroniques (électroménagers, hi-fi, informatique), en vue soit de leur réutilisation (des associations essaient de les réparer pour leur donner une deuxième vie) soit de leur démantèlement. Les déchèteries réceptionnent aussi généralement les piles et les déchets toxiques (peinture, solvants, produits phytosanitaires ainsi que leurs emballages vides qui sont souillés et donc toxiques) afin de les orienter vers des filières de traitement très spécifiques, et éviter ainsi qu'ils ne se retrouvent dans le milieu naturel, les stations d'épuration ne pouvant pas les traiter. Sur certaines déchèteries commencent à se développer des recycleries : les usagers sont invités à déposer leurs objets pouvant encore servir ou nécessitant peu de réparation dans un box spécifique. Ces objets sont ensuite récupérés par des associations caritatives. Sur d'autres, la « tolérance » à l'égard de la récupération diminue, en raison de problème de « sécurité et

responsabilité », un accident arrivant vite lorsque des personnes commencent à fouiller dans des bennes de déchets...

I.A.1.3.4 Les filières de recyclage

Depuis 1992, une grande majorité des collectivités ont mis en place une collecte sélective des emballages ménagers. Elle concerne en général les bouteilles en plastiques, les emballages en cartons, les briques alimentaires, les emballages métalliques (boîtes de conserve, boîte de boisson), les journaux –magazines et le verre. La manière de collecter ces déchets change d'une collectivité à une autre : collecte de ces emballages en mélange ou non, en porte-à-porte ou sur des points d'apport volontaire... Suivant ce mode de collecte et suivant les matériaux, ceux-ci seront soit orientés directement vers la filière de recyclage (exemple : le verre est généralement collecté seul dans un conteneur spécifique et ensuite directement livré à la filière de recyclage), soit ils subiront un deuxième tri plus affiné (sur une chaîne de tri et de manière bien souvent manuelle) et rejoindront ensuite les filières de recyclage. Contrairement à une idée reçue très fréquente, les déchets déposés dans la poubelle classique (« non - recyclables ») ne font pas l'objet d'un tri avant d'être menés à l'incinération ou en décharge, sauf quelques très rares cas.

I.A.1.4 LA PREVENTION DES DECHETS ET L'ANALYSE DU CYCLE DE VIE DU PRODUIT

La prévention des déchets consiste à prévenir ou réduire la production et la nocivité des déchets, notamment en agissant sur la fabrication et sur la distribution des produits. La prévention inclut toutes les étapes du **cycle de vie** d'un produit avant qu'il soit considéré comme un déchet. *La prévention quantitative* concerne la diminution de la masse et du volume des déchets, *la prévention qualitative* concerne la nocivité des déchets.

L'ensemble de ces étapes passe par l'**Analyse du Cycle de Vie (ACV)** du produit. Cette dernière s'appuie sur deux phases qui s'échelonnent en quatre étapes [Figure I.6] :

- Une **phase d'évaluation**
- Une **phase d'innovation**

L'Analyse de Cycle de Vie est une méthode de compatibilité des impacts environnementaux. L'ACV comptabilise sous forme d'indicateurs qualitatifs ou quantitatifs les principales caractéristiques environnementales du produit considéré.

Elle vise à dresser le profil environnemental du produit en prenant toutes les étapes du cycle de vie d'un produit « du berceau à la tombe » [Figure I.5], depuis l'extraction des matières premières à la fin de vie, en passant par toutes les étapes intermédiaires : production, transport, consommation.



Figure I.5 : Schéma classique du cycle de vie d'un produit

Elle permet de considérer toute la chaîne des acteurs concernés par le produit.

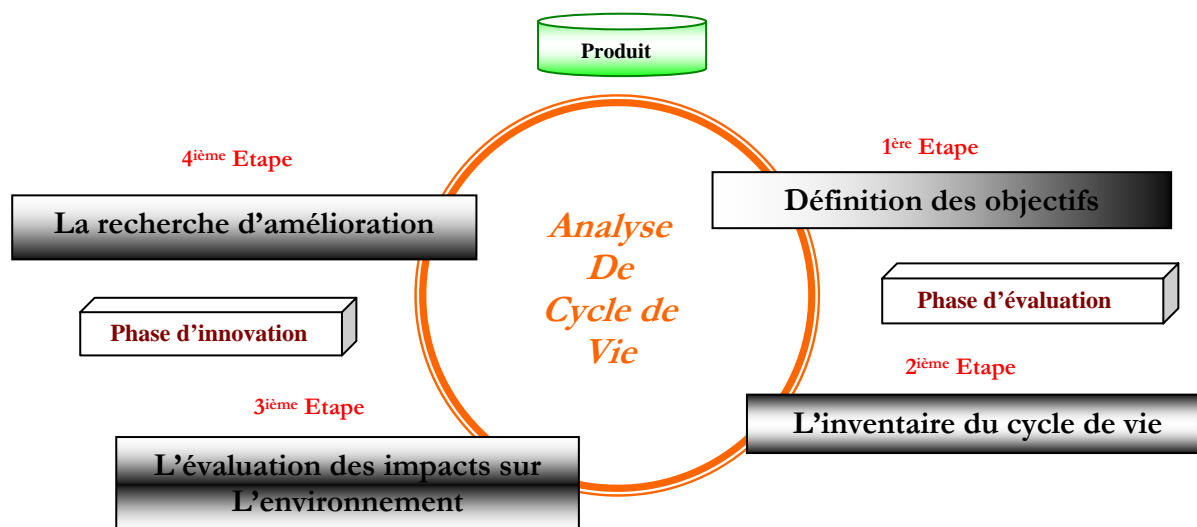


Figure I.6 : Hiérarchisation de l'Analyse de Cycle de Vie

I.A.2 CADRE METHODOLOGIQUE DE LA GESTION DES DECHETS ORGANIQUES ET DES BOUES

La notion de déchet est subjective. Un déchet est un résidu que les hommes jugent inutile dans un contexte donné. Les déchets organiques sont des éléments du cycle de la vie. La diversification des techniques de traitement des déchets amène parfois à des choix complexes. Chaque mode de traitement présente des avantages et des inconvénients et il n'existe pas de panacée. Il faut déterminer le mode de traitement le plus adapté au contexte socio – économique local. L'acceptabilité sociale des installations de traitement des déchets est médiocre. Leur proximité est considérée comme une atteinte importante à la qualité de la vie. L'accumulation de déchets provoque des inquiétudes pour la santé et l'environnement.

La valorisation des déchets, lorsqu'elle est possible, permet d'en retirer des produits utiles ou de l'énergie. Les méthodes de valorisation tendent à être considérées comme des processus industriels, soumises à des normes de plus en plus rigoureuses. Dès lors que ces normes seront respectées, le débat social autour de la question des déchets sera certainement dépassionné.

L'ensemble des interrogations liées à la problématique de la gestion durable des déchets peut être structuré autour de **quatre axes** que nous appellerons quatre **entrées problématiques** et qui seront communes aux aspects gestion des déchets et assainissement des eaux usées. Ces entrées problématiques sont liées aux aspects suivants :

- **Technico – économique, environnementales et sanitaire**
- **Sociologique, anthropologique, culturelle, spatiale et territoriale**
- **Micro – et macro – économique et financière**
- **Institutionnelle et juridique**

I.A.2.1 ASPECTS TECHNICO – ECONOMIQUES, ENVIRONNEMENTAUX ET SANITAIRES

Les attentes vis-à-vis de la gestion des déchets solides, des eaux usées aujourd'hui différent suivant les acteurs concernés : les ménages veulent se débarrasser des ordures et eaux usées pour une question de nuisance. Les collectivités locales se préoccupent de leur gestion dans le double souci de l'esthétique urbaine et de l'hygiène publique. Les opérateurs privés, tout en reconnaissant le caractère social du sujet, sont à la recherche de profit.

Ces attentes posent un certain nombre de problèmes liés au souhait et à la difficulté à les intégrer, très partiellement résolues, dans un système global et abouti, ainsi qu'à l'optimisation de systèmes de gestion dans les contextes et situations spécifiques des villes.

Un des principes d'une bonne gestion des déchets d'ailleurs réaffirmé dans la « Déclaration d'Abidjan » consiste en ce que la question des déchets soit abordée globalement en prenant en compte l'ensemble de la filière : collecte, évacuation, traitement. Mais les difficultés d'ordre technique, financier, social et institutionnel n'ont toujours pas permis d'étendre le service sur toutes ces séquences, sur toutes les populations et sur tout le territoire urbain en adéquation avec les ressources humaines, matérielles et financières disponibles ou mobilisables.

De même, le souci de valoriser les déchets solides ou les effluents connaît un regain d'intérêt, non pas seulement dans le but d'améliorer l'environnement sanitaire, mais surtout dans une perspective gestionnaire pour soulager l'économie globale de la filière. L'intégration de cette valorisation à la filière de gestion des déchets solides et liquides a d'ailleurs des retombées tant sur les plans économiques et financiers, que techniques et organisationnels, ou sociaux.

Des efforts de créativité et d'innovation sont menés un peu partout pour développer des solutions alternatives à moindre coût. Il reste à les tester ou les évaluer pour permettre leur intégration dans un schéma global pour une gestion efficiente des déchets solides et des eaux usées.

I.A.2.2 ASPECTS SOCIOLOGIQUES, ANTHROPOLOGIQUES CULTURELS, SPATIAUX ET TERRITORIAUX

L'existence ou l'absence de systèmes de gestion des déchets solides et des eaux usées, de même que leur gestion individuelle, semi collective ou au niveau de l'ensemble de la ville peuvent être tributaires des traditions socioculturelles des populations concernées, mais tout autant avoir des conséquences importantes sur l'organisation de ces populations. On constate ainsi que le degré d'implication et d'engagement des populations dans les projets d'assainissement est fonction de la représentation qu'elles ont des déchets, et du niveau de conscience qu'elles ont de l'impact sur leur santé de leurs pratiques quotidiennes.

On est de plus, souvent confronté à une ville à deux systèmes (à deux vitesses) : le développement de formes d'assainissement autonome ou l'organisation éclatée de la collecte des ordures produisant un espace fragmenté, voire ségrégué.

Il est donc important de bien en prendre en compte :

- L'impact des différentes formes de gestion ou choix techniques sur l'organisation spatiale et territoriale ;

- La place de la culture et des représentations autour de la notion du « propre » et du « sale », et tout particulièrement face aux déchets.
- La notion d'espace public et de besoins collectifs ;
- Le jeu des acteurs.

I.A.2.3 ASPECTS MICRO – ET MACRO – ECONOMIQUES ET FINANCIERS

Il est une évidence en matière de gestion des déchets solides, comme d'assainissement que sans une maîtrise des coûts et un équilibre financier, on ne parviendra jamais à une gestion pérenne, même si l'efficacité et la viabilité des montages techniques et organisationnels sont prouvées.

Les questions de la pérennisation du financement et surtout de la connaissance du coût réel du service ont été peu prises en compte dans les diagnostics de situation, dans l'élaboration des stratégies et des planifications et dans la conception des projets. Une meilleure connaissance quantitative de l'économie du secteur d'assainissement permettrait d'y mener des actions plus cohérentes et plus efficaces et de réfléchir aux meilleurs moyens pour financer la gestion de ces services, compte tenu des ressources disponibles et, tout particulièrement, comment mobiliser la contribution des habitants/usagers.

Il est également important d'analyser quels principes de redistribution on fait jouer au travers d'une fiscalité ou parafiscalité locale ou nationale, afin d'assurer un financement durable de ces services.

I.A.2.4 ASPECTS INSTITUTIONNELS ET JURIDIQUES

La gestion des déchets et des eaux usées est de la responsabilité des collectivités locales. Pour l'assumer elles s'appuient sur de nouveaux acteurs en émergence d'origine communautaire ou privée. Ces acteurs ont d'ailleurs souvent une action spontanée qui vise à combler des vides existants et répondre aux besoins des populations.

Mais de grandes ambiguïtés existent dans les rôles et les responsabilités des différents acteurs qui interviennent sur la filière. Ceci est dû principalement à l'insuffisance des dispositions légales et réglementaires mais aussi à l'absence d'une politique cohérente et globale de l'assainissement, définie au niveau de la commune ou au niveau national.

Les différents aspects cités précédemment sont rattachés à des thèmes spécifiques de la gestion des déchets. Ces derniers sont illustrés sur la **[Figure I.7]**.

Chaque aspect est rattaché à différents indicateurs qui doivent conduire à une amélioration et à une optimisation de la gestion des déchets.

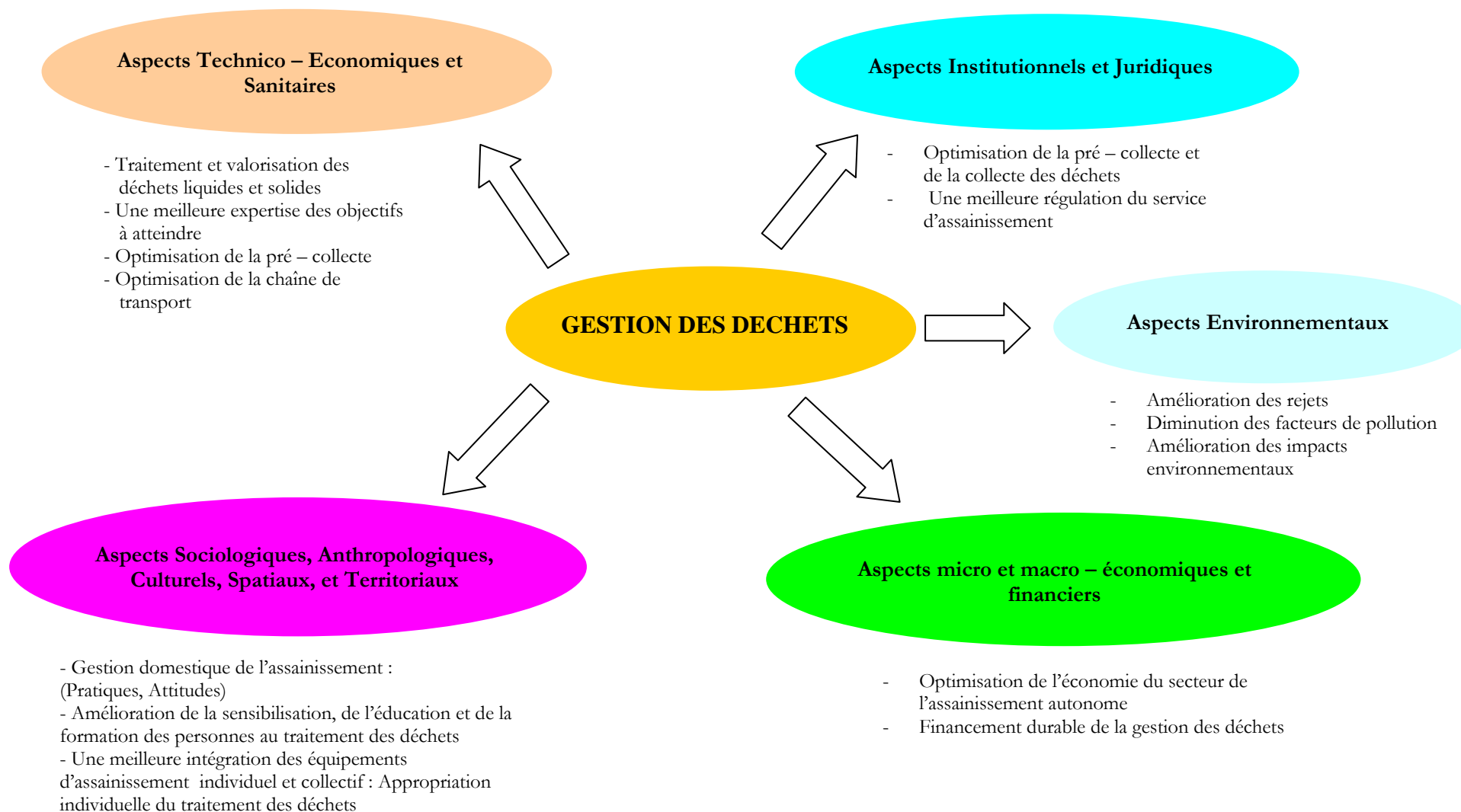


Figure I.7 : Thèmes spécifiques liés aux problématiques de la gestion durable des déchets

I.B LA PROBLEMATIQUE BOUE DANS LA GESTION DES DECHETS

Dans les années à venir, la quantité de boues produites par les usines de traitement des eaux résiduaires connaîtra une importante augmentation, tandis que les voies de valorisation ou de stockage sont plus restreintes.

I.B.1 LE TRAITEMENT DES BOUES : UNE PRIORITE POUR L'AVENIR

Jusqu'à une période récente, l'impact d'une usine de traitement des eaux résiduaires était surtout défini par la qualité de l'eau rejetée en fin de filière. Le débat revêt aujourd'hui une autre dimension, avec la prise de conscience qu'il est également nécessaire d'améliorer le traitement des boues issues de la dépollution.

Il est devenu impératif de les évacuer dans les conditions les plus respectueuses pour l'environnement, afin de ne pas remettre en question l'effort consenti en matière d'épuration. Autrement dit, de ne pas risquer d'effectuer un simple transfert de pollution dans le milieu naturel.

L'impact conjugué des législations eau et déchets renforce la politique de traitement de l'eau. La quantité de boue à traiter ou à évacuer est liée :

- A la quantité et à la qualité des effluents arrivant dans une usine
- A la qualité des eaux de rejet désirée.

C'est-à-dire à la politique d'assainissement menée par les collectivités locales. Or les dispositions prises par les instances européennes, et transposées en droit français, vont amener les états membres à renforcer la collecte et le traitement des eaux usées. Corrélativement, c'est donc une masse de plus en plus importante de boue qu'il sera nécessaire de traiter dans les prochaines années. Avant la promulgation de cette législation, 62% seulement de la pollution produite par les agglomérations rejoignaient une usine de traitement, et le rendement d'épuration des usines n'était que de 68%. Au total, seulement 42% de la pollution étaient éliminés. Une situation similaire à celle qui prévaut dans une majorité de pays européens.

Toutes les directives européennes portant sur l'eau ou les déchets considèrent qu'il est souhaitable de recycler ou de valoriser les sous – produits. Ce concept doit donc orienter les choix dans l'avenir.

La loi française sur les déchets (du 13 Juillet 1992) s'inscrit dans cette démarche. Elle avait prévu qu'à partir de 2002 la transformation des décharges en centre de stockage où les conditions d'admission sont plus contraignantes.

La problématique est la suivante :

L'augmentation des productions de boues, associée au renforcement de la réglementation sur la mise en décharge, impose de s'orienter vers des filières de traitement conçues dans une logique de valorisation.

Nous devons désormais intégrer la « problématique boue » le plus en amont possible. Ce postulat implique de bien connaître la nature des boues à traiter et les contraintes des destinations possibles, avant de choisir la filière de traitement et de valorisation optimales

I.B.2 LA SITUATION EN EUROPE

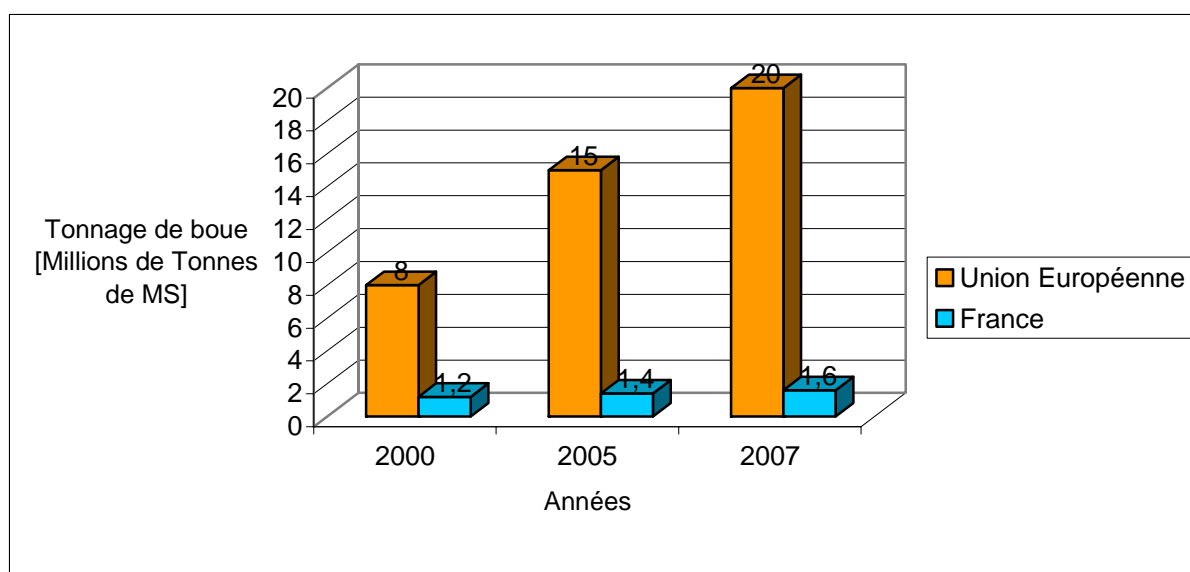


Figure I.8 : Evolution de la production de boues résiduelles urbaines dans l'Union Européenne et en France en millions de tonnes de matière sèche (tMS) [source OTV]

Au niveau européen, la production de boues était estimée, dans les années 1995, à 7 millions de tonnes de MS/an. Elle est passée à plus de 20 millions en 2006.

Si chaque Etat membre applique les directives européennes dans les délais prévus, la croissance de la masse de boues devrait être de l'ordre de 40 à 300%, selon les pays, d'ici à l'horizon 2010.

Cette évolution est, en partie, due à la mise à niveau des pays du sud de l'Europe, dans lesquels la production de boue par habitant n'excède pas 35 à 45g/éq.hab (raccordé station) contre 100 à 120 dans les pays de culture « nordique », tels que l'Allemagne ou le Danemark. La France (65 à 70 g/éq.hab) se situe à un niveau intermédiaire. Par ailleurs, beaucoup d'usines françaises sont équipées d'une aération prolongée, ce qui réduit encore la production de boue.

Actuellement, la production de boues résiduelles de quelques 20000 usines françaises est voisine de 1300000 tonnes [Figure I.8] (en tonnage de Matière Sèche (MS)). Ces volumes continuent de croître rapidement, en raison de la mise à niveau progressive de la plupart des ouvrages d'épuration et de l'augmentation du taux de collecte.

A l'horizon 2007, l'impact de la directive européenne sur le traitement des eaux résiduelles urbaines devrait se traduire par une production de plus de 1500000 tonnes de MS.

I.B.3 PRESENTATION GENERALE DE L'ASSAINISSEMENT A LA REUNION

Le département de la Réunion compte 24 communes dans lesquelles se répartissent environ 730770 habitants [BCEOM, 01].

En considérant un taux constant d'accroissement annuel (Tca) de 1.7 % pour les neuf années à venir, la population de la Réunion peut-être estimée suivant les projections présentées sur le **Tableau (I.5)** :

Population estimée 2001	Population estimée 2005	Population estimée 2010
730770	782450	853110

Tableau I.1 : Nombre d'habitant estimé sur neuf ans

Compte tenu de la superficie de l'île, 2500 Km², la densité est élevée (282 habitants au km²) mais inégalement répartie.

On remarque en effet une plus forte concentration de population sur le long de la frange littoral (plus de 70 % de la population) par rapport aux zones des hauts (30 % de la population). De même, la population est plus importante et concentrée au Nord et à l'ouest de l'île.

D'après le bilan de l'assainissement, les réseaux publics permettraient de collecter environ 37 % des effluents produits par la population totale du département soit, environ 273000 habitants actuellement. Ainsi, la majeure partie de la population du département ne bénéficie pas d'une collecte de ses eaux usées et dispose dans le meilleur des cas d'équipements d'assainissement individuel (fosse septique), voire collectifs pour certaines zones d'habitats.

Sur la carte de la **Figure (I.9)** nous présentons l'ensemble des stations d'épuration qui collectent ces eaux usées [BCEOM, 01] :

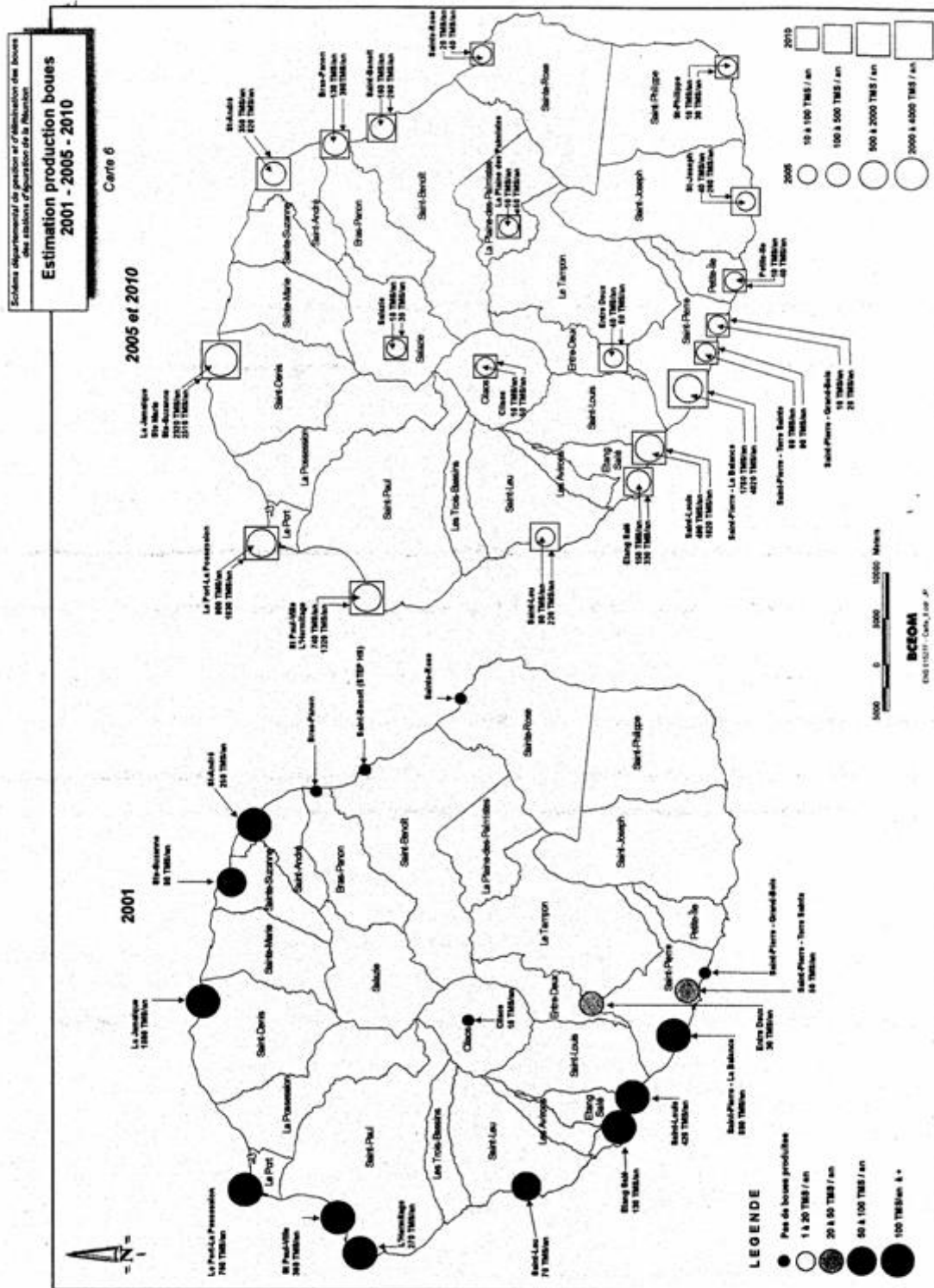


Figure.I.9 : Evolution du parc épuratoire de 2001 à l'horizon 2010

I.B.3.1 LES EAUX INDUSTRIELLES

Une part notable de la production d'eaux usées rejetées au sein des réseaux collectifs d'assainissement provient de diverses activités industrielles. Il s'agit généralement d'usines agroalimentaires de transformation (usines sucrières, abattoirs, usines d'équarrissage, laiteries, salaisons...) dont les rejets en eaux usées sont variables sur l'année en quantité et en qualité.

Globalement, la charge d'effluents d'origine industrielle émise dans les réseaux collectifs d'assainissement représenterait 140 à 160000 Eh, soit 40% de la charge polluante globale reçue.

I.B.3.2. LES PARAMETRES D'EVOLUTION

Dans le cadre de notre étude, il est intéressant de définir les paramètres qui vont influencer de manière sensible l'augmentation de la quantité d'effluents reçue en tête de station, puisqu'elle conditionne de fait, la production finale de boue d'épuration.

Au vu des différentes informations données précédemment, nous pouvons retenir les paramètres suivants :

- *Le développement des réseaux d'assainissements* et donc du nombre effectif d'habitants ou d'industries collectées sera à l'origine d'une augmentation sensible des effluents reçus en tête de station.
- *La part importante des eaux issues d'activités industrielles* au niveau de certains réseaux devrait sensiblement diminuer (amélioration du recyclage interne) et contribuer d'autant à une certaine réduction des flux en tête de station. Celle-ci pourra toutefois paraître négligeable par rapport à l'effet de l'augmentation du taux de collecte de la population agglomérée.
- *La prise en compte progressive de la pollution par temps de pluie.*

I.B.3.3 CARACTERISATIONS DES DISPOSITIFS EPURATOIRES EXISTANTS

I.B.3.3.1 Présentation générale

On compte actuellement dans le département de la Réunion 17 stations d'épuration des eaux usées, dont un hors d'usage (Saint – Benoît). Le parc épuratoire est âgé (moyenne d'âge de 15 ans) avec notamment 6 stations de plus de 20 ans.

I.B.3.3.2 Capacité épuratoire du département

La capacité nominale globale de traitement du département correspond actuellement à un potentiel de 263000 Equivalents Habitants (EH). L'ensemble des stations d'épuration est présenté dans le **tableau (I.2) [BCEOM, 01]** :

Nom de la station	Capacité Nominale (EH)	Charge reçue (EH)	Taux de saturation
<i>La Jamaïque</i>	50000	105283	211 %
<i>Le Port, La Possession</i>	50000	43272	87%
<i>Saint-Paul ville</i>	20000	16717	84%
<i>L'Hermitage</i>	15000	12508	83%
<i>Saint-Leu</i>	5000	3433	69%
<i>Etang-salé</i>	6000	6900	115%
<i>Le Gol - Saint-Louis</i>	50000	23725	47%
<i>La Balance</i>	15000	85417	569%
<i>Terre Sainte</i>	6000	2250	38%
<i>Grand Bois</i>	2000	467	23%
<i>Entre Deux</i>	5000	1567	31%
<i>Sainte Rose</i>	2000	633	32%
<i>Saint André</i>	8000	13975	175%
<i>Sainte Suzanne</i>	4000	4567	114%
<i>Cilaos</i>	5000	183	4%
<i>Bras Panon</i>	20000	6167	31%

Tableau I.2 : Capacité Nominale et taux de saturation des stations d'épuration

On constate qu'il n'existe pas de très petites stations d'épuration collectives dans le département puisqu'elles sont toutes d'une dimension au moins égale à 2000 EH. Par ailleurs, l'absence de station de taille importante (supérieure à 80000 EH) tend à démontrer un certain retard vis à vis de la capacité d'assainissement des collectivités les plus importantes (Saint Denis, Saint Pierre) et des charges polluantes qu'elles doivent théoriquement éliminer. Ces différentes informations font pressentir une forte augmentation à venir de la capacité épuratoire globale de la Réunion, entraînant de fait l'augmentation de la production de boues résiduaires. Cette capacité épuratoire pourra augmenter par :

- L'extension de stations existantes
- Le remplacement des stations obsolètes par des stations plus grandes
- La création de stations au niveau des communes non encore équipées

Ainsi, nous pouvons estimer que le département devrait présenter à terme un parc de 20 stations d'épuration **[Figure I.9]** permettant d'offrir une capacité nominale de traitement à l'horizon 2010 d'environ 635000 EH contre 320000 actuellement, soit une augmentation de plus de 200 %. Cette évolution aura une conséquence notable sur la production de boues à venir.

I.C LES FILIERES DE VALORISATION, DE STOCKAGE ET LES FILIERES DE TRAITEMENT : QUEL DEVENIR POUR LES BOUES ?

I.C.1 LA DEMARCHE A ADOPTER

Le traitement des eaux résiduaires est incomplet lorsqu'il n'inclut pas le traitement et destination finale des boues. Si ces éléments ne sont pas correctement pris en compte, l'effo consenti en matière de dépollution peut être remis en question.

Deux exigences principales sont à concilier lors de la recherche des filières de traitement de valorisation pertinentes :

- L'objectif de traitement des eaux résiduaires
- Le devenir des boues issues de la dépollution

I.C.1.1 LES CRITERES A PRENDRE EN COMPTE

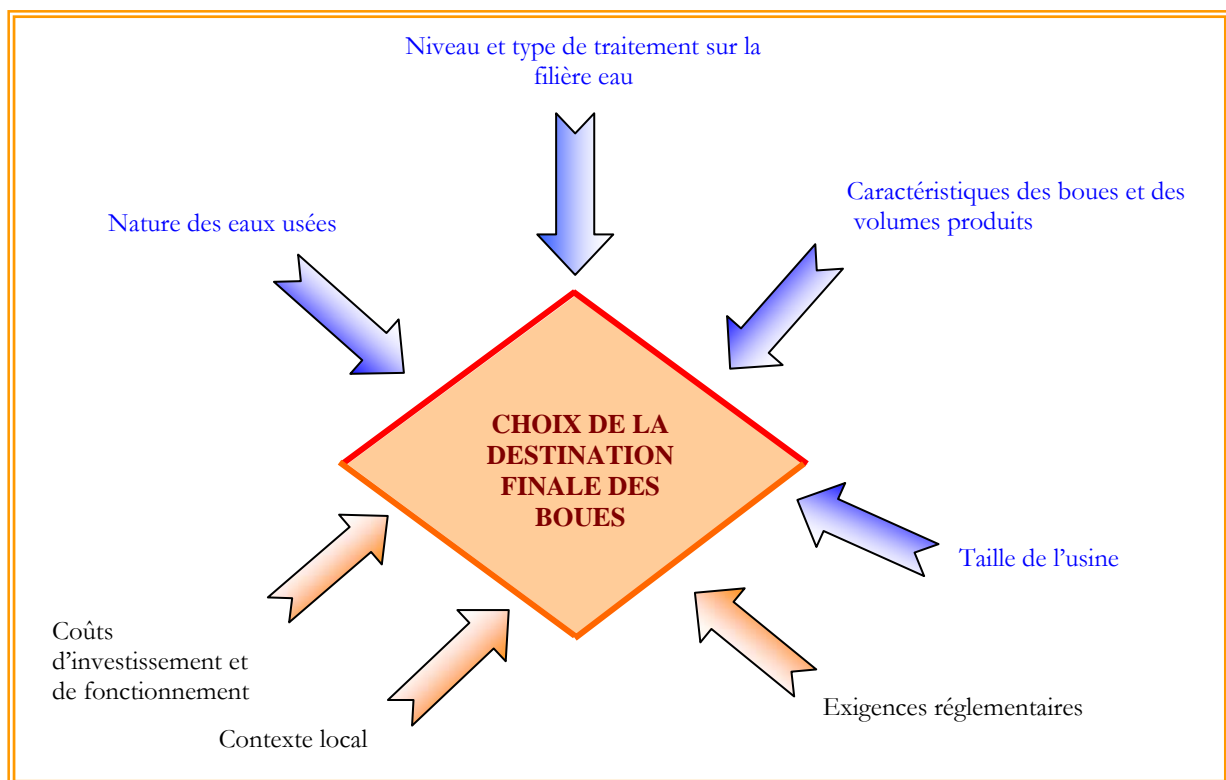


Figure I.10 : Les critères qui influent sur le choix de la destination finale des boues

L'analyse de ces différents paramètres doit déboucher sur le choix d'une voie de valorisation et de stockage optimale et pérenne.

La filière de traitement choisie sera le fruit d'un compromis entre l'objectif de valorisation des boues et les impératifs de traitement d'eau, mais aussi entre les coûts d'investissement et les coûts d'exploitation. Par exemple, l'ajout d'une étape de traitement ou la mise en place d'une

technologie particulière a nécessairement une incidence sur le montant de l'investissement à consentir. En revanche, elle peut permettre de réduire les coûts d'exploitation.

Il n'existe pas de filière de traitement standard. Le bon choix est celui du cas par cas et la bonne approche, celle qui est fondée sur la souplesse et l'adaptation aux spécificités locales, afin de garantir la sécurité d'élimination des boues.

I.C.1.2 COMMENT DEFINIR LA FILIERE DE TRAITEMENT DES BOUES

Valorisation agricole, oxydation thermique ou autre : la destination finale choisie, il reste à déterminer le type de filière à mettre en place pour obtenir une boue dont les caractéristiques (niveau de siccité, stabilisation) correspondent parfaitement aux besoins.

La définition de cette filière dépend d'un certain nombre de critères qui intègrent des considérations techniques et économiques.

- **Le niveau de siccité souhaitée**
- **Le degré de stabilisation recherchée**
- **La nature de la boue à traiter**
- **Les coûts d'investissements**
- **Les coûts d'exploitation**

En fonction du contexte, la solution la plus satisfaisante peut être recherchée parmi plusieurs filières de traitement combinant différentes techniques.

I.C.1.3 LES OBJECTIFS A ATTEINDRE ET LES TECHNIQUES A UTILISER

Le principal objectif poursuivi est la réduction des nuisances, afin de limiter l'impact des boues sur l'environnement. Cette opération doit être effectuée à moindre coût, ce qui passe par une réduction des masses et des volumes à traiter et à transporter.

- **La stabilisation permet de réduire le pouvoir fermentescible et, par conséquent, les nuisances olfactives.**

L'acceptation de la filière de valorisation agricole dépend, en grande partie, de la facilité d'utilisation des boues. L'exigence d'une boue à l'odeur acceptable figure souvent parmi les critères les plus importants cités par l'agriculture.

La stabilisation, en réduisant les fermentations, permet de minimiser les nuisances olfactives lors de la reprise des tas et de l'épandage. De plus, certains procédés de stabilisation (chaulage, compostage ou digestion) permettent de réduire le nombre d'agents pathogènes de façon significative, et d'avoir une boue à la fois stabilisée et hygiénisée.

- **La réduction de masse et de volume permet de limiter la taille de certains équipements et le coût d'évacuation.**

Quelle que soit la destination finale des boues, il est impératif de réduire leur volume, autrement dit leur teneur en eau. Cela permet de diminuer les coûts de transport et de stockage, d'augmenter le pouvoir calorifique en cas d'incinération, ou d'atteindre une siccité d'au moins 30% en cas de stockage en décharge.

Pour atteindre ces objectifs, un certain nombre d'opérations peuvent être mises en place. L'enchaînement de toutes ces étapes [Figure I.12], ou la combinaison d'une partie d'entre elles, dépend de la destination finale des boues, des moyens engagés et des volumes à traiter.

- **L'épaississement** permet de concentrer les boues liquides de 3 à 10 fois (de quelques g/l à quelques dizaines de g/l). **La siccité obtenue varie de 1 à 10%.**
- **La déshydratation** permet de poursuivre l'opération d'épaississement en donnant à la boue une consistance plus solide (état pâteux ou solide) répondant aux exigences de la destination finale.
La siccité varie de 15 à 40% (de 150 à 400 g de MS/kg de boues) selon l'origine des boues et le type de machine utilisé.
- **La stabilisation chimique ou biologique** n'est pas mise en œuvre systématiquement. Elle permet de réduire les nuisances olfactives, et celles liées à la présence de certains micro – organismes.
- **Le séchage** permet d'atteindre des taux de siccité variant de 30 à plus de 90%. Le niveau de siccité recherché est fonction des contraintes de stockage et de transport (en valorisation agricole) ou du mode d'incinération.
- **L'oxydation thermique** réduit la quantité finale de boues aux seules matières minérales.

Grâce aux températures mises en jeu, le séchage à 90% et surtout l'oxydation thermique, hygiénisent la boue en éliminant les germes et les odeurs. Si ces deux dernières opérations ne sont pas envisagées dans la filière, une stabilisation devra probablement être effectuées sur les boues épaissies ou déshydratées.

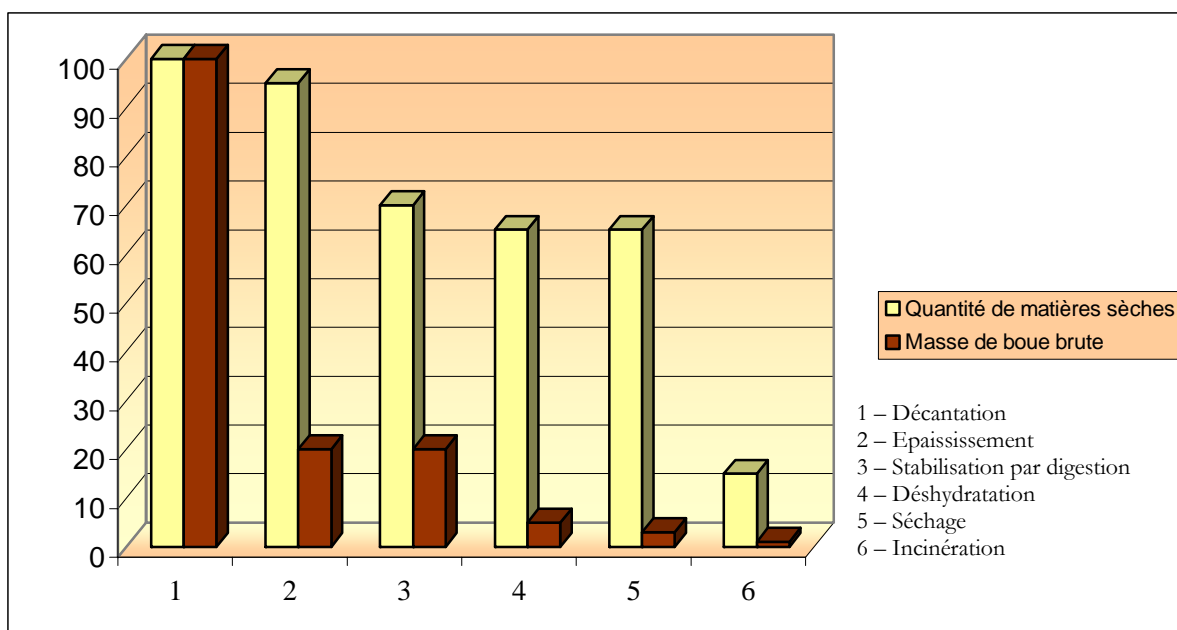


Figure I.11 : Exemple de réduction de la quantité de matières sèches et du volume de boues brutes sur une filière de traitement [source OTV]

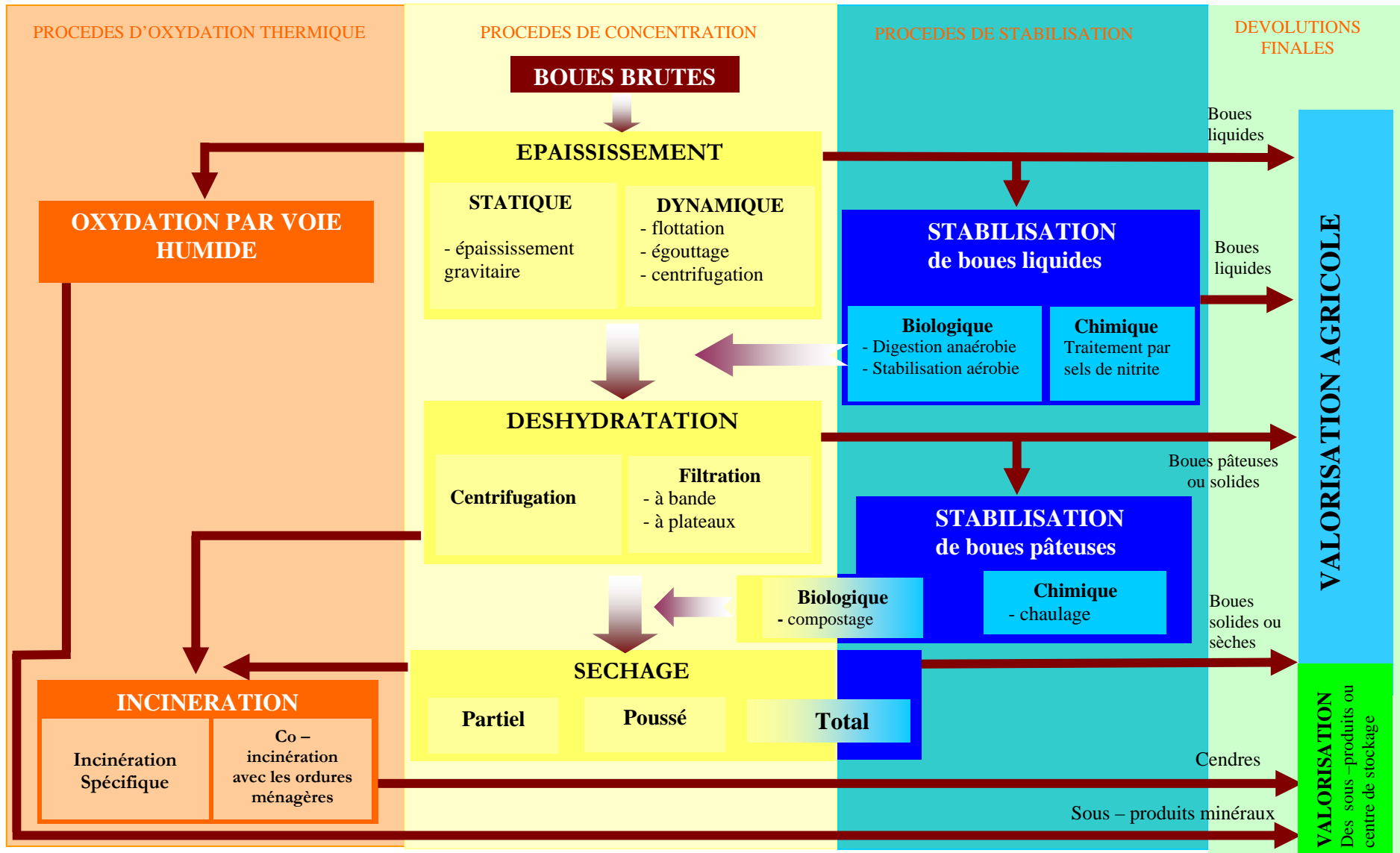


Figure I.12 : Les principales étapes du traitement des boues

D'après la **Figure I.11** une masse de 100 en entrée de l'épaississement devient 20 à sa sortie, 4 après déshydratation, 1 après séchage à 90%, et seulement 0,3 en sortie d'incinérateur.

Selon la **Figure I.12** deux filières se distinguent : celle de la valorisation agricole et de l'oxydation thermique. La valorisation agricole permet un **retour au sol** sous forme d'**amendement** ou d'**engrais** et offre une **alternative agronomique** non négligeable, tandis que la filière de **l'oxydation thermique** se positionne comme étant la filière intéressante dans la **valorisation énergétique** de part **son pouvoir réducteur irréversible** mais également en offrant **l'opportunité d'une co - oxydation** avec plusieurs déchets dans les proportions adéquates ce qui n'est pas négligeable dans le contexte actuel. En somme le pendant saillant de ces deux filières est leur **unicité** dans leur **approche** avec néanmoins des **objectifs distincts**.

La connaissance précise du phasage de chaque filière est indispensable dans le cadre de son optimisation.

I.C.1.4 COMMENT DEFINIR UNE FILIERE DE VALORISATION AGRICOLE

Pour une valorisation par épandage, deux éléments – clés doivent être pris en considération :

- Le degré de stabilisation de la boue
- La texture de la boue : liquide, pâteuse, solide ou sèche [**Tableau I.3**]

Les contraintes d'odeurs, les exigences sanitaires et la qualité physique de la boue constituent des **conditions fondamentales** pour que **l'épandage agricole** soit possible.

Le plan d'épandage peut aussi imposer l'obtention d'une texture de boue particulière : liquide, pâteuse, solide ou sèche.

Nature de la boue	Stockage	Epandage	Intérêt pour l'agriculture
Boue liquide	---	+	+
Boue pâteuse	--	-	+
Boue solide	+	++	++
- Boue chaulée	++	++	+++
- Boue compostée			
Boue séchée	++	++	+++

Tableau I.3 : Appréciation des différentes textures de boues en valorisation agricole

[Source OTV]

Les critères de sélection de la filière de traitement sont illustrées à la **Figure I.13** :

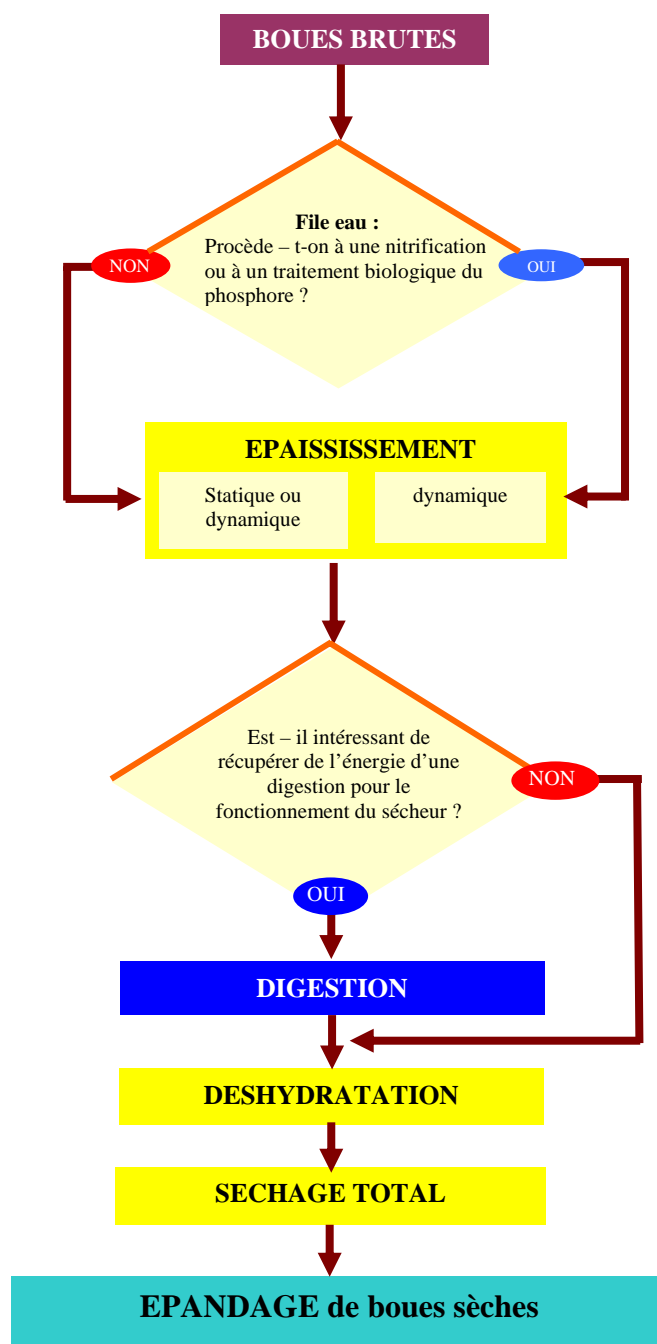


Figure I.13 : Critères de sélection d'une filière de traitement conduisant à l'obtention d'une boue sèche (90% de siccité)

I.C.1.5 COMMENT DEFINIR UNE FILIERE D'OXYDATION THERMIQUE ?

I.C.1.5.1 L'incinération dans un four spécifique

I.C.1.5.1.a Les éléments à prendre en compte

- **Les caractéristiques de la boue**
 - **Matières Sèches (MS)**, C'est le paramètre généralement mesuré. La concentration en MS permet de connaître la quantité de boue à traiter, quel que soit son niveau de concentration dans la filière de traitement. La détermination de la teneur en MS s'effectue à l'étuve 105⁰C ou par infrarouge.
 - **Matières En Suspension (MES)**, si les MS sont faciles à déterminer sur les phases concentrées, il n'en va pas de même sur les phases clarifiées (surverses, filtrats, concentrats...) car les concentrations de matières sont beaucoup plus faibles. Dans ce cas, la procédure de mesure des MES par filtration sur membrane est plus appropriée. Il convient alors d'être prudent dans le calcul du rendement de capture qui doit être exprimé, de préférence, en fonction des MES (il est possible de déterminer expérimentalement la relation entre MES et MS).
 - **Fraction Volatile – FV (en % de MS) ou Matières Volatiles – MV (en concentration)**, ce paramètre livre une précieuse indication sur le degré de stabilisation de la boue et son aptitude à divers traitements (déshydratation, incinération...). Plus le taux de MV est faible, plus la boue est facile à épaissir ou à déshydrater, mais plus son exothermicité en incinération est faible. On considère généralement que $MV \approx MO$ (Matière Organique). Les boues résiduaires urbaines possèdent une Fraction Volatile élevée (70% en moyenne).
 - **Indice de Boue (IB)**, ce paramètre à relier indirectement aux MS et MV, dépend du temps de séjour dans le bassin biologique. Sa bonne connaissance est importante pour l'épaississement. Plus l'IB est faible, plus la boue est facile à épaissir.
 - **DCO, DBO, PT, NTK**, leur connaissance est secondaire sur la chaîne de traitement des boues. En revanche, il est important de connaître les valeurs des différents filtrats, concentrats et surverses retournant en tête de la file eau. Ceux-ci peuvent couramment représenter 5 à 25% de la charge entrante, selon le type et les performances du traitement des boues.
 - **C.H.O.N.S. (Carbone, Hydrogène, Oxygène, Azote, Soufre)**, ce paramètre permet d'estimer les performances d'une étape ultérieure de traitement par voie biologique (digestion anaérobie avec production de biogaz) ou thermique (incinération).
 - **PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur)**, le PCI, à relier au C.H.O.N.S, a une importance primordiale en incinération. Il existe de nombreuses corrélations ou modes de calcul du PCI. Par exemple, il est possible d'avancer la corrélation

suivante, en exprimant le PCI en kWh/kg de MS par rapport à la fraction volatile : $PCI=0,048*FV + 1,032$.

- **Température, pH, potentiel d'oxydo – réduction (eH), conductivité**, ces paramètres n'ont pas de valeur prédictible en traitement des boues. Ils permettent cependant de mettre en évidence un dysfonctionnement, tel que le vieillissement d'une boue qui dégrade les performances de la filière (chute du eH).
- **AGV, alcalinité en $CaCO_3$** , il s'agit de simples paramètres de contrôle du bon fonctionnement d'une opération de digestion.
- **Éléments – traces métalliques**, quelle que soit la destination finale des boues, la connaissance des teneurs en éléments traces métalliques est primordiale. Les métaux suivants doivent pouvoir être identifiés : Pb, Cr, Cu, Mn, Ni, As, Cd, Hg et éventuellement (normes allemandes) Tl (Thallium).
- **Graisses**, généralement exprimées en MEH (Matières extractibles à l'Hexane), elles sont intégrées aux MV. Elles sont prises en compte dans toutes les opérations biologiques ou de combustion. Toutefois, il peut être intéressant de connaître précisément le taux de graisses pour prévenir un colmatage (tuyauterie, capteurs...), un croûtage (digesteurs) ou une déficience de transfert d'oxygène (stabilisation aérobie...).
- **Agents pathogènes**, les agents pathogènes présents dans les eaux résiduaires sont principalement associés aux MES, et se retrouvent donc en grande majorité dans les boues. Il s'agit de virus, bactéries et parasites. La teneur des boues en agents pathogènes est caractérisée en fonction de la présence des plus résistants d'entre eux, qui sont donc jugés représentatifs du risque à estimer : les Entérovirus (virus), Salmonelles (bactéries) et œufs d'Helminthes viables (parasites).

- **Les caractéristiques du four**

L'air de combustion peut être préchauffé ou non.

I.C.1.5.1.b Les objectifs recherchés

- **L'auto combustibilité**

Elle est atteinte lorsque la chaleur dégagée par la combustion de la boue est suffisante pour maintenir le gaz de combustion dans le four à la température désirée : 850 à 900°C.

Des synergies sont possibles entre les différentes étapes. L'association d'un sécheur et d'un digesteur, par exemple. Ce dernier fournit du biogaz brûlé au sécheur et, en retour, les condensats chauds issus de la condensation des buées permettent de maintenir le digesteur en température.

- **La fiabilité**

La fiabilité de la filière de traitement est un impératif. Pour se prémunir contre tout incident pouvant survenir sur un four, il est souhaitable de prévoir une redondance des équipements, ou une filière de secours sous forme de co – incinération avec des ordures ménagères, par exemple. Les critères de sélection de cette filière sont multiples et sont exposés sur la **Figure I.14**.

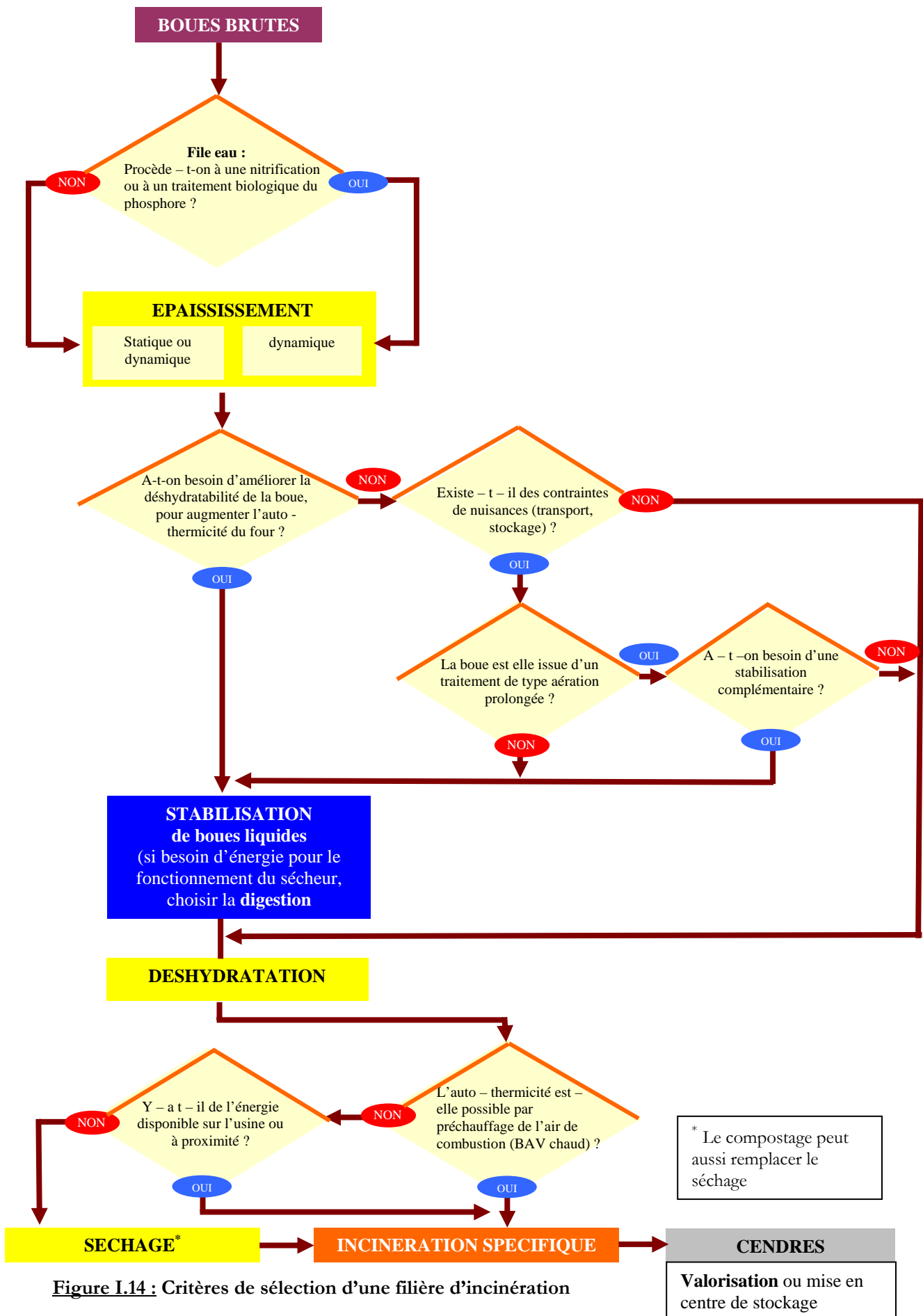


Figure I.14 : Critères de sélection d'une filière d'incinération

La mise en place d'une filière s'échelonne par de nombreuses étapes liées à des questions précises qui ont pour but d'établir les techniques et les procédés les plus pertinents dans la filière de traitement.

I.C.1.5.2 La co – incinération avec des ordures ménagères

I.C.1.5.2.a Les objectifs de siccité recherchés

Le niveau de siccité à atteindre pour co – incinérer la boue dépend de la capacité thermique du four d'ordures ménagères, et de la distance entre l'usine de traitement des eaux et le four.

- **Boue de 15 à 30% de siccité**

Lorsque la boue est à l'état pâteux, il est possible d'en incinérer une partie sans affecter la capacité thermique du four.

En effet, pour maintenir la température d'un four d'ordures ménagères à 850°C, il est nécessaire d'injecter d'importantes quantités d'air de refroidissement. Or, en co – incinération, cet excès d'air est utilisé pour brûler la matière organique des boues, et non plus pour abaisser la température. L'eau contenue dans la boue joue alors ce rôle.

Autrement dit, quand sa siccité n'excède pas 30%, la boue est utilisée en tant que fluide de refroidissement, et non plus comme combustible. Dans ce cas précis, il n'est pas nécessaire d'injecter d'air supplémentaire. 10 à 20% des boues pâteuses (par rapport au tonnage d'ordures ménagères) peuvent être co – incinérés dans ces conditions.

La limite du système se situe dans l'injection de la boue qui est liée au fonctionnement du four.

- **Boue à 60 – 65% de siccité**

Si la réserve thermique du four est importante, la boue peut être injectée à 60 – 65% de siccité.

Ce niveau de siccité correspondant à celui des ordures ménagères, la quantité de boue qu'il est possible d'introduire n'est limitée que par la capacité thermique du four. Toutefois, un four d'ordures ménagères (à grilles) n'est pas conçu pour les boues et, si l'on en introduit trop, l'incinération ne s'effectue pas correctement (mauvais fonctionnement des grilles, fuite de boue entre les grilles).

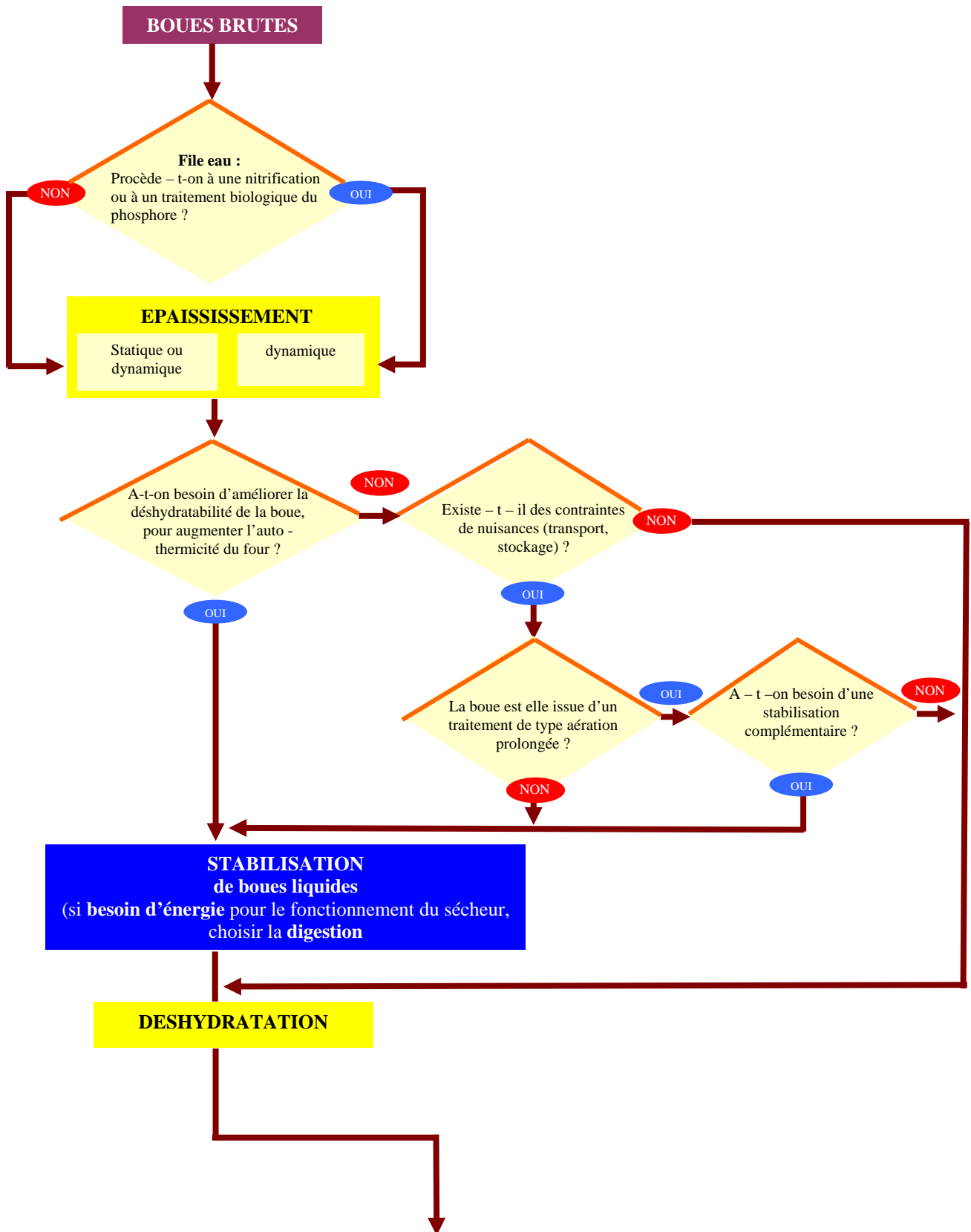
- **Boue à 90% de siccité, ou plus**

Le pourcentage de boue qu'il est possible d'incinérer avec les ordures ménagères est faible, car l'apport calorifique apporté par une boue de siccité supérieure à 90% est élevé. De plus, un tel niveau de siccité présente un risque de « coups de four », si la boue est mal mélangée aux ordures ménagères.

En revanche, la masse de boue à incinérer est réduite, ce qui permet de limiter les coûts de transport et de co – incinération, puisque ceux – ci sont calculés en fonction du tonnage.

I.C.1.5.2.b Les critères de sélection d'une filière de co – incinération avec les ordures

Ménagères



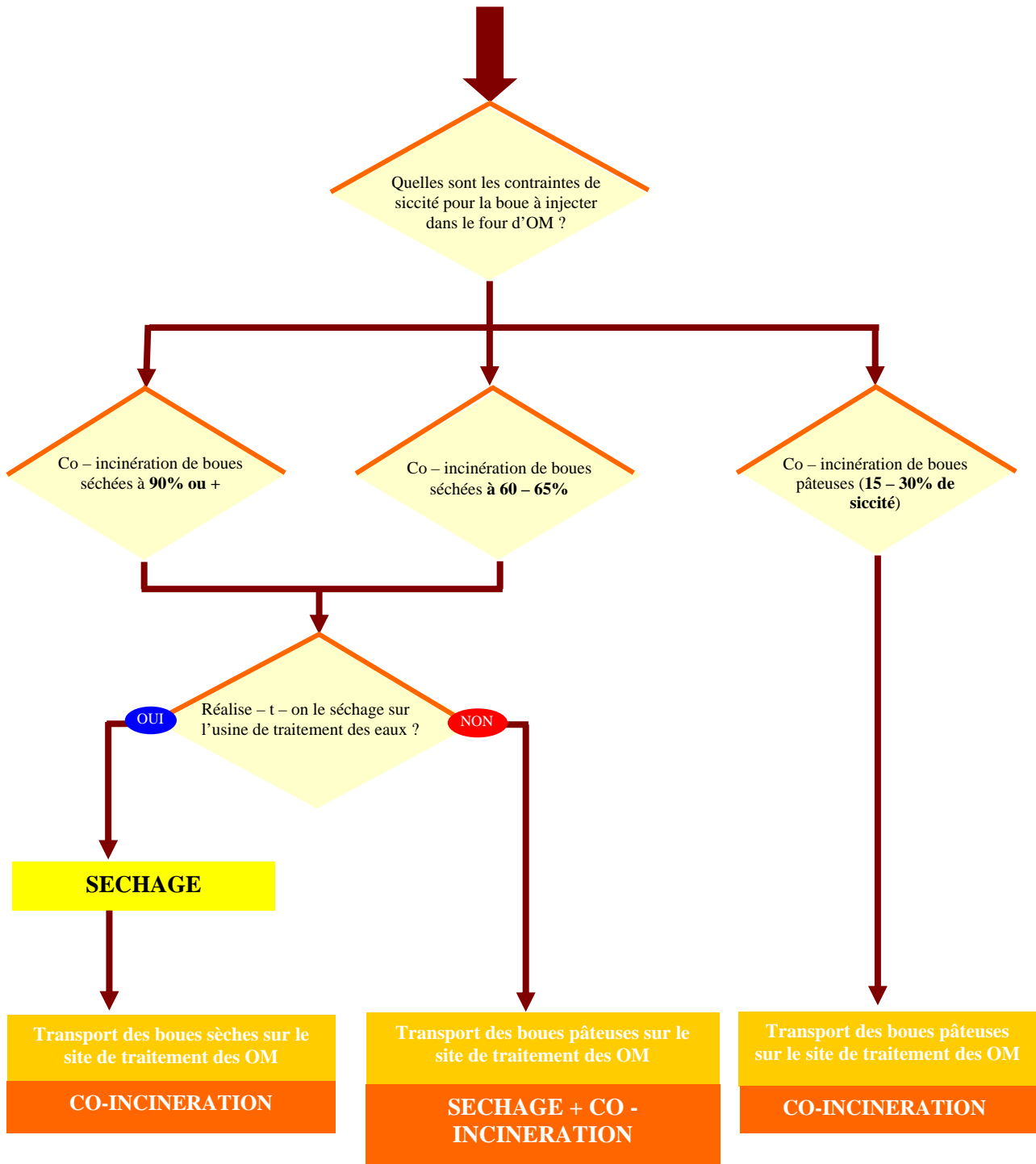


Figure I.15 : Critères de sélection d'une filière de co - incinération avec les ordures ménagères

I.C.2 LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT

Les filières de traitement, exposées précédemment, sont composées de différentes techniques de traitement qu'il est possible de mettre en œuvre sur une filière boues. Ces techniques sont multiples, par conséquent nous préférons présenter que les procédés en relation avec le séchage et la méthanisation qui sont l'objet par la suite de notre étude. Néanmoins le détail des autres techniques de traitement (épaississement, déshydratation, oxydation thermique) est répertorié en **ANNEXE I**.

I.C.2.1 La méthanisation ou la fermentation anaérobie en régime mésophile

La méthanisation, qui est un processus de conversion bioénergétique, se déroule à l'intérieur d'un réacteur en milieu anaérobie à une température de 35°C (régime mésophile) ou à 55°C (régime mésophile).

Appliquée à la boue épaissie, la digestion anaérobie poursuit quatre principaux objectifs :

- **réduire la masse de boue**, en dégradant une partie des MV (et des MS)
- **stabiliser la boue**, sous réserve de respecter un temps de séjour suffisant dans le réacteur
- **hygiéniser partiellement la boue**, en plaçant les espèces pathogènes dans un environnement peu propice à leur survie.
- **produire du Biogaz**

I.C.2.2 Le séchage thermique

Le séchage, qui consiste à évaporer l'eau contenue dans une boue déjà déshydratée, poursuit quatre objectifs :

- **l'élimination partielle ou totale de l'eau interstitielle** pour réduire le volume
- **l'augmentation de la valeur calorifique**, avant oxydation thermique
- **la stabilisation, voire l'hygiénisation**, lorsque la siccité est supérieure à 90%.
- **l'amélioration de la texture de la boue** avant épandage.

Les techniques actuelles reposent sur les sècheurs directs (par convection) et les sècheurs indirects (par conduction) dont les avantages et les inconvénients sont présentés ci dessous.

	Avantages	Inconvénients
Sécheur direct	Appareil de technologie simple Granulation plus aisée de la boue Faible temps de séjour de la boue dans le sécheur	Equipements périphériques sophistiqués et souvent volumineux Plus sensible à la nature de la boue
Sécheur indirect	Simplicité des équipements périphériques Plus facilement sécurisable Faible débit gazeux à traiter	Sécheur sophistiqué Capacité évaporatoire limitée Généralement, fort temps de séjour de la boue dans le sécheur

SYNTHESE

La vision globale de la gestion durable des déchets, à travers les diverses problématiques énoncées et les différentes alternatives exposées, montre que le pendant de chacun se situe dans **l'analyse du cycle de vie** du produit : de sa création à sa destination finale en passant par une valorisation de ce dernier lorsque cela est possible.

Vivre au voisinage d'une installation traitant des déchets est souvent considéré comme une atteinte grave à la qualité de la vie, associée à une inquiétude pour la santé.

Chaque mode de traitement des déchets comporte des avantages et des inconvénients. Au cours des années, les préférences des décideurs politiques ont varié. A chaque fois, une option technique était mise en avant au dépend de toutes les autres alors que la solution aux problèmes posés par la gestion des déchets est dans **la diversité des méthodes de valorisation. La réponse la mieux adaptée dépend de la situation locale.**

Dans ce contexte, la problématique boue s'inscrit dans une démarche dans laquelle la filière de traitement doit être clairement définie. Nous en avons distingué deux :

- La filière de valorisation agricole
- La filière de l'oxydation thermique

Localement, de part les contraintes existantes, seule la filière de l'oxydation thermique se positionne comme la filière offrant un pouvoir réducteur intéressant pour la mise en décharge.

Chaque filière s'appuie sur la complémentarité de certains processus afin d'atteindre les objectifs désirés. Les processus concernés sont la fermentation anaérobie et le séchage de boues. Ces traitements de valorisation participent à l'amélioration du système des décharges en diminuant le volume de boue et en offrant un potentiel énergétique intéressant.

Le besoin de ces deux processus de manière individuelle ou de manière complémentaire ne se heurte à aucuns doutes.

A ce titre nous mettons l'accent dans les chapitres suivants sur ces deux processus à travers tout d'abord une approche expérimentale (Chapitre II) puis une approche théorique (Chapitre III et IV).

CHAPITRE II



MISE EN OEUVRE ET INSTRUMENTATION DE PILOTES EXPERIMENTAUX

IN SITU :

Caractérisation de la matière convectée

SOMMAIRE

INTRODUCTION	43
II.A CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE SOLIDE LORS DU PROCESSUS DE SECHAGE	44
II.A.1 PRESENTATION DU SECHOIR MIXTE : SECHAGE EN COUCHE MINCE	44
II.A.1.1 CAHIER DES CHARGES	44
II.A.1.2 PRESENTATION DU PILOTE EXPERIMENTAL.....	44
II.A.1.2.1 Description générale de la cellule expérimentale.....	44
II.A.1.2.1.a Les éléments constituant le pilote expérimental	44
II.A.1.2.1.b Configurations géométriques des éléments du système d'expérimentation	45
II.A.1.2.2 Présentation des éléments constituant le pilote expérimental.....	46
II.A.1.2.3 Présentation de l'acquisition de données et de la chaîne de mesure	46
II.A.1.2.3.a Présentation de la centrale d'acquisition	46
II.A.1.2.3.b Câblage de la centrale d'acquisition.....	47
II.A.1.3 PRESENTATION DE LA PREMIERE CONFIGURATION : DISPOSITIF DE MODELISATION DES PARAMETRES DE CINETIQUE DE SECHAGE DES PRODUITS..	49
II.A.1.4 PRESENTATION DE LA SECONDE CONFIGURATION : DISPOSITIF DE VALIDATION	50
II.A.1.5 PROCEDURE EXPERIMENTALE.....	51
II.A.1.5.1 Détermination de la masse sèche (MS).....	51
II.A.1.5.2 Procédure expérimentale associée à la première configuration.....	51
II.A.1.5.2.a Etape1 : Les Grandeurs mesurées	51
II.A.1.5.2.b Etape2 : Choix des capteurs	51
II.A.1.5.2.c Etape3 : Câblage de la Centrale d'acquisition	52
II.A.1.5.2.d Etape4 : Disposition des échantillons	52
II.A.1.5.2.e Etape 5 : Disposition des capteurs	52
II.A.1.5.2.f Etape 6 : Lancement des mesures.....	52
II.A.1.6 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS.....	53
II.A.1.6.1 Caractéristiques du produit.....	53
II.A.1.6.1.a Présentation de l'échantillon.....	53
II.A.1.6.1.b Aspect physique des granulats.....	53
II.A.1.6.1.c Composition chimique élémentaire	53
II.A.1.6.1.d Caractéristiques physiques.....	53
II.A.1.6.2 Présentation des essais	54
II.A.1.6.2.a Cas de la variation de la masse	56
II.A.1.6.2.b Cas de la variation de l'humidité absolue	58
II.A.1.6.2.c Influence de différents paramètres sur la cinétique de séchage.....	61

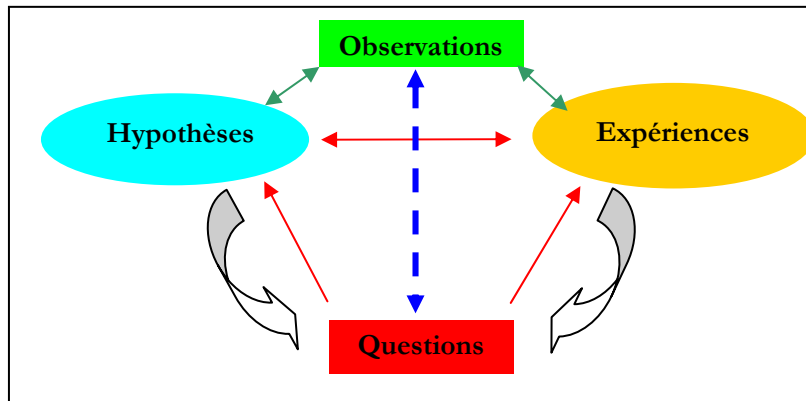
II.A.2 PRESENTATION DU SECHAGE SOUS SERRE EN COUCHE EPAISSE AVEC RETOURNEMENT DES BOUES	66
II.A.2.1 CAHIER DES CHARGES	66
II.A.2.2 PRESENTATION DU PILOTE EXPERIMENTAL.....	66
II.A.2.2.1 Description globale du séchoir serre.....	66
II.A.2.2.3 Instrumentation du pilote.....	66
II.A.2.2.3.a Les grandeurs mesurées.....	66
II.A.2.2.3.b Positionnement des capteurs par rapport à l'enceinte.....	67
III.A.2.2.3.c La chaîne d'acquisition de données.....	67
II.A.2.3 PROCEDURE EXPERIMENTALE	68
II.A.2.4 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS	69
II.A.2.4.1 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 5 cm de boue sans opération de retournement.....	69
II.A.2.4.2 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 10 cm de boue.....	71
II.A.2.4.3 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 5 cm et 10 cm de boue avec des opérations de retournement.....	73
II.B CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE LIQUIDE ASSOCIEE A LA METHANISATION.....	76
II.B.1 CAHIER DES CHARGES.....	76
II.B.2 PILOTE EXPERIMENTAL	76
II.B.2.1 PREMIER MODULE: LE REACTEUR.....	77
II.B.2.2. SECOND MODULE : LA CHAUDIERE.....	79
II.B.2.3. TROISIEME MODULE : LE GAZOMETRE	80
II.B.2.4 ASSEMBLAGE DU DISPOSITIF PILOTE DE DIGESTION ANAEROBIE DES BOUES	81
II.B.3 PROCEDURE EXPERIMENTALE DU PILOTE	83
II.B.3.1 MISE EN EAU DU DISPOSITIF	83
II.B.3.2 MISE EN ROUTE DE LA CHAUDIERE	83
II.B.3.3 MISE EN ROUTE DU DIGESTEUR.....	84
II.B.3.4 INOCULATION ET DILUTION DE L'INFLUENT	84
II.B.3.4.1 Stockage de l'influent.....	84
II.B.3.4.2 Dilution quotidienne.....	84
II.B.4 PROTOCOLE EXPERIMENTAL DES MESURES BIOCHIMIQUES ET PHYSICO – CHIMIQUES	85
II.B.4.1 LE pH.....	85
II.B.4.2 LA DEMANDE BIOCHIMIQUE EN OXYGENE (DBO ₅).....	86
II.B.4.3 LA DEMANDE CHIMIQUE EN OXYGENE (DCO).....	86
II.B.4.4 LA MATIERE SECHE(MS) ET LA MATIERE VOLATILE(MV).....	87
II.B.4.5 RECAPITULATIF EXHAUSTIF DES ANALYSES EFFECTUEES	88
II.B.5 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS.....	89
II.B.5.1 MISE EN PLACE DES CAMPAGNES DE MESURE.....	89

II.B.5.2 RESULTATS DES MESURES	91
II.B.5.2.1 Suivi du potentiel biogaz	91
II.B.5.2.2 La Matière en suspension.....	94
II.B.5.2.3. La Demande Chimique en Oxygène	95
II.B.5.2.4. Le potentiel d'oxydo - réduction.....	96
II.B.5.2.5. La Demande Biochimique en Oxygène	97
II.B.5.2.6. Le potentiel Hydrogène.....	98
II.B.5.2.7. Evolution des concentrations en ammoniac et de ces formes oxydées	99
II.B.5.2.8. Evolution des concentrations en Matière Sèche et en Matière volatile.....	101
SYNTHESE.....	103

INTRODUCTION

La démarche expérimentale est rigoureuse et exigeante malgré des propositions d'expérimentation parfois artificielles ou décontextualisées. Rigoureuse, car elle demande une définition claire des objectifs, ainsi que des moyens pour y parvenir et cela même si l'on sait que le chemin pour y parvenir connaîtra souvent un déroulement plus incertain. Exigeante, car les consignes doivent être bien identifiées, pas seulement dans leur forme, mais dans leur fond ! savoir pourquoi on procède de la sorte est certainement aussi important que de savoir comment !

Sa description classique est schématiquement la suivante :



Il faut en effet souvent plusieurs « va et vient » entre ces étapes, chacune de celles – ci correspondant à des reformulations permettant de transformer progressivement les obstacles rencontrés, et cela tant au niveau expérimental que conceptuel.

A ce titre nous présentons l'étude de la mise en œuvre de trois concepts expérimentaux dédiés :

- au séchage partiellement solaire en couche mince,
- au séchage solaire en couche épaisse
- et à la fermentation anaérobie des boues liquides en alimentation continue et en régime mésophile.

La mise en œuvre du séchoir mixte illustre une réflexion à une échelle macroscopique en proposant une approche du séchage à partir de la compréhension du comportement d'un produit soumis à des contraintes de séchage dans un procédé particulier de type convectif. Ceci conduit au développement d'approches basées sur les cinétiques de séchage autour de modèles de comportement. Cette approche globale induit une simplification de transport de l'eau. Elles reposent sur des mesures de cinétiques de séchage réalisées sur site industriel et peuvent se présenter sous la forme de courbes caractéristiques de séchage (suivi de la masse, de l'humidité, du flux –mass).

Cette démarche se retrouve dans la conception du séchoir serre afin de suivre la cinétique de séchage en couche épaisse avec retournement, néanmoins l'hétérogénéité de la boue au cours du séchage suscite une instrumentation beaucoup plus prononcée à travers des suivis thermiques et hygrométriques graduels du front de séchage tout au long de la couche de boue.

La caractérisation de la matière liquide, à travers le suivi de son potentiel biogaz et de l'évolution de ces paramètres biochimiques et physico –chimiques caractéristiques de la pollution, est réalisée en nous focalisant sur le suivi comportemental de la matière dans un réacteur anaérobie fonctionnant en régime mésophile et en alimentation continue.

Cette démarche expérimentale doit nous permettre d'apporter les premiers résultats et éléments d'explication afin de confirmer ou d'infirmer nos hypothèses mais également de constituer une première base de données caractéristique de la matière.

II.A CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE SOLIDE LORS DU PROCESSUS DE SECHAGE

La mise en œuvre du séchage d'un produit tel que la boue peut se concevoir à travers deux options. La première est celle d'un **séchage en couche mince** et la seconde est celle d'un **séchage en couche épaisse**. Chaque option se trouve caractérisée par un concept expérimental adéquat. A ce titre nous proposons d'étudier le séchage à travers un séchoir mixte et un séchoir serre respectivement associés aux options citées.

II.A.1 PRESENTATION DU SECHOIR MIXTE : SECHAGE EN COUCHE MINCE

II.A.1.1 CAHIER DES CHARGES

Il s'agit de sécher un produit, de faibles épaisseurs, dont le taux de **matière sèche initial est de 13%** pour le ramener à une **siccité finale de 60%**. La notion de faible épaisseur nous pousse à supposer une température homogène au sein du produit.

Le type de séchage est celui d'un **séchage en convection forcée par léchage**. Le séchage n'altère pas la qualité du produit pendant le croûtage doit être évité. La température extérieure pourra descendre à 17°C.

Etudier la cinétique de séchage, c'est étudier l'influence des paramètres d'ambiance sur la cinétique du produit tels que : la température et la vitesse de séchage. Pour cela le pilote doit être muni des systèmes suivants :

- Un système de chauffage d'appoint est nécessaire afin de compléter l'apport de chaleur issue des insolateurs afin d'assurer dans l'enceinte de séchage des températures dont la gamme de variation serait de 50°C à 70°C. Pour cela le dispositif doit être muni de résistances chauffantes. Chaque résistance sera activée de manière indépendante afin d'échelonner la température de consigne (une résistance de 2KW et deux résistances de 1KW).
- La diversité des débits et implicitement des vitesses de séchage passe par la mise en place d'un ventilateur à vitesse variable.

II.A.1.2 PRESENTATION DU PILOTE EXPERIMENTAL

II.A.1.2.1 Description générale de la cellule expérimentale

II.A.1.2.1.a Les éléments constituant le pilote expérimental

Les paramètres les plus influents d'un modèle de cinétique de séchage d'un produit donné sont généralement la température de consigne, le débit et l'humidité relative de l'air asséchant. De ce fait, l'instrumentation d'une étuve d'expérimentation destinée à la mesure de la vitesse de séchage d'un produit devrait permettre à l'expérimentateur de contrôler les valeurs de ces trois paramètres à chaque opération.

En vue de l'étude de la cinétique de séchage des boues des stations d'épuration, nous avons mis au point une étuve de séchage dont la conception tient compte des conditions d'instrumentation citées précédemment. Elle se compose essentiellement des éléments suivants :

- le système d'insolateurs solaires qui convertit le rayonnement solaire en énergie calorifique servant à chauffer préalablement l'air qui y circule ;
- la cellule de séchage peut être agencée selon **deux configurations** : une première pour la modélisation des paramètres à étudier et une seconde pour la validation des modèles et codes de calcul élaborés pour le séchage à convection forcée en couche mince ;
- le système de conduits aérauliques reliant les deux insolateurs précédents est associé à un ventilateur assurant la circulation de l'air dans l'enceinte ;
- le système d'appoint électrique composé de résistances pour ajuster la température de consigne de l'air asséchant.

Il convient de noter que contrairement au cas de la température de consigne et du débit de l'air asséchant, cette étuve n'est pas équipée d'un système permettant le contrôle total de son humidité relative. Néanmoins, l'influence de ce paramètre sur la vitesse de séchage du produit pourra toujours être étudiée indirectement si l'humidité de l'air est mesurée à la consigne et à la sortie du séchoir.

II.A.1.2.1.b Configurations géométriques des éléments du système d'expérimentation

■ Le système d'insolateurs solaires

Le système d'insolateurs solaires est composé de deux modules du type simple vitrage et simple passe entre l'absorbeur et l'isolant arrière. Une lame d'air confiné sépare la couverture transparente et l'absorbeur. L'aire de chaque module est environ égale à $1,8\text{m}^2$ ($2\text{m} \times 0,9\text{m}$). L'épaisseur de l'isolant arrière est de $0,03\text{m}$ alors que celle de l'absorbeur est de $0,008\text{m}$. Quant à la couverture transparente, elle est de $0,006\text{m}$ d'épaisseur. La hauteur de la section droite du conduit utile de l'insolateur est de $0,015\text{m}$.

■ La cellule de séchage

La cellule de séchage (cf. figure 1) est une enceinte rectangulaire dont la section droite (base) est $0,64\text{ m}^2$ ($0,80\text{m} \times 0,80\text{m}$) et la hauteur est de $1,90\text{m}$; ce qui donne un volume d'environ égal à $1,216\text{ m}^3$. L'épaisseur de sa paroi est de $0,04\text{m}$. L'aire de l'ouverture pour le chargement/déchargement de l'échantillon est de $0,72\text{ m}^2$ ($0,90\text{m} \times 0,80\text{m}$). Le diamètre du conduit d'entrée de l'air à la partie basse de la cellule est de $0,425\text{m}$ ce qui équivaut à une aire de l'ordre de $0,142\text{ m}^2$ tandis que l'aire de l'ouverture d'évacuation d'air humide est de l'ordre de $0,160\text{ m}^2$ (mais elle est grillagée).

■ Les conduits aérauliques

Le diamètre de ces conduits est de l'ordre de $0,15\text{m}$. Afin de diminuer l'influence des sollicitations météorologiques externes sur ces conduits, ils sont couverts d'une couche d'isolant sur laquelle est enroulé un matériau réfléchissant.

■ I.1.1.2.d. Le système d'appoint électrique

Placé sur la partie basse à l'arrière de la cellule de séchage, ce système est composé d'un ensemble de résistances chauffantes blindées contenu avec le ventilateur dans un cylindre horizontal d'une longueur de $0,40\text{m}$ et d'un diamètre $0,425\text{m}$.

II.A.1.2.2 Présentation des éléments constituant le pilote expérimental

Pour réaliser les mesures, il est indispensable d'installer dans ce système d'expérimentation les dispositifs suivants:

- une balance électronique (BASIC LITE) permettant de suivre la diminution du poids de l'échantillon tout au long de l'opération. Ayant une précision d'affichage de 0.1g et une plage de mesure de 6100g, elle est reliée à la claie par quatre supports rigides. La pesée se fait au repos à chaque intervalle de temps (Par exemple, tous les 15 minutes).
- des thermocouples (Cuivre - Constantan) pour mesurer les températures avec une précision de l'ordre de 0,5°C.
- des hygromètres offrant une précision de mesure des humidités relatives de l'ordre de 3%HR, gamme de mesure entre 0 et 100% HR, température de fonctionnement entre – 20 et +70°C et une sortie entre 4 et 20mA.
- un anémomètre de précision manuel mesurant des vitesses s'échelonnant de 0.4 à 30 m/s avec une sonde hélice pour la mesure de la vitesse de l'air circulant de la cellule.
- un système d'acquisition des données (CR10X Campbell) avec lequel est relié les thermocouples, le thermohygromètre.
- un ordinateur pour le traitement des données qui sera relié à la centrale d'acquisition et permettra aussi bien de stocker que d'exploiter les données.

II.A.1.2.3 Présentation de l'acquisition de données et de la chaîne de mesure

II.A.1.2.3.a Présentation de la centrale d'acquisition

L'élément principal de la chaîne de mesure est une centrale d'acquisition de données autonome, de type MicroLogger Campbell Scientific CR10X.

Cette centrale d'acquisition est un dispositif complet .Elle se compose de :

- Un pont de mesure de tension de précision (μV)
- Un multiplexeur intégré associé à ce pont permettant 6 voies de mesures différentielles et par conséquent 12 voies unipolaires
- Une mémoire morte (ROM) intégrant les fonctions de conversion mesures/grandeurs physiques
- Une mémoire vive (RAM) dans laquelle sont stockés les programmes d'acquisition.
- Une mémoire de masse intégrée importante permettant le stockage temporaire des données et des générateurs d'impulsion et de tension.

La CR10X est alimentée en continue par une batterie *PS 100* d'une autonomie de 6 mois et délivrant en continue une tension de 12 Volts. La chaîne d'acquisition est complétée par un multiplexeur type AM 16/32 [Figure II.1].

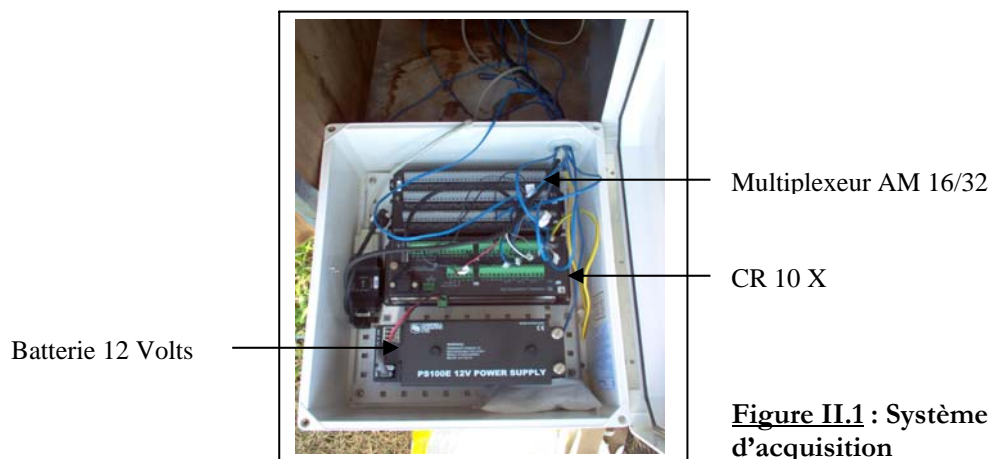


Figure II.1 : Système d'acquisition

II.A.1.2.3.b Câblage de la centrale d'acquisition

La centrale d'acquisition est ensuite reliée à un ordinateur :

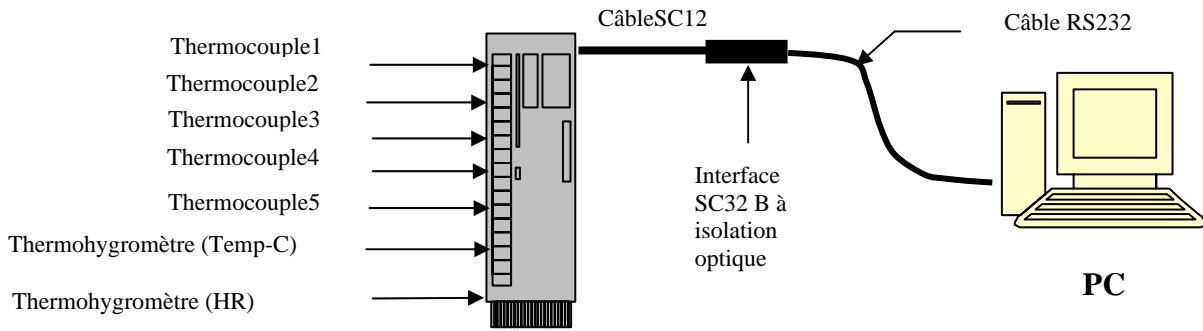


Figure.II.2 : Schéma de câblage de la centrale d'acquisition avec les capteurs et les autres périphériques

L'ensemble du dispositif se trouve sous l'un des insolateurs comme nous le montre la **figure [II.3]** :

La centrale d'acquisition est également située dans le compartiment interne de l'insolateur.



Figure.II.3 : La chaîne d'acquisition

II.A.1.3 PRESENTATION DE LA PREMIERE CONFIGURATION : DISPOSITIF DE MODELISATION DES PARAMETRES DE CINETIQUE DE SECHAGE DES PRODUITS

La première configuration se situe dans un esprit d'élaboration de modèle mathématique qui caractérisera la cinétique de séchage de la boue.

Cette configuration se présente comme un module dans lequel ayant deux étages. Un premier étage sur lequel on positionnera un panneau qui servira de déflecteur et un second étage sur lequel se reposera la claie.

Les figures [II.4], [II.5] montre respectivement la configuration géométrique du module, la vue de profil du petit module de séchage et la disposition des capteurs à l'intérieur de celui-ci. Les détails purement techniques sont répertoriés en ANNEXE II.A.

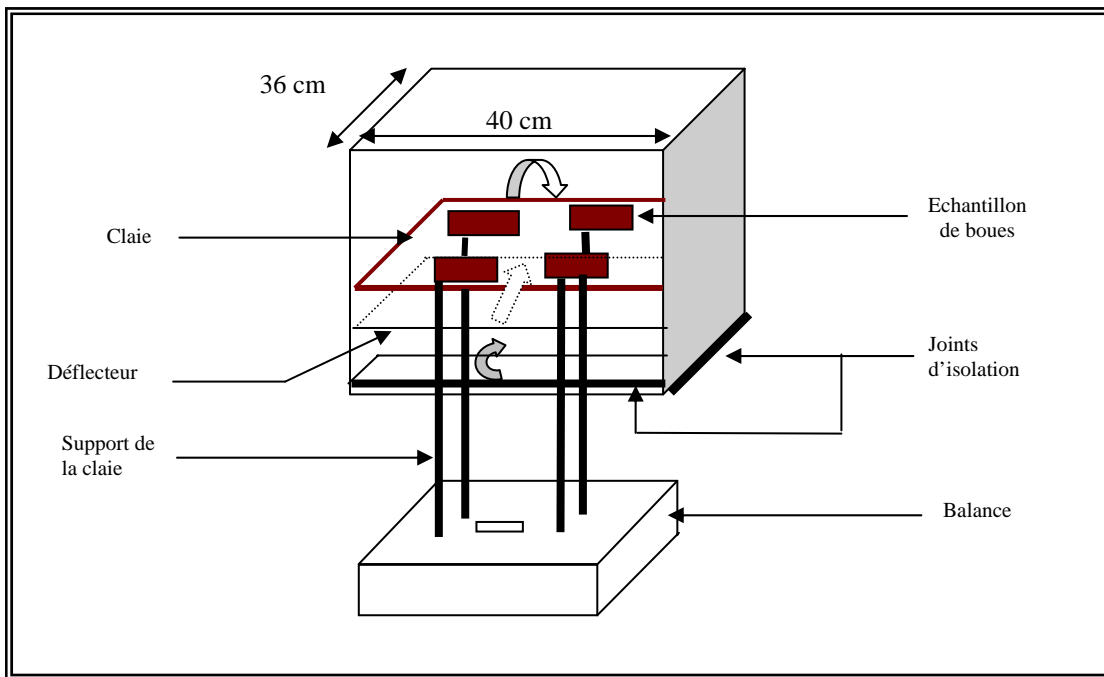


Figure. II.4: Schéma du module correspondant à la première configuration



Figure. II.5: Configuration associée à la mesure et à l'établissement des modèles des paramètres de cinétique de séchage du produit étudié

II.A.1.4 PRESENTATION DE LA SECONDE CONFIGURATION : DISPOSITIF DE VALIDATION

Cette deuxième configuration se situe dans un esprit de validation du modèle établi avec la première configuration.

Dans cette configuration nous envisageons mettre quatre claies et avoir une circulation de l'air asséchant qui serait parallèle aux surfaces des boues afin que le séchage de ces derniers se fasse par léchage dans un but de se rapprocher de la réalité.

La **figure [II.6]** montre les emplacements des claies pour cette seconde configuration et la vue de face du séchoir lorsque sa porte est ouverte.

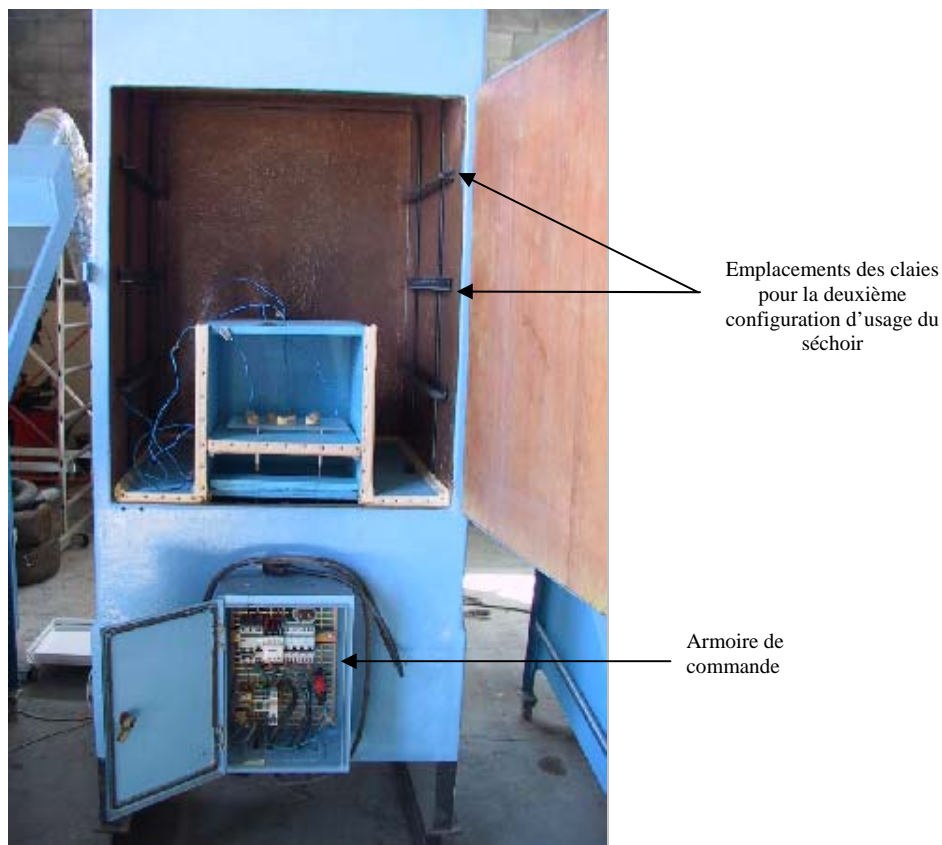


Figure. II.6: Emplacement des claies et vue de face du dispositif de mesure expérimental de des paramètres de cinétique séchage

En ANNEXE II.B une description plus détaillée est illustrée. On schématise la disposition des différents capteurs au sein de l'enceinte de séchage lors de la deuxième configuration. Les différentes flèches indiquent le cheminement de l'air asséchant à l'intérieur de l'armoire de séchage. Un sens influencé par la mise en place de déflecteurs qui assurent à l'air un passage parallèle aux surfaces des échantillons de boues.

Les thermocouples seront disposés de sorte à recueillir des informations sur la température pariétale, la température interne des échantillons de boue au niveau de la claie ou des claies que nous voudrions étudier et la température de l'armoire de séchage.

Le thermohygromètre aura une position fixe. Il se situera avant le passage de l'air sur la première claie. Par contre l'hygromètre aura une position modulable, c'est-à-dire que nous le positionnerons selon nos besoins sur l'humidité relative au niveau des claies.

II.A.1.5 PROCEDURE EXPERIMENTALE

Pour déterminer expérimentalement la vitesse de séchage du produit donné, nous faisons varier les conditions de séchage (débit, température, humidité de l'air).

Nous donnons, dans ce qui suit, la procédure que nous avons adoptée pour la conduite de nos expériences et le mode de détermination des différents paramètres.

II.A.1.5.1 Détermination de la masse sèche (MS)

La connaissance de la quantité de matière sèche est une donnée importante pour la détermination de l'humidité absolue.

En effet, à partir de l'évolution de la masse M de l'échantillon étudié au cours du temps, nous déterminons l'humidité absolue N_s de celui-ci en fonction du temps également.

Par définition, l'humidité absolue N_s d'un produit à un instant donné par :

$$N_s = \frac{M - M_s}{M_s} \quad (\text{II.1})$$

M_s représente la masse de matière sèche contenue dans l'échantillon et est déterminée par une différence de poids après séjour de 24 heures de 10 g de l'échantillon au sein d'une étuve de séchage portée à la température de l'ordre de 80°C.

II.A.1.5.2 Procédure expérimentale associée à la première configuration

II.A.1.5.2.a Etape1 : Les Grandeurs mesurées

La mise en place d'une procédure doit être en parfaite cohérence avec l'information que nous voulons approcher, c'est à dire la mesure. Cette dernière n'est autre que la valeur la plus probable de la valeur réelle de la grandeur mesurée.

A travers ce dispositif nous voulons obtenir :

- La température pariétale de la boue
- La température intérieure de la boue
- La température de l'air asséchant
- La température de l'air ambiant
- Humidité relative de l'air asséchant
- Humidité relative de l'air sortant
- Vitesse de l'air asséchant

II.A.1.5.2.b Etape2 : Choix des capteurs

Cette étape est importante car ces derniers seront les garants de la fiabilité et de la justesse de nos mesures.

Les différentes températures seront mesurées à partir de thermocouples de type T avec une précision maximale de plus ou moins 0.5°C.

Le choix de ces derniers se porte sur la gamme de température qui s'échelonne de 40°C et 350°C. Ces derniers ont été préalablement étalonnés.

L'humidité relative de l'air asséchant est mesurée à l'aide d'un thermohygromètre tandis que l'humidité relative de l'air sortant se mesure à l'aide d'un hygromètre à affichage numérique.

La vitesse de l'air est mesurée grâce à un anémomètre.

Lorsque l'ensemble des capteurs a été choisi il faut les référencer en leur attribuant un numéro afin de ne pas les confondre lors d'éventuelles mesures aberrantes qu'il nous faudrait résoudre.

II.A.1.5.2.c Etape3 : Câblage de la Centrale d'acquisition

Avant de connecter les capteurs à la centrale d'acquisition, il est important de s'assurer que l'alimentation de la CR10X qui se fait à l'aide d'un transformateur se trouve bien dans un intervalle de 9 à 16 Volts.

En dessous des 9 volts l'acquisition des données est arrêtée sans incidence directe sur le module de mesures et d'acquisitions et au dessus des 16 Volts, l'utilisateur court le risque d'endommager la centrale.

On doit s'assurer du câblage des différents périphériques à savoir le câble SC12 qui permet la communication avec la centrale d'acquisition, une interface RS232 à isolation optique SC32B pour la conversion analogique /numérique et pour finir un câble RS232 pour la liaison avec un ordinateur. L'ensemble de ces périphériques doit être branché en série.

Le branchement des thermocouples Cuivre – Constantan et autres capteurs se fait dans les entrées analogiques numérotées de 1 à 5 de la centrale d'acquisition mais aussi sur le multiplexeur.

II.A.1.5.2.d Etape4 : Disposition des échantillons

Les échantillons de boues auront une forme cylindrique dans un premier temps. Un moule de 2 cm de hauteur et 8 cm de diamètre est utilisé mais cette forme pourrait éventuellement évoluer dans le cadre de la prospection de profil optimal lors du séchage [Figure II.7].



Figure.II.7: Disposition des échantillons de boue

II.A.1.5.2.e Etape 5 : Disposition des capteurs

Chaque grandeur fait l'objet d'une mesure précise qui dicte le positionnement pertinent des capteurs illustré en **ANNEXE II.C**.

II.A.1.5.2.f Etape 6 : Lancement des mesures

L'ensemble des capteurs étant positionné et branché, toute la chaîne d'acquisition est prête à fonctionner.

Dans les premières heures il est conseillé de suivre minute par minute, qui sera notre temps de scrutation, les données recueillies afin d'apercevoir d'éventuelles erreurs de mesure qui pourraient provenir de la programmation ou des capteurs malencontreusement endommagés lors de leur installation.

II.A.1.6 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS

En amont de l'expérimentation proprement dite, notre démarche a été la mise en place d'une série de tests effectués sur le site industriel. Ces tests ont une double importance :

- La première est d'ordre technique et pratique en relation avec le fonctionnement des différents modules (fonctionnement du ventilateur, démarrage séquentiel des résistances chauffantes, dispositions et fonctionnement de l'ensemble du système d'acquisition, vérification des capteurs).
- La seconde s'attache directement au suivi de la cinétique de séchage du produit (masse et humidité) en suivant rigoureusement les mesures recueillies par les différents capteurs et/ou appareil de mesure (températures, humidités, masse) afin d'éviter toutes futures incohérences.

II.A.1.6.1 Caractéristiques du produit

II.A.1.6.1.a Présentation de l'échantillon

Les échantillons de boues sur lesquels nous travaillons sont issus de la centrifugation des boues liquides provenant des divers bassins d'aération. Un polymère est ajouté à ces boues afin d'augmenter leur siccité. La siccité finale de ces boues varie entre 12 et 13 %.

II.A.1.6.1.b Aspect physique des granulats

Couleur : marron

Forme : granulats pour une siccité de 13%

Etat de surface : légèrement rugueux

Structure : poreuse

Appellation : boue résiduaire

II.A.1.6.1.c Composition chimique élémentaire

Dans un Kilogramme de boue nous pouvons trouver comme composés chimiques:

Azote réduit : 43,25 g

Phosphore : 29,5 g

Potassium : 3,75 g

Chaux calcium : 268,5 g

Magnésium : 6,75 g

II.A.1.6.1.d Caractéristiques physiques

La Diffusivité thermique :

$$\varepsilon = 6,0 \cdot 10^{-3} \cdot m^2 \cdot s^{-1}$$

La conductivité thermique :

$$\lambda = 1773 \cdot 10^{-6} W / m \cdot K$$

La masse volumique :

$$\rho = 776.Kg.m^{-3}$$

Potentiel d'Oxydo - Réduction : $E_{Ox/Red} = 197mV$

$$E_{Ox/Red} = 197mV$$

II.A.1.6.2 Présentation des essais

Les essais ont porté tout d'abord sur le suivi des températures au niveau du produit (température pariétale, température de la boue) mais également au niveau de l'enceinte de séchage (**Figure II.8**).

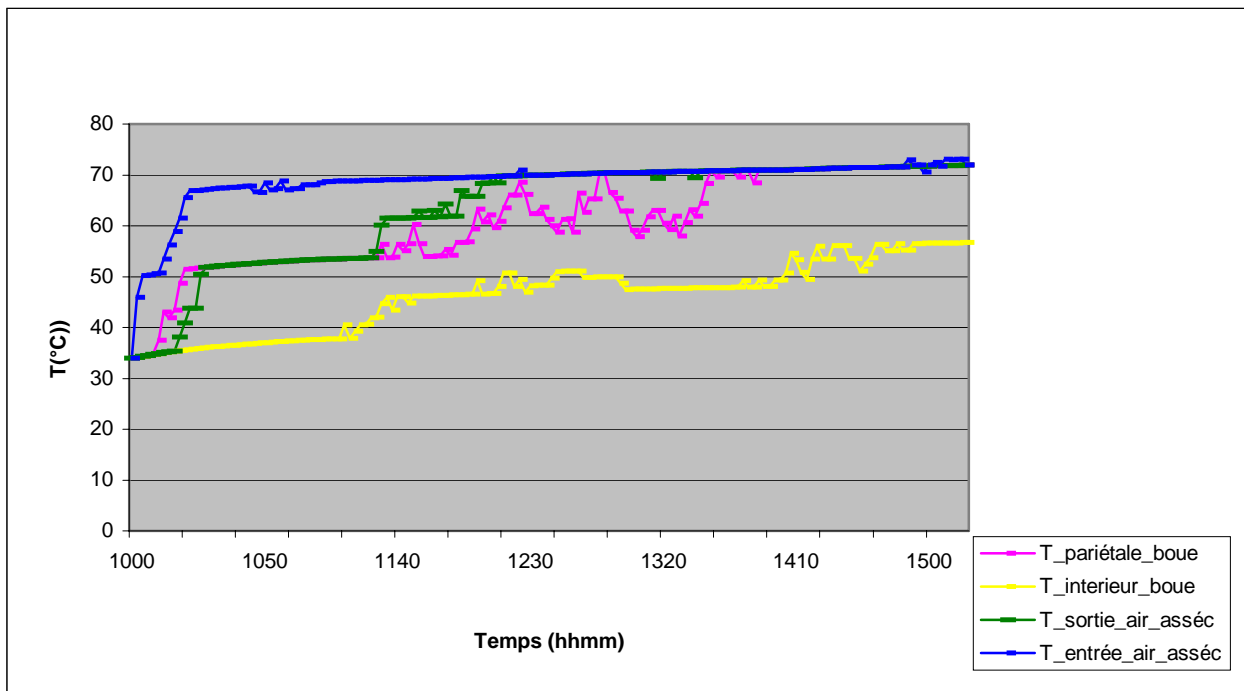


Figure II.8: Variation des températures du produit, et de l'air asséchant en entrée et en sortie au cours du temps

La **figure II.8** nous indique que les températures du produit, de l'air à l'entrée et à la sortie tendent toutes vers la température de consigne fixée à 70°C. Cette uniformisation des températures est atteinte très rapidement par l'air en entrée et un peu plus longuement en sortie. Au niveau de la boue, il existe une amplitude entre la température pariétale de la boue et sa température intérieure qui est de l'ordre de 10°C à 12°C. Ce phénomène est d'autant plus amplifié que la compacité du produit est importante. Le système (séchoir + produit) dans son ensemble tend vers la température de consigne de manière graduelle.

Nos essais ont porté également sur la cinétique de séchage à travers le suivi de l'évolution de la masse et de l'humidité en fonction des paramètres d'ambiance et des paramètres géométriques de la boue. Les conditions expérimentales sont précisées dans le **tableau II.1 et II.2**.

➤ Vitesse de séchage $V = 0,3 \text{ m/s}$, Température de consigne : 60°C , Humidité de l'air asséchant : 30%

Date	t	Configuration	M (g)	e (cm)	Ø (cm)
30-03-04	5h40	cylindrique	128	1	7.2
01-04-04	6h	cylindrique	118.3	3	5.2
05-04-04	5h40	cylindrique	120	3.5	7.5
06-04-04	6h	hémisphérique	128	-	5

Tableau II.1: Paramètres de séchage

➤ Vitesse de séchage $V = 0,5 \text{ m/s}$, Température de consigne : 60°C , Humidité de l'air asséchant : 30%

Date	t	Configuration	M (g)	e (cm)	Ø (cm)
07-04-04	6h	cylindrique	123,3	1	7.2
08-04-04	6h	cylindrique	120	3	5.2
14-04-04	5h30	cylindrique	120	3.5	7.5
15-04-04	6h	hémisphérique	128	-	5

Tableau II.2 : Paramètres de séchage

Où:

t : durée séchage

V : vitesse de séchage

M : masse initiale de l'échantillon

e : épaisseur de l'échantillon

Ø: diamètre de l'échantillon

II.1.6.2.a Cas de la variation de la masse

➤ Résultats de la séance de manipulation du 30 mars 2004

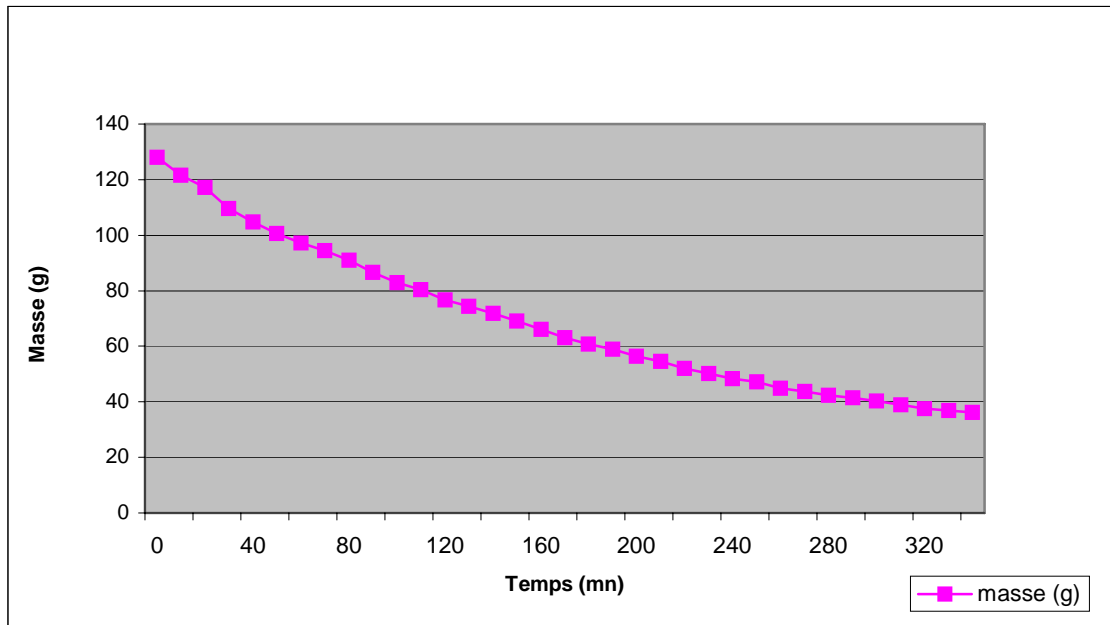


Figure II.9: Evolution de la masse au cours du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 1 cm

➤ Résultats de la séance de manipulation du 01 avril 2004

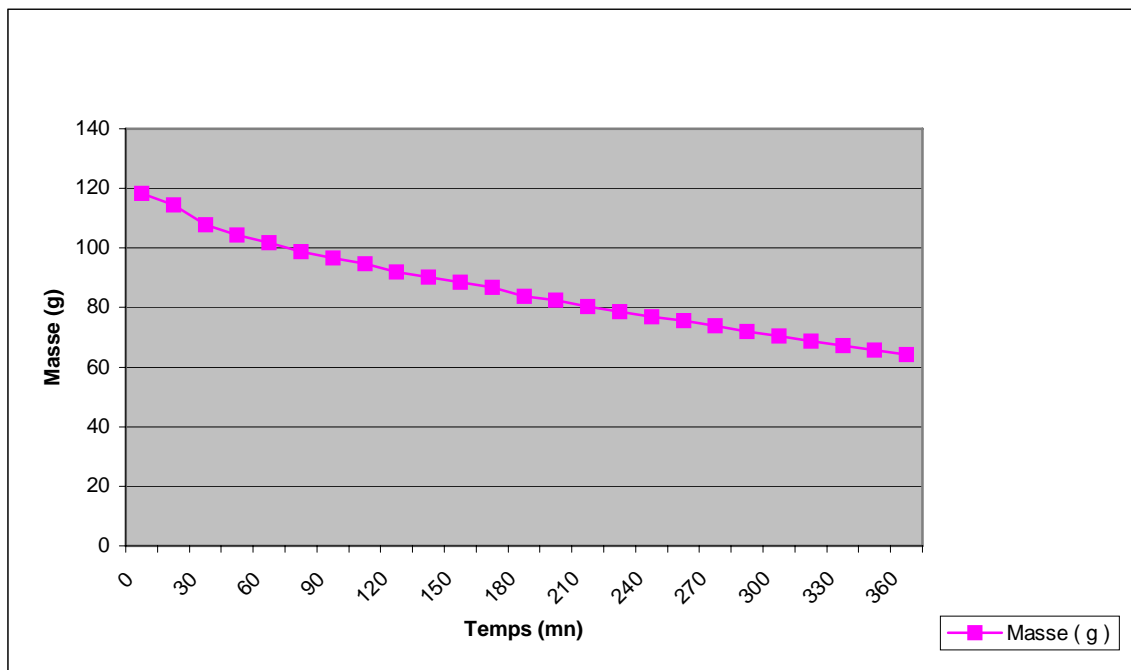


Figure II.10: Evolution de la masse au cours du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 3 cm

➤ Résultats de la séance de manipulation du 05 avril 2004

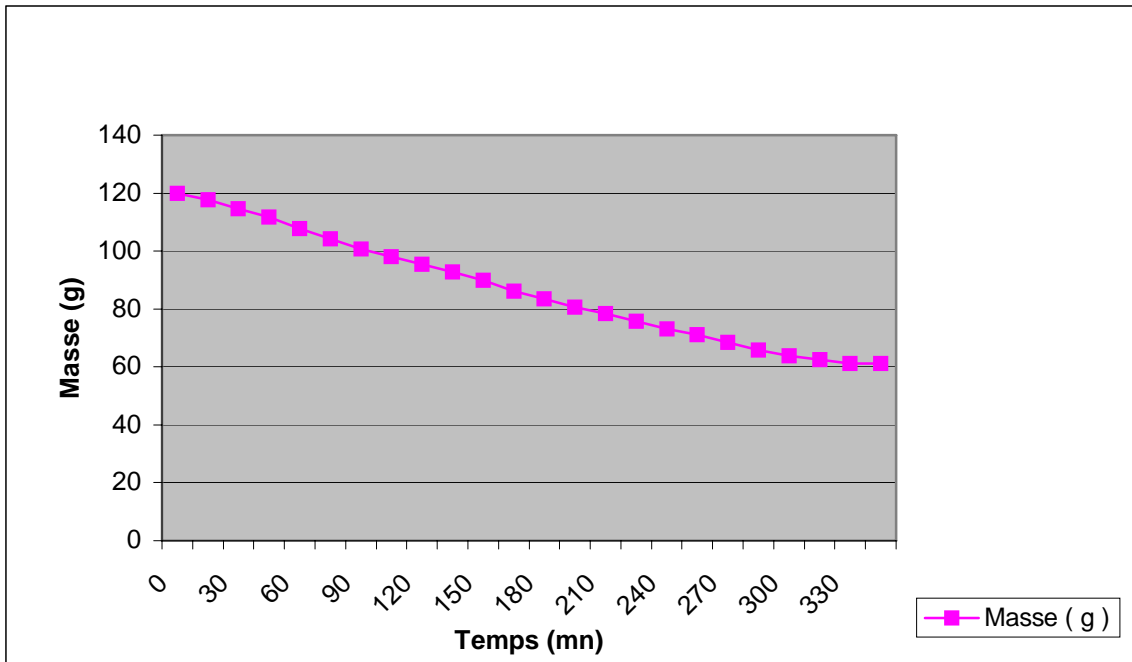


Figure II.11: Evolution de la masse en fonction du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 3,5 cm

➤ Résultats de la séance de manipulation du 06 avril 2004

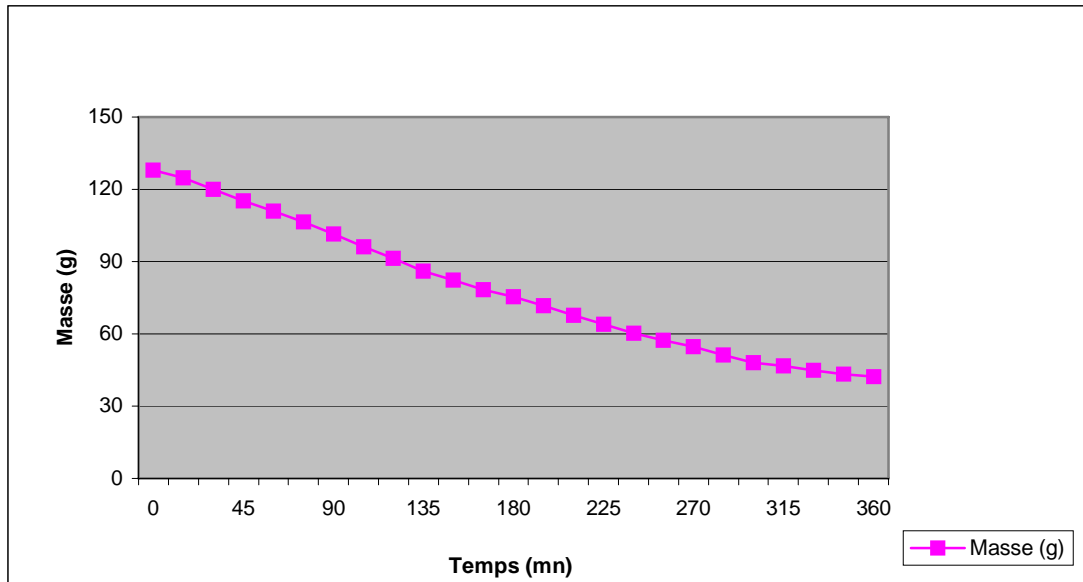


Figure II.12: Evolution de la masse en fonction du temps pour un échantillon de forme hémisphérique d'une épaisseur de 3,5 cm

Les essais représentés par les **figures II.9 à III.12** sont caractéristiques d'un séchage convectif. En effet nous retrouvons sur chacune des courbes les trois phases du séchage à savoir la phase d'initiation puis la phase à vitesse croissante et enfin la phase de ralentissement. L'augmentation au cours du séchage du flux de chaleur, apporté par l'air au produit, et d'autre part de l'accélération de la migration interne de l'eau modifie l'activité de l'eau mais exerce également une influence sur le coefficient de diffusion de l'humidité et dans une moindre mesure sur l'enthalpie de vaporisation.

II.A.1.6.2.b Cas de la variation de l'humidité absolue

La mesure de l'humidité absolue se fait à partir d'un échantillon de boue (10g) prélevé et mis au four afin de relever la masse de la matière sèche.

$$W_s = \frac{M - M_s}{M_s}$$

- W_s : humidité absolue de la boue (kg eau / kg de matière sèche)
 M : masse de l'échantillon étudié (g)
 M_s : masse de matière sèche contenue dans l'échantillon (g)

➤ Résultats de la séance des mesures du 30 mars 2004

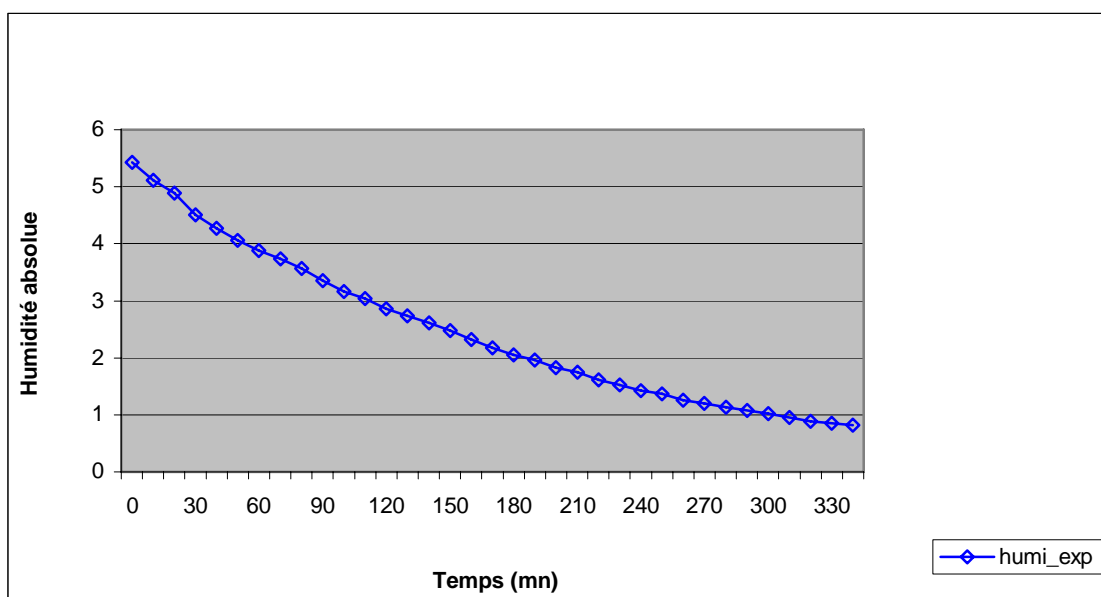


Figure II.13: Evolution de l'humidité en fonction du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 1 cm

➤ Résultats de la séance de mesures du 01 avril 2004

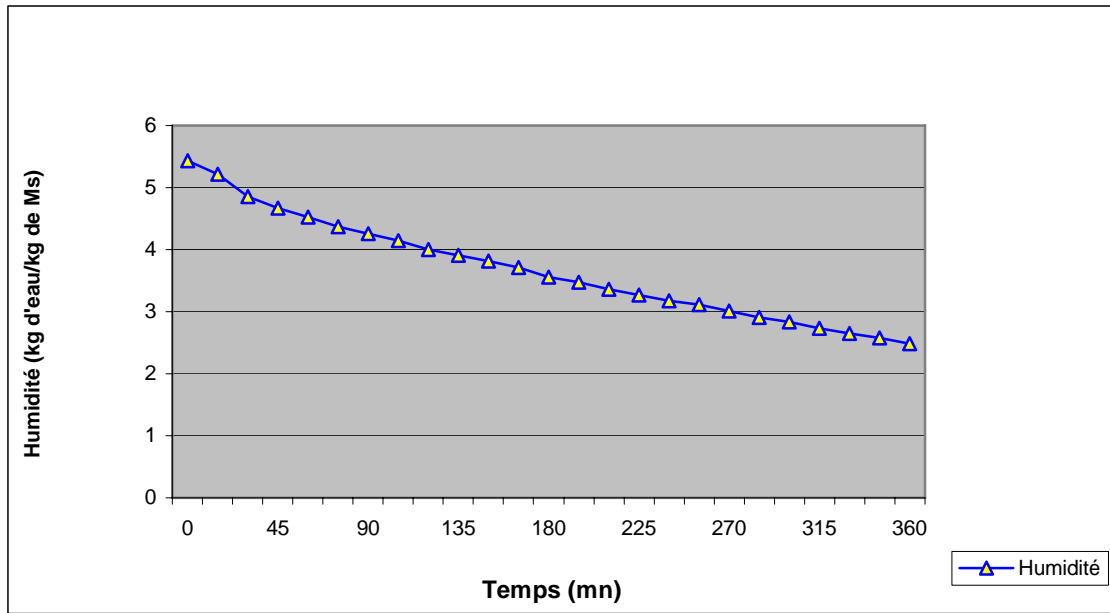


Figure II.14: Evolution de l'humidité absolue en fonction du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 3,5 cm

➤ Résultats de la séance de mesures du 05 avril 2004

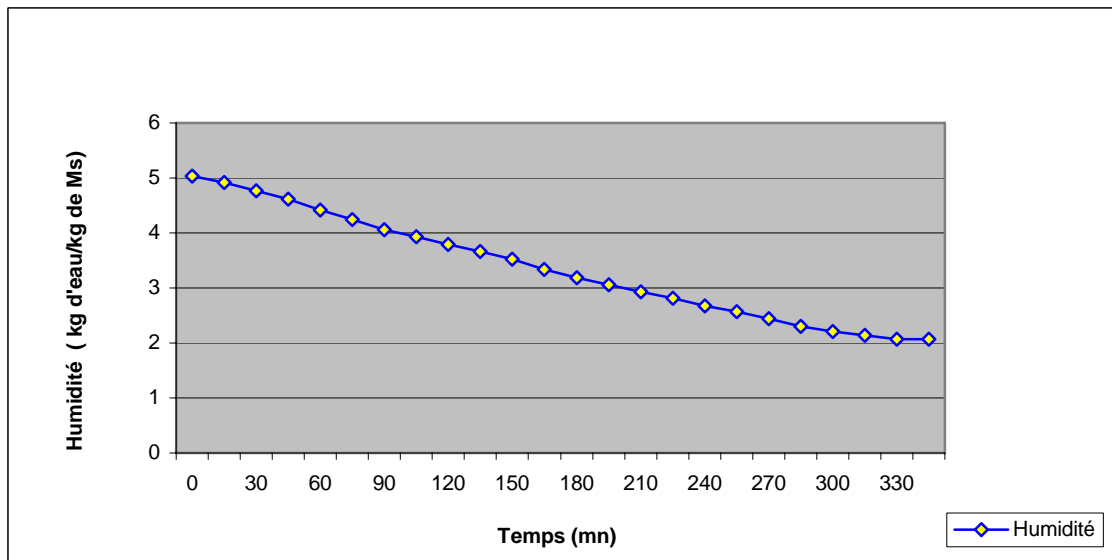


Figure II.15: Evolution de l'humidité absolue en fonction du temps pour un échantillon de forme cylindrique d'une épaisseur de 3,5 cm

➤ Résultats de la séance de mesures du 06 avril 2004

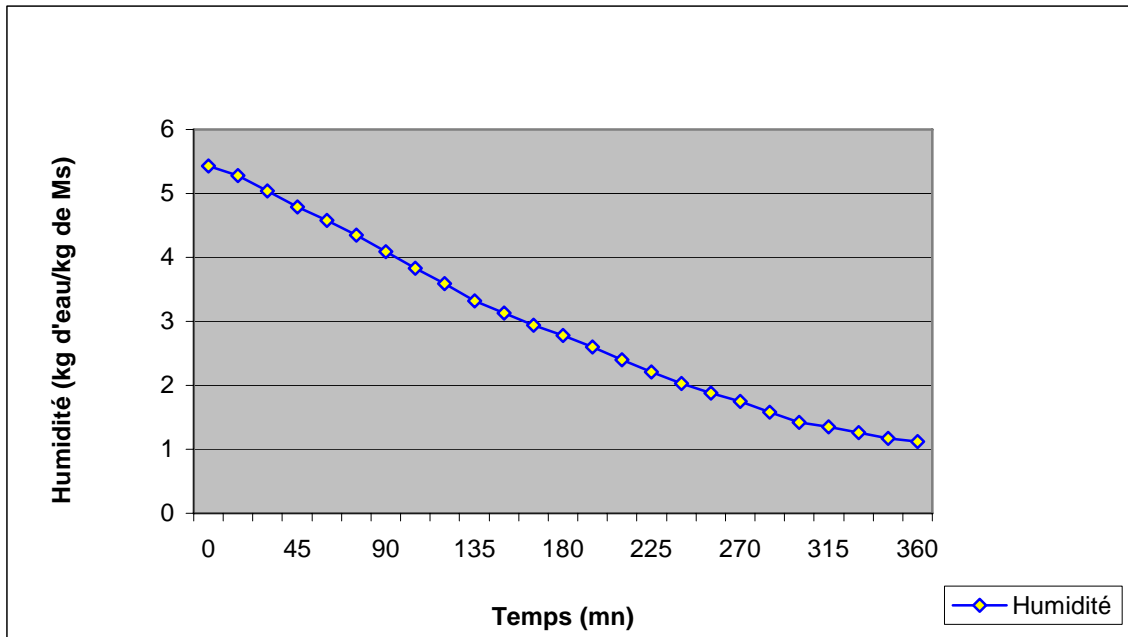


Figure II.16: Evolution de l'humidité absolue en fonction du temps pour un échantillon de forme hémisphérique d'une épaisseur de 3,5 cm

Les figures II.13 à II.16 suscitent les mêmes commentaires que les figures rattachées à l'évolution de la masse. Chaque tracé est caractéristique d'un séchage convectif accompagné d'une diminution significative de l'humidité absolue qui s'évalue à au moins 70%.

La faible humidité de l'air asséchant existant dans l'enceinte de séchage implique un fort pouvoir évaporateur de l'air et induit une augmentation du flux isenthalpe. Le pouvoir évaporateur évolue dans le sens contraire de l'humidité : ainsi pour un air saturé (HR=100%) la vitesse de séchage est nulle. La teneur en eau critique évolue dans le même sens que le flux isenthalpe alors que la teneur en eau d'équilibre augmente avec l'humidité relative.

II.A.1.6.2.c Influence de différents paramètres sur la cinétique de séchage

▪ Influence de la vitesse de séchage

Pour illustrer cette partie nous présentons les essais du 01/04 et du 08/04 (**Figure II.17**).

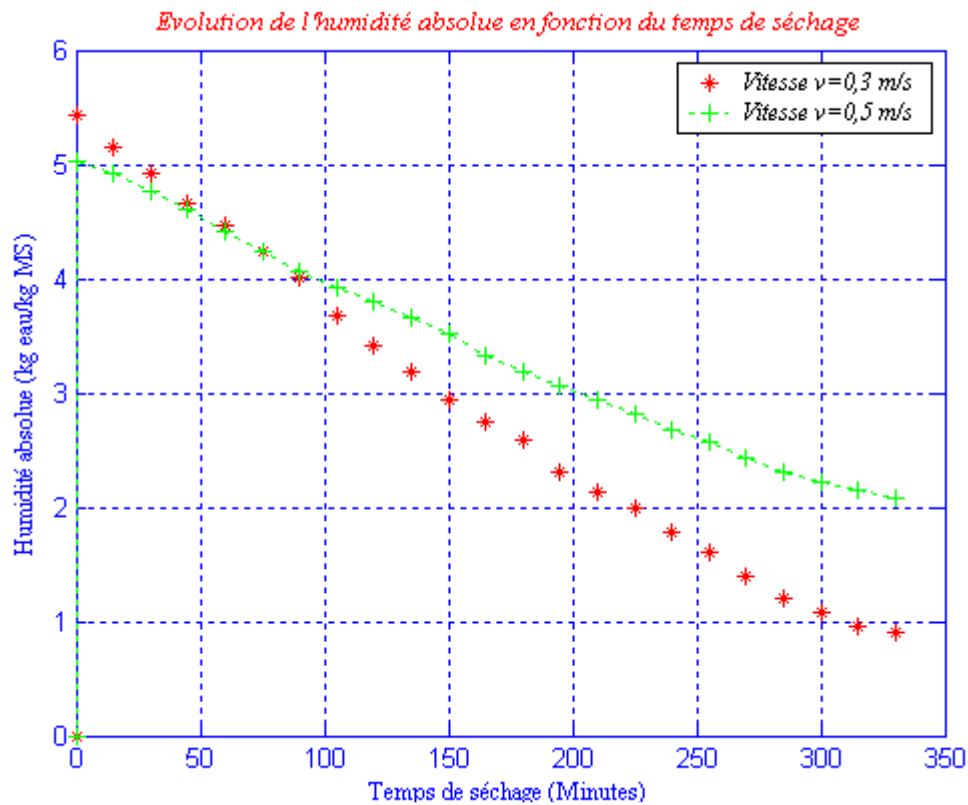


Figure II.17 : Présentation de deux cinétiques de séchage pour un masse initiale commune

La **Figure II.17** suscite quelques remarques :

- La courbe de l'humidité absolue correspondant à la vitesse de $0,3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ est beaucoup plus prononcée (pente prononcée) que la courbe d'humidité absolue à la vitesse de $0,5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ cela est confirmé par le calcul des pentes qui sont respectivement de $0,0122 \text{ g}\cdot\text{mn}^{-1}$ et $0,01 \text{ g}\cdot\text{mn}^{-1}$.
- Cette influence de débit à travers la variation de la vitesse, que nous précisons superficielle dans notre cas, nous amène à formuler que *la résistance de transfert se situe à l'interface air - solide et non à l'intérieur du solide pendant la majeure partie de séchage.*
- En somme nous observons aisément la forte influence de la vitesse de séchage dans l'enceinte.

▪ Influence de la configuration géométrique

Pour illustrer cette partie nous présentons les courbes (**Figure II.18**) représentant les essais 05/04 et 06/04 dont la géométrie est respectivement cylindrique et hémisphérique.

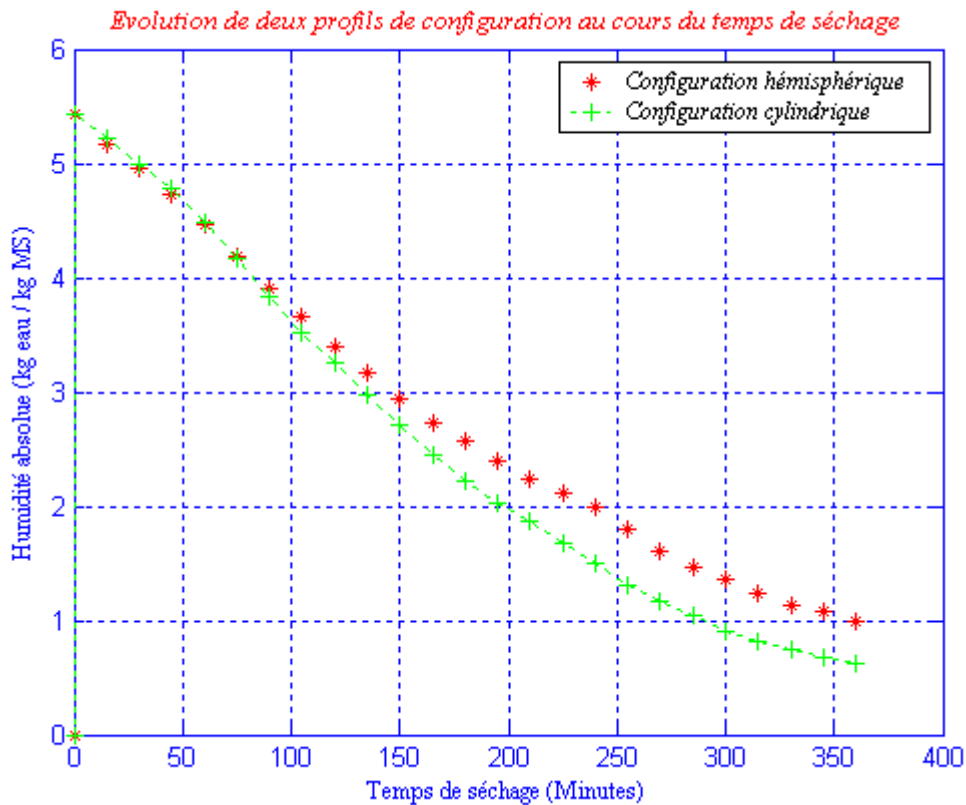


Figure II.18 : Profil de séchage des Echantillons avec des configurations différentes

La **figure II.18** suscite quelques remarques :

	Configuration cylindrique	Configuration hémisphérique
Surface effective de transfert [cm ²]	38,4	77

Tableau II.3 : Aire des surfaces d'échanges

- On remarque que l'échantillon de forme cylindrique a une cinétique de séchage beaucoup plus prononcée que celle de la configuration hémisphérique. Par conséquent cette dernière nécessite un temps de séchage un peu plus long.
- Ce phénomène s'explique par le profil de la surface d'échange qui est pour une forme cylindrique plus favorable au transfert de part un contact direct et total entre l'air asséchant et le produit tandis que pour une forme hémisphérique certaines faces se retrouvent moins exposées à

l'air asséchant. Car n'oublions pas que les échanges de flux de masse se déroulent à l'interface air – produit étant donné que la résistance de transfert se localise à ce niveau.

- Plus la surface externe de l'échantillon autrement dit sa surface effective de transfert sera importante et offrira un profil plus direct au contact air - produit plus le transfert de masse d'eau avec le fluide caloporteur sera optimisée.

- Influence de l'épaisseur du produit

Pour illustrer cette partie nous allons présenter les essais 30/05, 01/06 et 05/06 (**Figure II.19**) qui se sont déroulés à une vitesse constante.

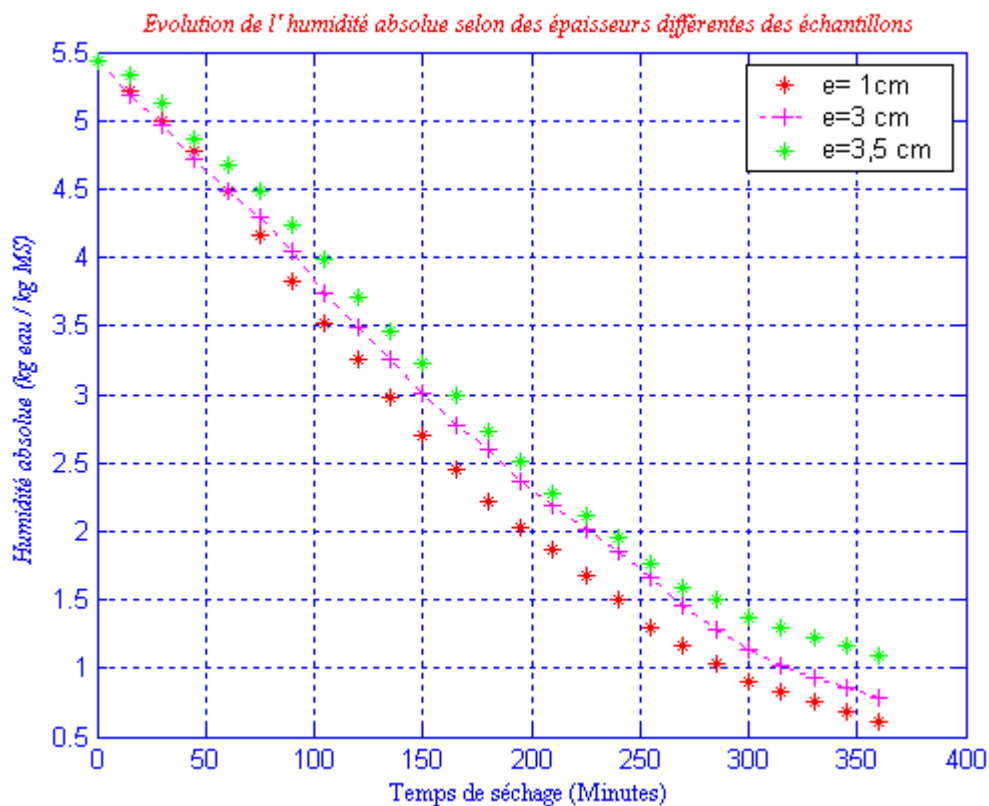


Figure II.19 : Variation de l'humidité absolue selon différentes épaisseurs d'échantillons

La **figure II.19** suscite quelques remarques :

Nous retrouvons les caractéristiques d'un séchage convectif avec un séchage à vitesse constante prépondérante et cela quelque soit l'épaisseur du produit. Nous remarquons également que la phase de préchauffage est moins marquée que la phase de ralentissement. Les faibles épaisseurs mises en jeu accentuent ce phénomène et par conséquent le produit monte très rapidement en température sans passer au préalable par une phase de préchauffage.

- Evolution de la vitesse de séchage en fonction de l'humidité absolue du Produit

La boue étant un produit hygroscopique, la cinétique de séchage de cette dernière peut être caractérisée par deux valeurs critiques de son humidité caractéristiques des trois phases du séchage convectif.

Pour cela traçons la vitesse de séchage en fonction de l'humidité absolue et déterminons les deux valeurs de l'humidité absolue appelées *Humidités critiques*. Ces deux humidités critiques séparent la courbe de cinétique de séchage en trois phases :

- Phase I : Phase à **vitesse de séchage constante**
- Phase II : Phase à **vitesse de séchage décroissante**
- Phase III : Phase à **vitesse de séchage constante**

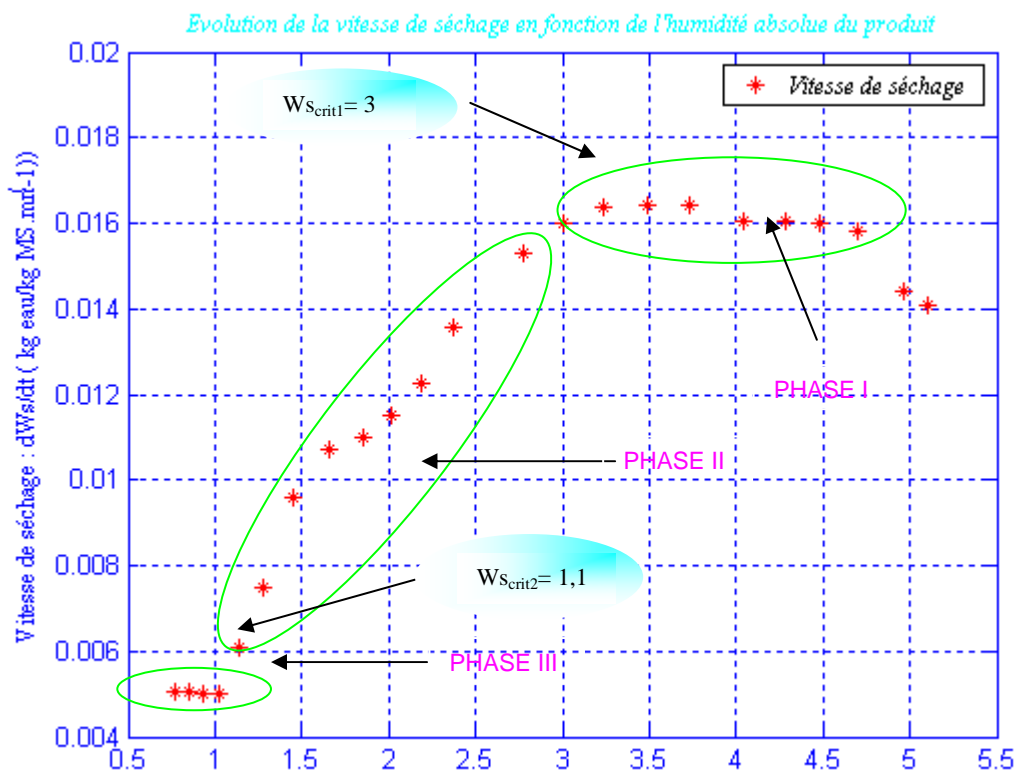


Figure II.20 : Cinétique de séchage en fonction de l'humidité absolue

Les deux valeurs de l'humidité absolue critique sont :

$$\begin{cases} W_{\text{crit1}} = 3 \cdot \text{Kg}_{\text{eau}} / \text{Kg}_{\text{MS}} \\ W_{\text{crit2}} = 1,1 \cdot \text{Kg}_{\text{eau}} / \text{Kg}_{\text{MS}} \end{cases}$$

L'existence de ces deux valeurs de l'humidité absolue critique provient du fait que la boue est un produit hygroscopique. En général ces valeurs dépendent de la vitesse de séchage, des dimensions du produit ainsi que des mécanismes de migration de l'humidité.

Les résultats obtenus ci – dessus sont associés aux mesures de l'essai du 30/04 [Tableau II.1].

L'humidité croît avec la vitesse de séchage et l'épaisseur du produit. Il est à noter aussi que l'humidité absolue initiale du produit a une influence sur la valeur de W_{crit} . Ces considérations expliquent le fait que les humidités absolues W_{scrit1} et W_{scrit2} peuvent différer d'un essai à l'autre.

L'humidité d'équilibre absolue W_{se} se détermine par lecture graphique **[Figure II.20]** caractérisant ainsi l'humidité finale du produit, elle est de 0,005 Kg eau / Kg MS.

II.A.2 PRESENTATION DU SECHAGE SOUS SERRE EN COUCHE EPAISSE AVEC RETOURNEMENT DES BOUES

II.A.2.1 CAHIER DES CHARGES

Il s'agit de sécher un produit en couche épaisse dont le taux de **matière sèche initial est de 13%** pour le ramener à une **siccité finale de 80%**.

Le type de séchage est celui d'un **séchage en convection naturelle par léchage en couche épaisse (10 à 15 cm d'épaisseur)**. Le séchage n'altère pas la qualité du produit cependant le croûtage doit être évité.

Pour cela un système de retournement doit être mis en place afin de remplir trois objectifs :

- casser la croûte
- réactiver les processus de transport et de transfert dans le milieu poreux
- et homogénéiser le milieu.

Afin d'assurer une circulation naturelle de l'air, le dispositif doit se munir d'ouvertures basses et hautes.

II.A.2.2 PRESENTATION DU PILOTE EXPERIMENTAL

II.A.2.2.1 Description globale du séchoir serre

Le système de retournement associé à l'enveloppe du séchoir constitue le dispositif global [Figure II.21]. Les détails techniques de ce dernier sont répertoriés en ANNEXE II.D.



Figure II.21 : Séchoir serre in situ

II.A.2.2.3 Instrumentation du pilote

Ce paragraphe se propose dans un premier temps de présenter les grandeurs mesurées, leur positionnement par rapport à l'enceinte de séchage et pour terminer la description de la chaîne d'acquisition des données.

II.A.2.2.3.a Les grandeurs mesurées

On peut séparer ces grandeurs en deux groupes, celles qui sont rattachées au dispositif et celles qui sont liées à son environnement immédiat.

Au niveau de l'enceinte :

- température de l'air à l'intérieur
- humidité de l'air à l'intérieur
- températures des surfaces internes et externes

Au niveau du milieu environnant du dispositif :

- température de l'air extérieur
- vitesse de vent au niveau de l'enceinte
- le rayonnement global sur le site

II.A.2.2.3.b Positionnement des capteurs par rapport à l'enceinte

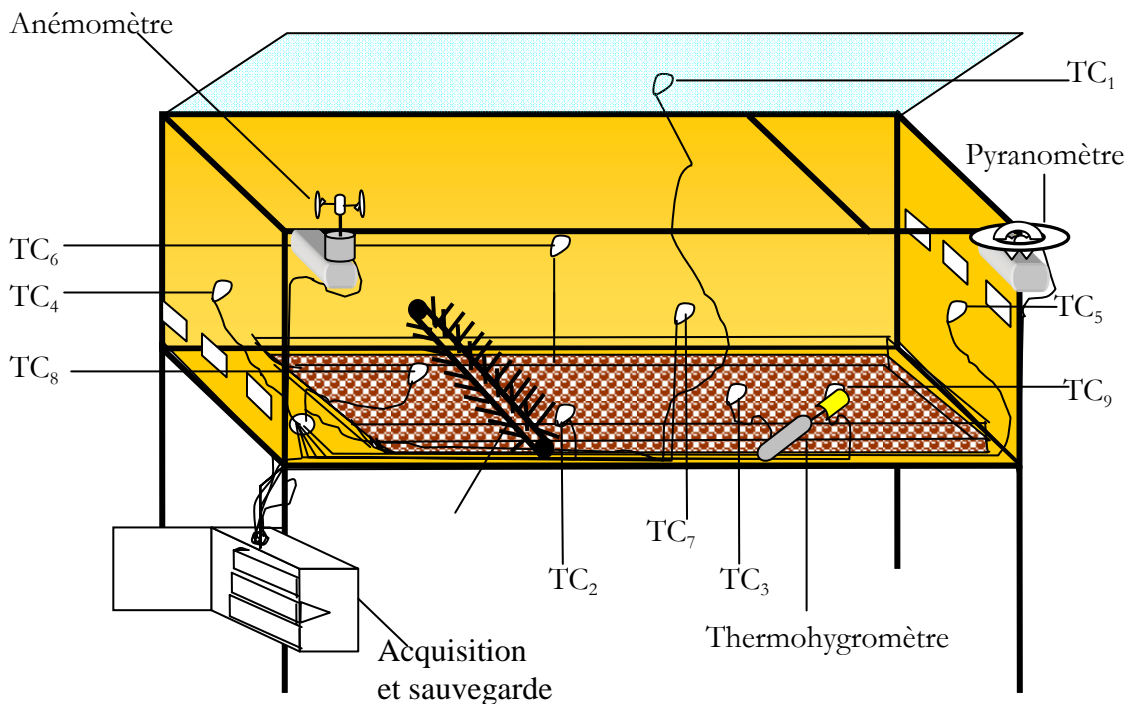


Figure II.22 : Positionnement des capteurs par rapport à l'enceinte

III.A.2.2.3.c La chaîne d'acquisition de données

Les différents capteurs mentionnés ci-dessus ne sont que les terminaisons de la chaîne de mesure. En effet, elle est composée :

- d'une centrale d'acquisition, la *CR10X*
- d'un multiplexeur, l'*AM16-32*
- d'une source d'alimentation (*PS100E*) pour la centrale et

- d'un micro-ordinateur en bout de la chaîne

Le schéma du système d'acquisition s'inscrit dans la même logique que celle associée au dispositif du séchoir mixte.

II.A.2.3 PROCEDURE EXPERIMENTAL

L'objectif est de mettre en évidence la cinétique de séchage des boues en considérant l'opération de retournement.

Etape 1 : Récupérer dans le silo à boue les volumes de produit nécessaire en utilisant les seaux mis à disposition

Etape 2 : Etaler la boue sur la surface du bac récepteur suivant la hauteur désirée. Dans cet exercice nous ferons des essais sur deux niveaux à savoir :

- (i) une couche d'une épaisseur de 5 cm
- (ii) une couche d'une épaisseur de 10 cm

Etape 3 : Dans cet exercice nous considérons également le suivi d'une certaine masse de boue disposée sur une plaque de 18mm x 30mm avec une épaisseur déterminée par la configuration choisie. Cette expérimentation menée en parallèle bénéficie des mêmes conditions de séchage puisqu'elle se situe à l'intérieur de la serre.

Etape 4 : L'opération de retournement s'effectue quotidiennement à la même heure à partir du deuxième jour de séchage. Une considération importante lors de la prise en compte du retournement dans notre démarche de modélisation.

Etape 5 : Des prélèvements d'échantillons (10g) sont effectués tous les jours afin de mesurer le taux de matière sèche (MS). Afin de suivre la progression de la MS, deux prélèvements sont nécessaires : un en surface et un autre en profondeur.

Etape 6 : La dernière étape consiste à récolter l'ensemble des données stockées par la centrale d'acquisition pour le traitement final.

II.A.2.4 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS



Figure II.23: Stratification de la couche de boue au cours du séchage sans opération de retournement

On constate la formation de 2 strates repérables par leurs couleurs distinctes [Figure II.23]. La strate supérieure (niveau 1) est plus sèche que la strate inférieure (niveau 2). Ces constats visuels caractérisent la nécessité d'avoir recourt à une opération de retournement afin d'homogénéiser le produit afin de réactiver le processus de séchage.

Les conditions expérimentales, associées aux différents essais, sont présentées [Tableau II.4] [Tableau II.5] [Tableau II.6]. Ces derniers s'accompagnent du suivi de l'évolution de la cinétique de séchage sous l'influence de la variabilité de l'épaisseur de la couche de boue.

II.A.2.4.1 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 5 cm de boue sans opération de retournement

	Mini_moyen	Maxi_moyen	Moyenne_diu_rne	Moyenne_noc_turne
Humidité Relative (%)	30.952	86.991	52.957	74.097
Vitesse du vent (m/s)	0.51082	8.3225	4.0814	2.7766
Température air (°C)	15.918	38.343	28.703	19.712

Tableau II.4 : Conditions expérimentales moyennées sur la période de séchage pour les essais à 5cm d'épaisseur

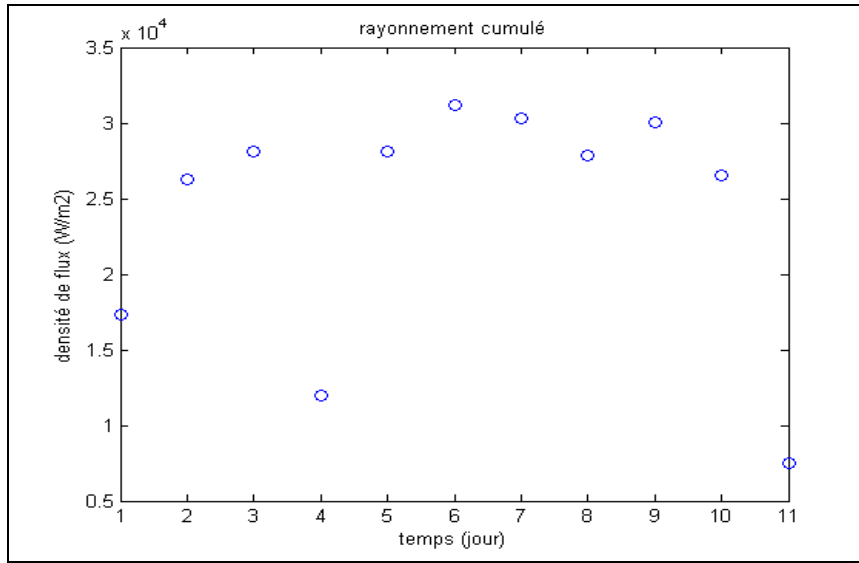


Figure II.24 : Rayonnement solaire cumulé pendant la période de séchage

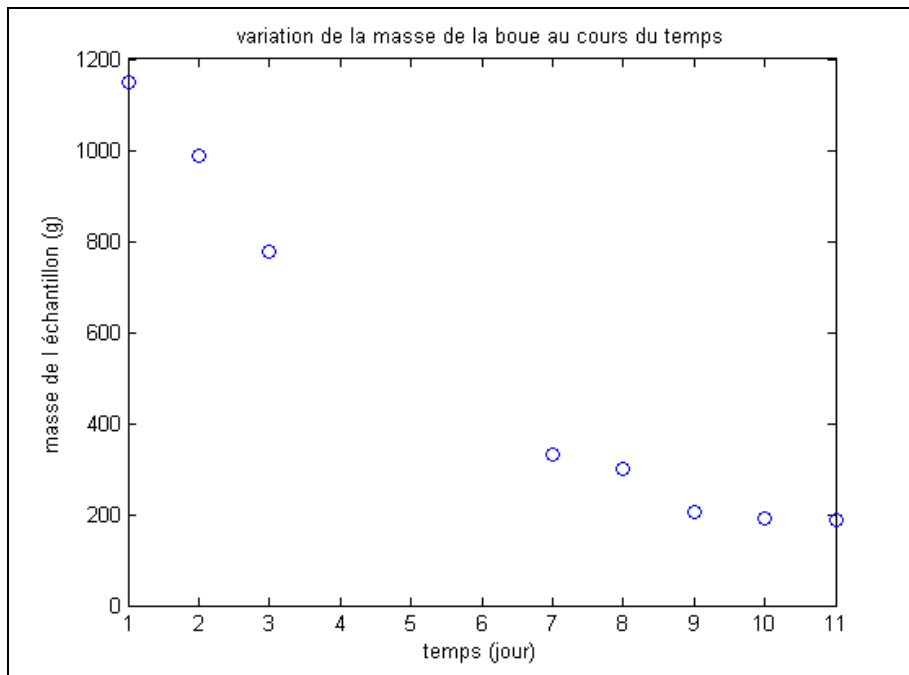


Figure II.25 : Evolution de la masse de notre échantillon représentatif

La période de essais a bénéficié d'un ensoleillement [Figure II.24] fort intéressant pour le séchage.

La cinétique de séchage associée à l'évolution de la masse [Figure II.25] est caractéristique d'un séchage convectif avec une phase de séchage à vitesse constante et une phase de ralentissement. On remarque que la phase de pré – chauffage en amont de la cinétique n'apparaît pas suffisamment longtemps pour être visible par rapport à notre échelle de temps. Cette absence

s'explique par la mise en place très rapide des phénomènes de thermo - diffusion dû à un gradient thermique important entre le produit et l'air qui induit un gradient de vapeur d'eau immédiat.

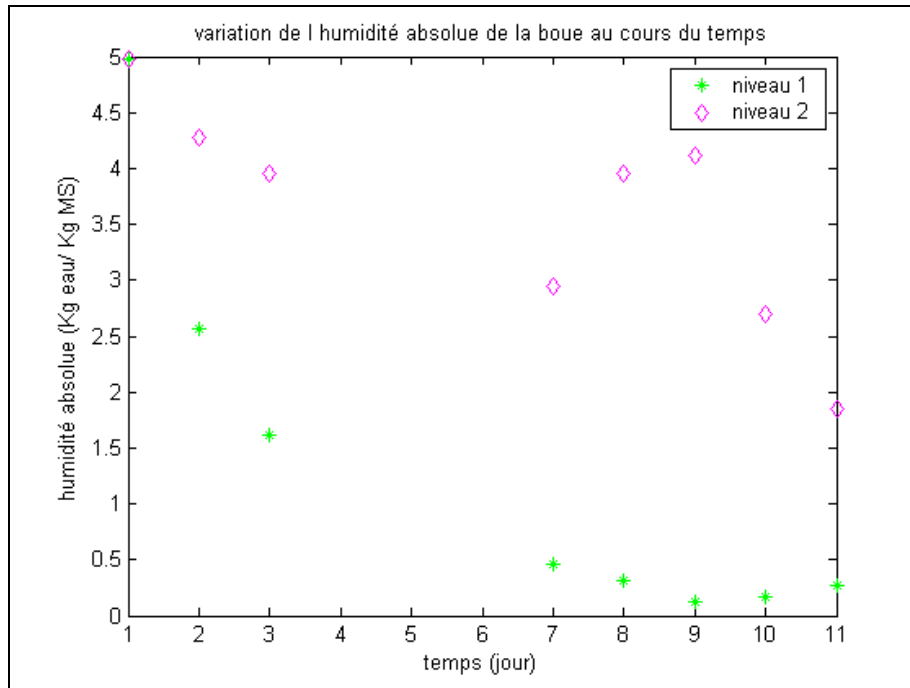


Figure II.26 : Evolution de l'humidité absolue pour les deux strates sur 5cm

Le séchage en couche épaisse amène au cours du séchage la formation d'une croûte faisant apparaître des strates [Figure II.23] sur deux niveaux. Une strate supérieure, qui correspond à notre niveau 1, caractérisée par un produit sec et une strate inférieure, qui correspond à notre niveau 2, caractérisée par un produit encore humide. Quantitativement [Figure II.26], le niveau 2 voit son humidité absolue fluctuée au cours du temps malgré une tendance vers une diminution de celle - ci. Ces fluctuations sont d'autant plus accentuées que la strate supérieure voit son humidité absolue diminuée. En effet le front de séchage se voit ralentir voir arrêter par la croûte, par conséquent le gradient thermique devient nul. Les phénomènes de transport et de transfert sont ainsi inhibés. On peut même apercevoir sur la **figure II.26** entre le 7^{ième} et le 9^{ième} jour une ré humidification du produit due au phénomène de condensation qui est apparu à l'interface du niveau 2 et du niveau 1.

II.A.2.4.2 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 10 cm de boue

sans opération de retournement

	Mini_moyen	Maxi_moyen	Moyenne_du jour	Moyenne_nominale
Humidité relative (%)	33.39	89.77	55.132	77.978
Vitesse du vent (m/s)	0.4928	9.3138	4.7715	2.6203
Température air (°C)	16.7	37.089	28.327	20.823

Tableau II.5 : conditions expérimentales moyennées sur la période de séchage

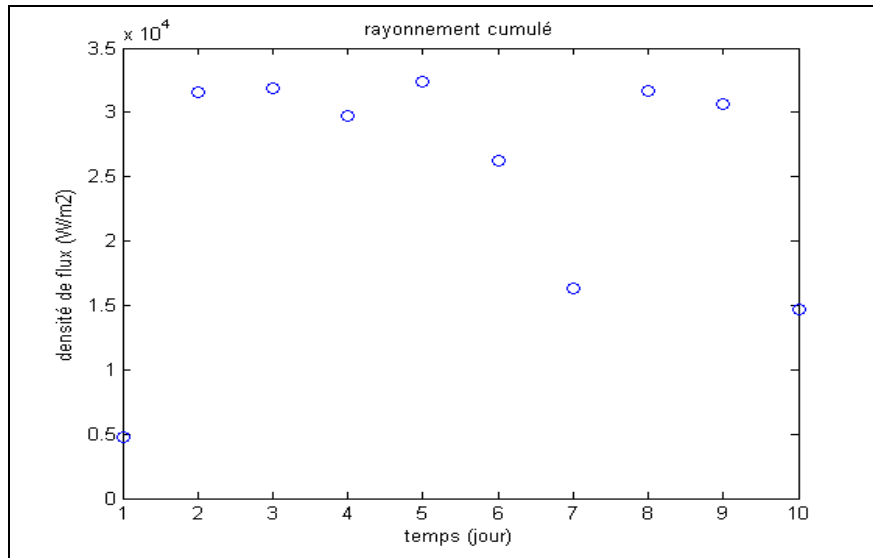


Figure II.27 : rayonnement solaire cumulé pendant la période de séchage

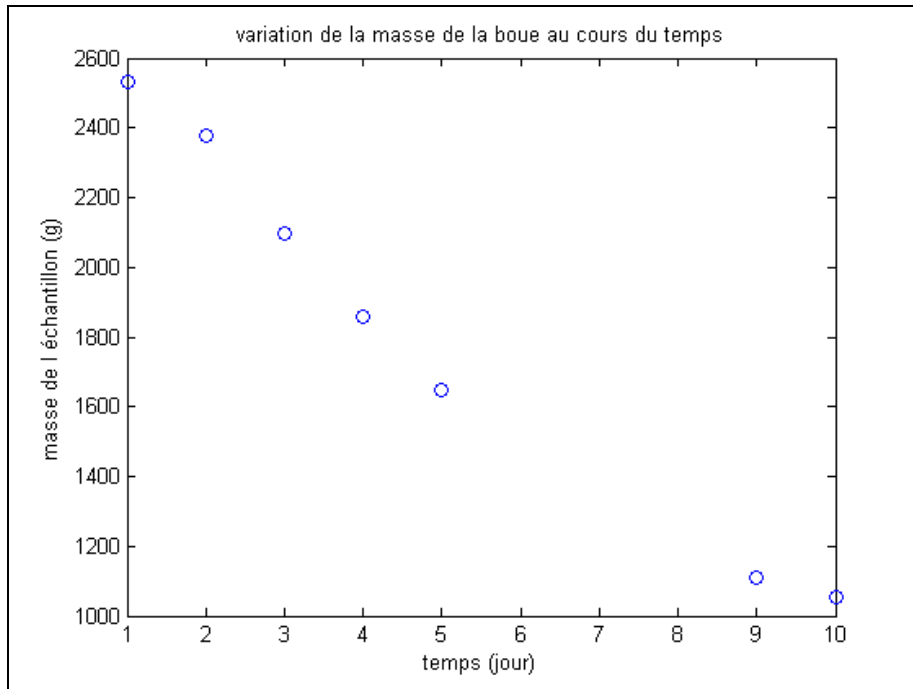


Figure II.28: Evolution de la masse de notre échantillon représentatif

Le comportement du produit, dans une configuration sans opération de retournement, à travers l'évolution de la masse [Figure II.28] garde un profil correspondant à un séchage convectif avec la présence des deux principales phases. Le fort gradient thermique induit par un ensoleillement

intéressant [Figure II.27] masque la phase de pré – chauffage en amont de la cinétique qui est victime également de l'échelle de temps.

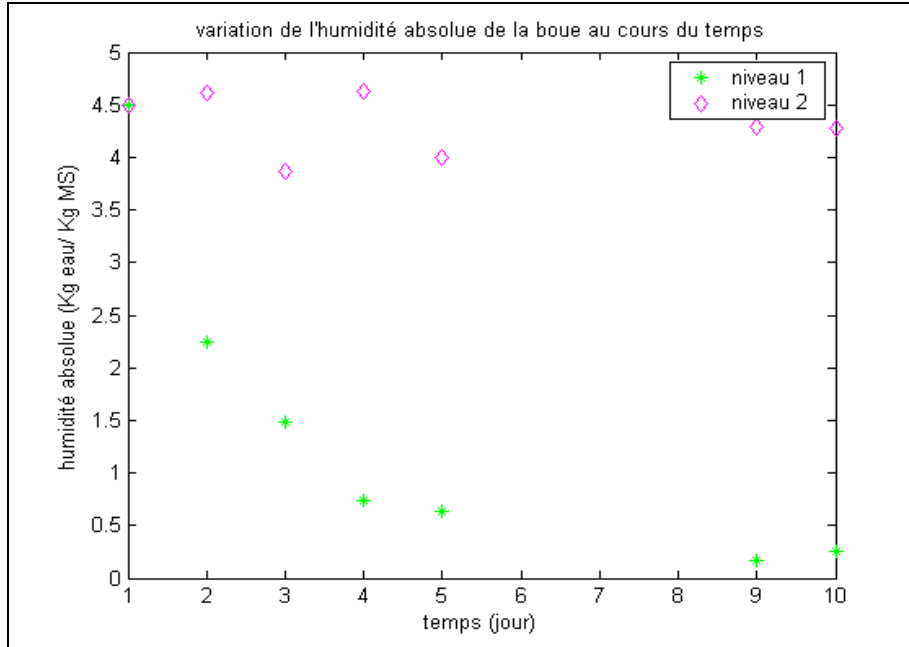


Figure II.29 : Evolution de l'humidité absolue pour les deux strates sur 10cm

Le phénomène de croûtage couplé à l'épaisseur plus importante de la couche de boue accentue l'amplitude des humidités absolues entre le niveau 1 et le niveau 2. Nous remarquons que les fluctuations de la strate inférieure sont moins importantes voire stagnantes à certaines périodes du séchage (9^{ième} et 10^{ième} jour) [Figure II.29]. Cela montre qu'il n'existe plus de transfert entre le produit et l'air asséchant. Les mesures de matières sèches donnent pour le niveau 2 un taux stagnant autour des 18% au cours du séchage tandis que le niveau 1 affiche une siccité finale proche des 85%.

La stratification de la couche pose le problème de l'hétérogénéité de la boue qui ne peut être acceptable puisque cela augmente le temps de séchage. Ce constat rend légitime la mise en place des opérations de retournement au cours du séchage.

II.A.2.4.3 Cinétique de séchage selon une épaisseur de 5 cm et 10 cm

de boue avec des opérations de retournement

	Mini_m oyen	Maxi_m oyen	Moyenne_diu rne	Moyenne_no cturne
humidité relative (%)	30.718	90.467	50.146	83.316
vitesse du vent (m/s)	0.45233	7.4657	3.724	2.1371
température air (°C)	15.559	37.357	29.089	17.707

Tableau II.6: conditions expérimentales moyennées sur la période de séchage

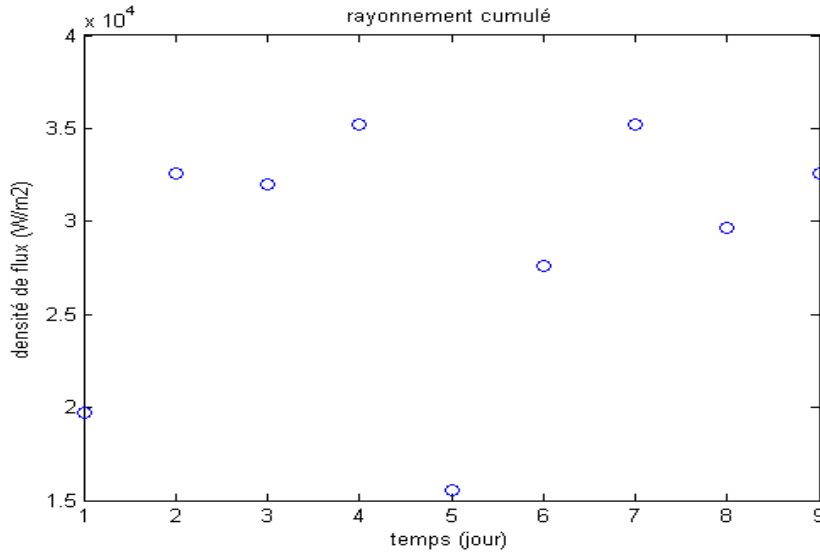


Figure II.30 : Rayonnement cumulé pendant la période de séchage sur 5cm avec retournement

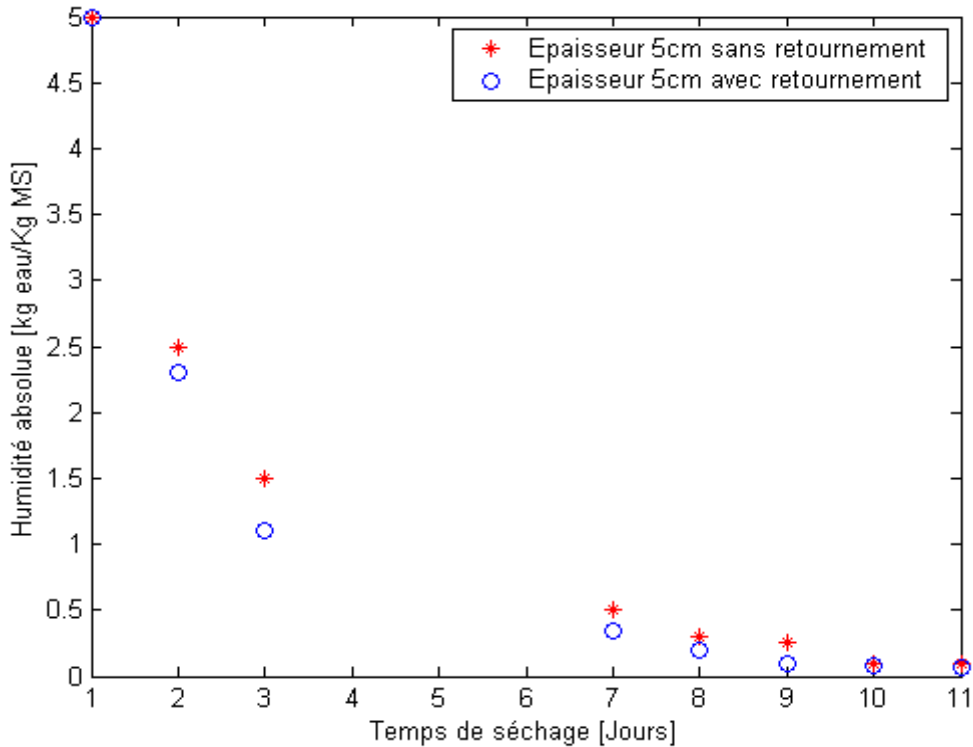


Figure II.31 : Cinétique de séchage associée à une hauteur de 5 cm avec et sans opérations de retournement

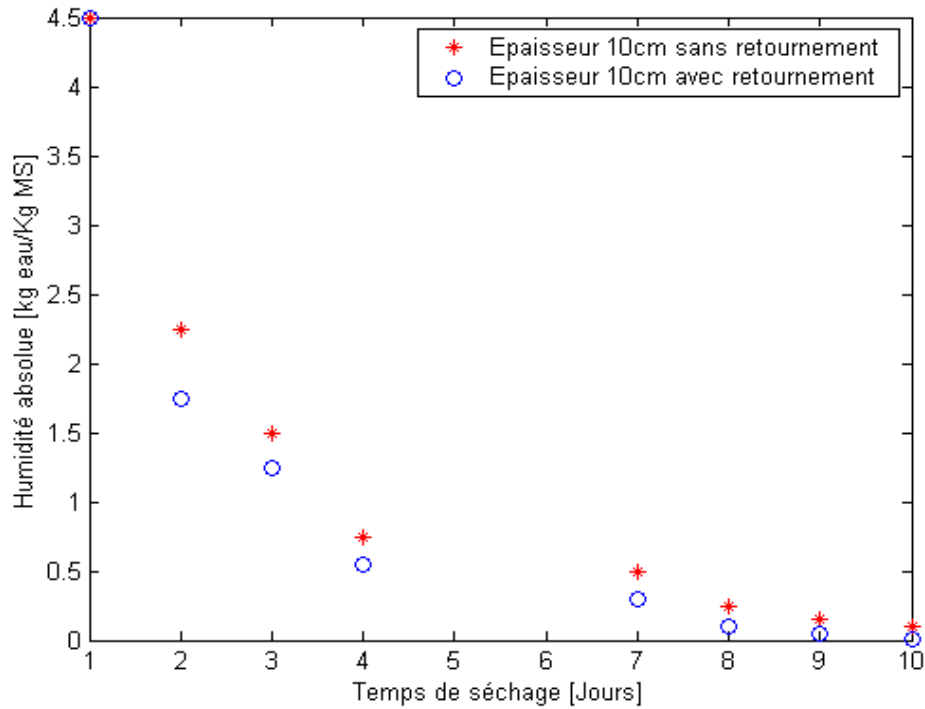


Figure II.32 : Cinétique de séchage associée à une hauteur de 10 cm avec et sans opérations de retournement

La légitimité des opérations de retournement afin d'homogénéiser le milieu se trouve conforter par le fait que ces derniers accélèrent la cinétique de séchage. En effet nous constatons que se soit pour une épaisseur de 5cm [Figure II.31] ou de 10 cm [Figure II.32] les cinétiques de séchage se trouvent beaucoup plus prononcées.

Le cassage de la croûte et l'homogénéisation du milieu permettent dans un premier temps de libérer la chaleur emprisonnée dans les diverses strates afin d'éviter les phénomènes de condensation mais également d'oxygéner le milieu.

Cette oxygénation permet de réactiver les flux de vapeur d'eau induit par le couplage du gradient thermique et du gradient de vapeur d'eau. Le thermogradient provoque le déplacement de l'humidité à l'intérieur du produit c'est ce qu'on appelle le phénomène de thermodiffusion.

II.B CARACTERISATION EXPERIMENTALE DE LA MATIERE CONVECTEE LIQUIDE ASSOCIEE A LA METHANISATION

II.B.1 CAHIER DES CHARGES

Il s'agit de digérer une boue liquide dont la matière sèche est évaluée à 8%. Le procédé mis en œuvre fonctionne selon une alimentation continue (opération de dilution quotidienne) et selon un régime mésophile, c'est-à-dire que la boue doit être maintenue à une température de $35^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$ pour optimiser la croissance bactérienne. Le réacteur doit se munir d'un système d'agitation afin d'éviter la formation de poches acide. Le pilote doit disposer d'une bouche d'entrée et de sortie sur le circuit d'agitation afin de pouvoir respectivement ajouter la dilution quotidienne et récupérer le trop plein, représentatif de la boue digérée, pour des analyses physico – chimiques et biochimiques.

II.B.2 PILOTE EXPERIMENTAL

Le dispositif expérimental de la méthanisation (fermentation anaérobie) des boues des STEP est composé de trois modules réunis dans une même enceinte que nous présentons ci-dessous [Figure II.33].

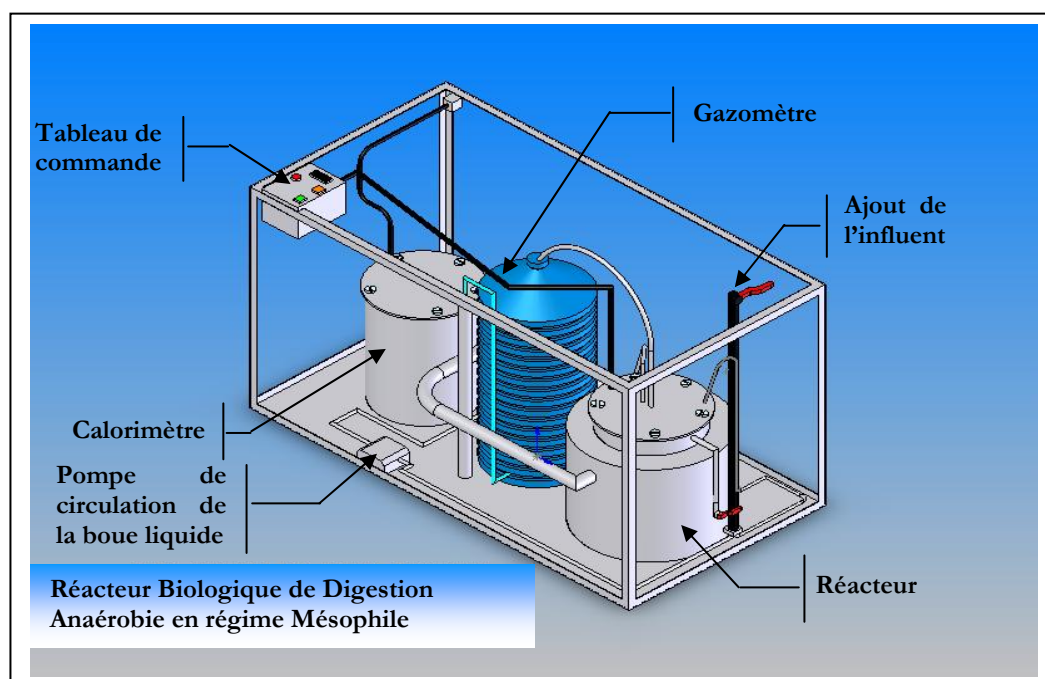


Figure II.33 : Schématisation en 3 dimensions du procédé

Le procédé du réacteur s'appuie sur un fonctionnement en régime mésophile (le réacteur est maintenue à une température de 35°C) et selon une alimentation continue (la charge organique entrante est quotidienne).

Le choix d'adopter le régime mésophile s'explique par une activité bactérienne optimale à cette température.

II.B.2.1 PREMIER MODULE : LE REACTEUR

La **figure [II.34]** présente une description détaillée du digesteur.

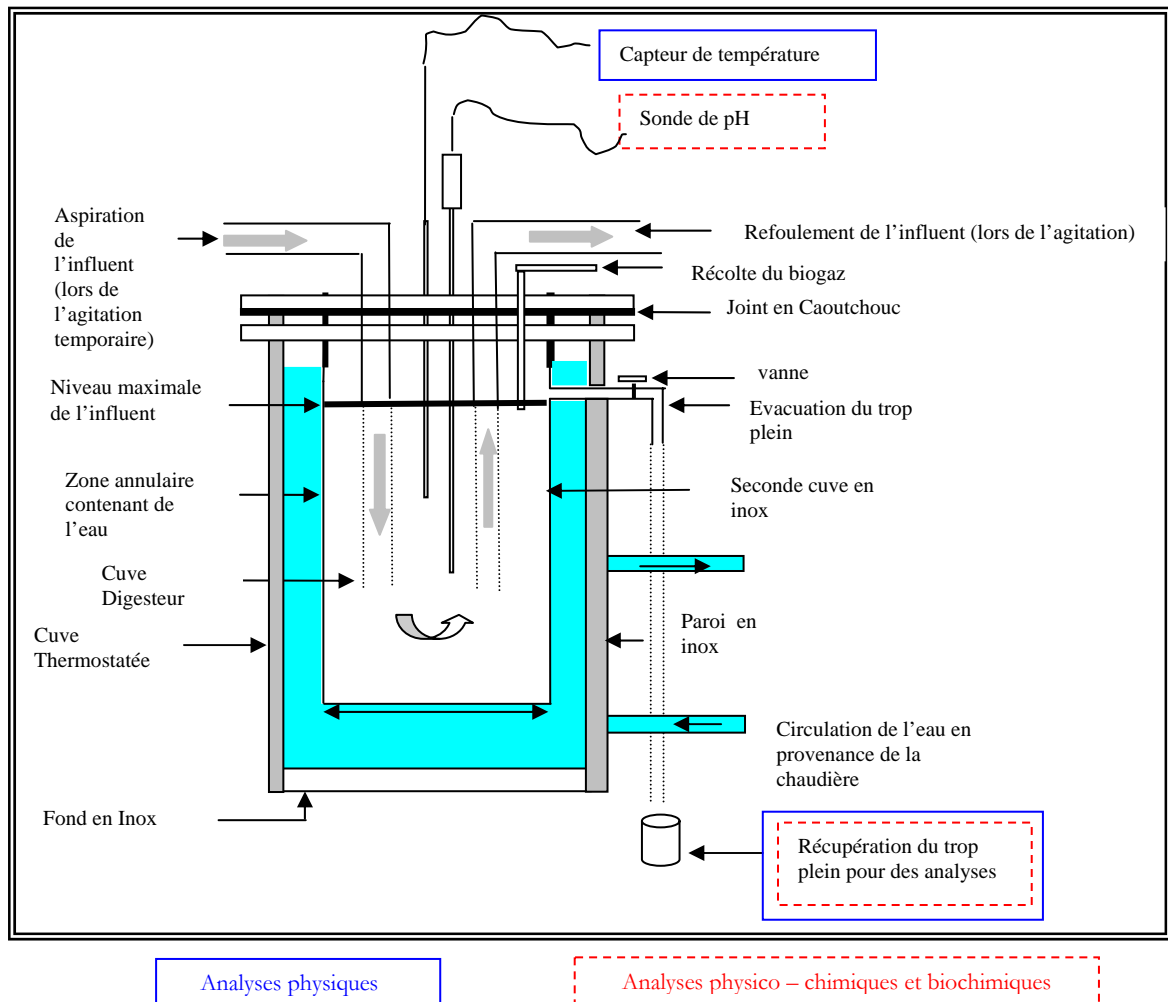


Figure.II.34 : Le réacteur biologique

Les analyses effectuées sont regroupées en deux familles :

- analyses physiques (température, Matières sèches et Matières volatiles)
- analyses physico – chimiques et biochimiques (pH, Demande Chimique et Biochimique en oxygène, Ammoniac et formes oxydées)

L'ensemble de ces analyses a pour objectif de caractériser la matière convectée durant le processus de fermentation anaérobie.

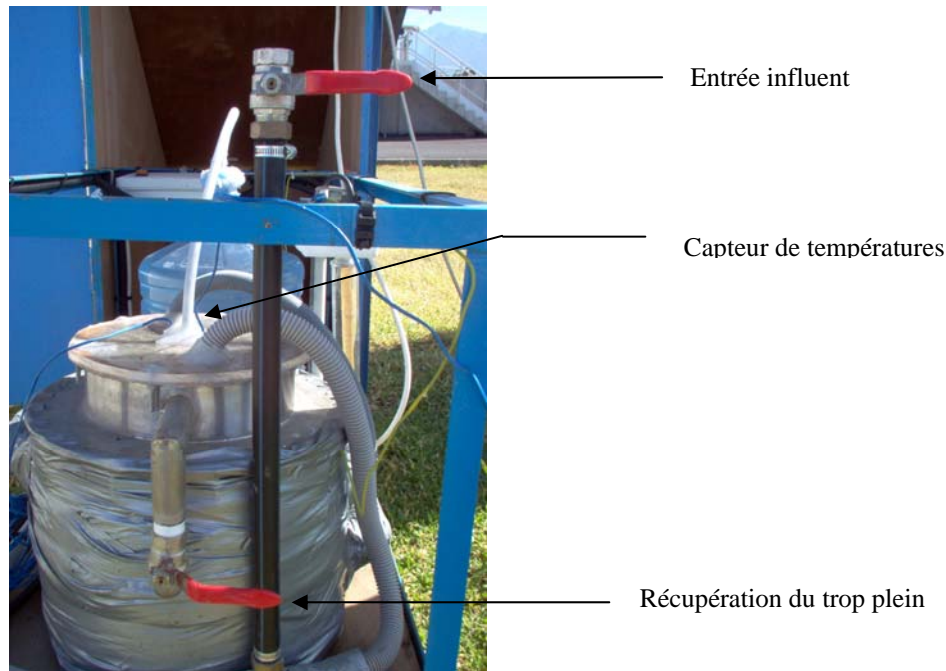


Figure II.35 : Bioréacteur anaérobie

Ce module doit être parfaitement étanche et isolé thermiquement pour assurer la condition d'anaérobiose de la fermentation. Ce réacteur est dimensionné comme suit :

- Le compartiment de la cuve thermostatée fait 28 cm de diamètre et 30 cm de hauteur.
- Le compartiment du digesteur fait 24 cm de diamètre et 32 cm de hauteur soit un volume de 13,6 Litres.
- Le couvercle du digesteur doit pouvoir s'ouvrir aisément dans un but pratique qui est celui du nettoyage de la cuve.

Le couvercle est en **plexiglas**. Ce dernier est schématisé sur la **figure [II.36]** :

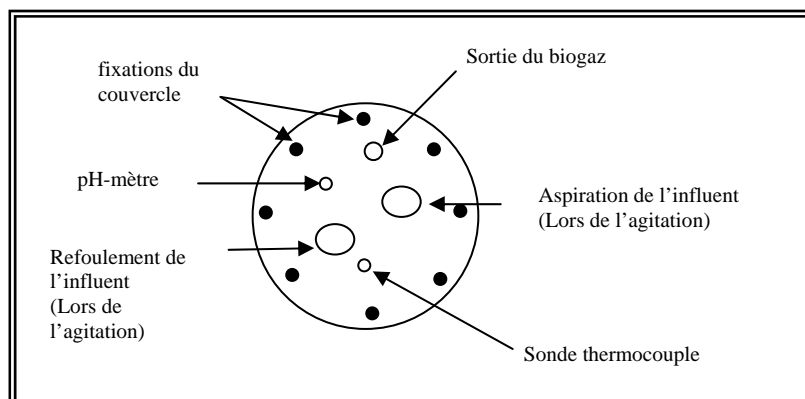


Figure. II.36 : Les différentes ouvertures pratiquées sur le couvercle

Le brassage des boues se fait par un mécanisme de refoulement et d'aspiration occasionné par une pompe de circulation électrique et qui se met en route automatiquement pendant un quart d'heure toutes les heures.

Ce mécanisme engendrera une agitation à l'intérieur du digesteur mais également homogénéisera l'ensemble de la matière en fermentation et permettra d'éviter ainsi la décantation, la stratification thermique et l'accumulation de matière surnageante qui risqueraient de donner

naissance à des poches acides qui est un facteur inhibiteur de la croissance de la biomasse. Il s'agit en effet du **procédé infiniment mélangé**.

Nous devons également veiller à l'étanchéité des zones où sont introduites toutes les sondes et la tuyauterie assurant l'agitation à l'intérieur du digesteur par l'intermédiaire de joint siliconé au niveau du couvercle et des différents interstices occasionnés.

II.B2.2. SECOND MODULE : LA CHAUDIERE

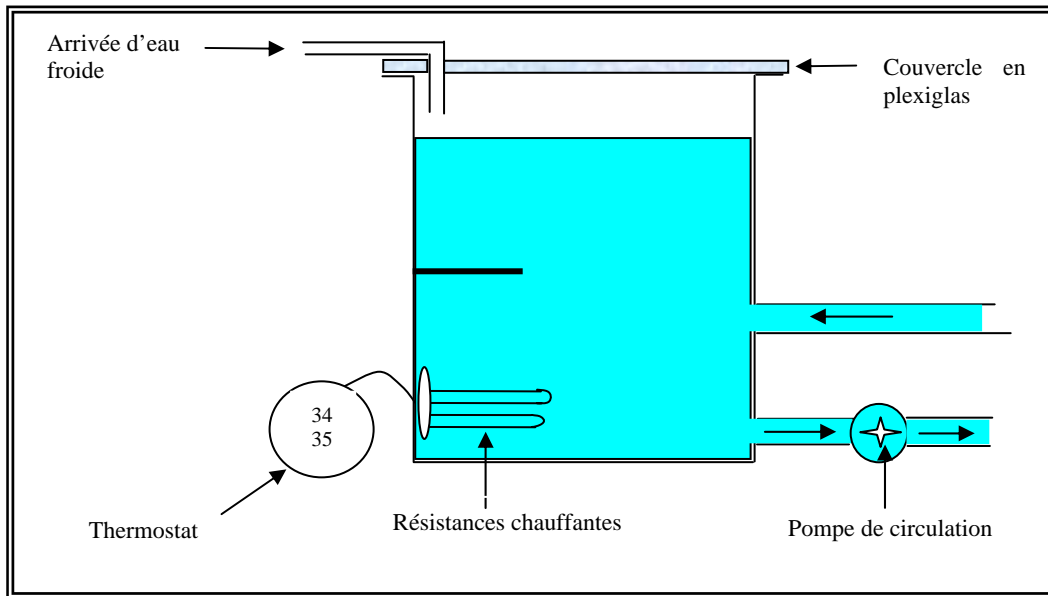


Figure.II.37 : Dispositif de chauffage de l'eau pour le maintien de la température de digestion à la valeur mésophile

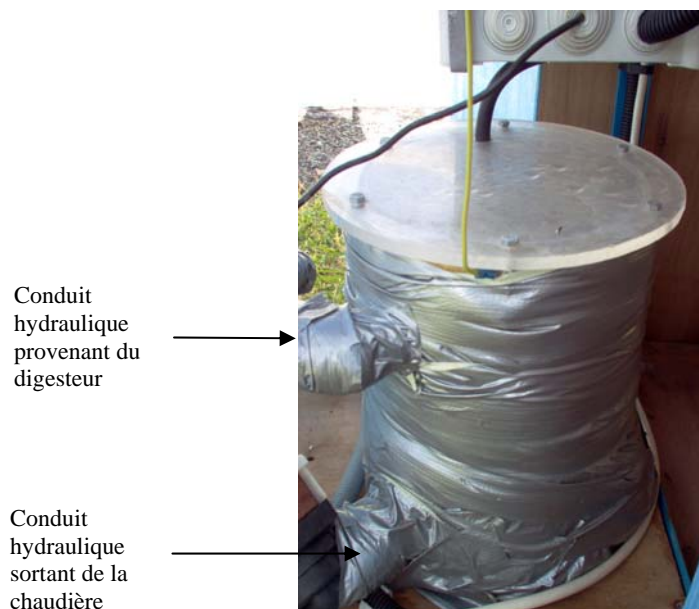


Figure II.38 : Le module calorimètre

La zone annulaire du premier module doit contenir 16 litres d'eau au maximum. Par conséquent, le volume que doit contenir la chaudière doit être au minimum de 10 litres. Nous proposons donc un volume de 10 litres.

Dans le dispositif global ce module se place en amont du digesteur. Le calorimètre fournira une eau à environ 35°C étant donné qu'on travaille en régime mésophile. Cette température est régulée par un thermostat électronique nous assurant cette température à $\pm 1^\circ\text{C}$.

Un flux d'eau s'installera dans la zone annulaire du digesteur et permettra donc de maintenir les effluents à une température de 35°C.

La mise en place de ce flux se fait grâce à la pompe de circulation. Ce dernier imposera par conséquent un sens de propagation à l'eau comme nous le montre la **figure [II.37]**.

II.B.2.3. TROISIEME MODULE : LE GAZOMETRE

Il existe au moins deux types de dispositifs pour mesurer le volume de gaz produit à savoir :

- Compteurs à niveau liquide (colonne à déplacement de liquide)
- Compteurs de type volumétrique tels qu'un compteur à gaz ou un mini gazomètre à cloche.

Notre choix se porte sur une lecture du volume d'eau déplacé. Le biogaz produit engendre une pression supplémentaire. Le gradient de pression engendre un déplacement du gaz du réacteur vers le gazomètre [Figure II.39, Figure II.40]. Le volume d'eau déplacé correspond au volume de gaz produit.

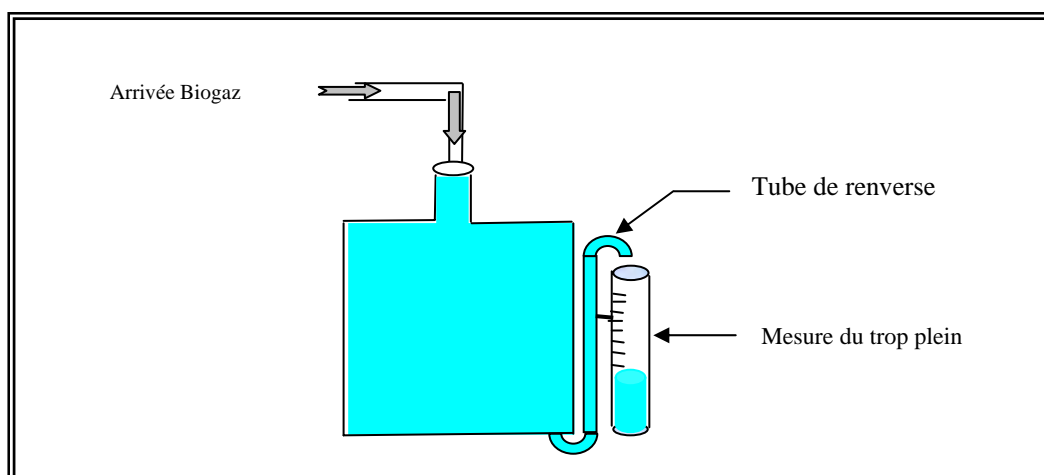


Figure.II.39: Dispositif de mesure du volume biogaz produit

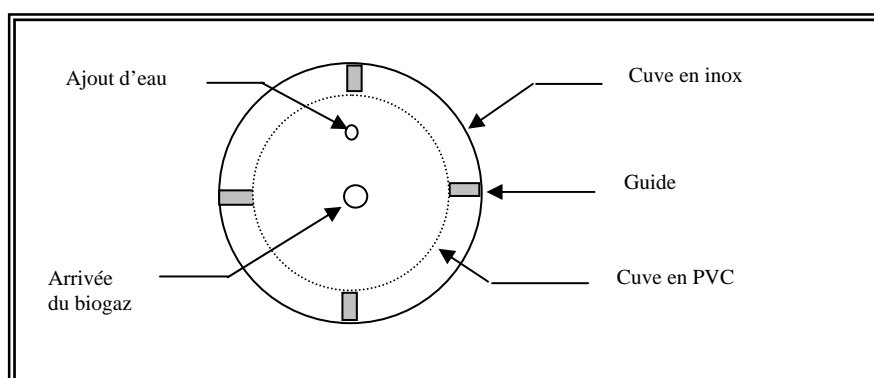


Figure. II.40 : vue de dessus du gazomètre

III.B.2.4 ASSEMBLAGE DU DISPOSITIF PILOTE DE DIGESTION ANAÉROBIE DES BOUES

L'assemblage des différents modules du digesteur, travaillé dans un premier temps à travers une vision en trois dimensions [Figure II.33] afin d'évaluer l'ordonnancement optimal et pratique lors de son installation finale in situ.

Les étuves se positionnent dans un caisson de 110 cm de longueur, 57 cm de largeur et 60 cm de hauteur comme indiqué sur les figures (II.41) et (II.42):



Figure II.41 : Dispositif à la station d'épuration

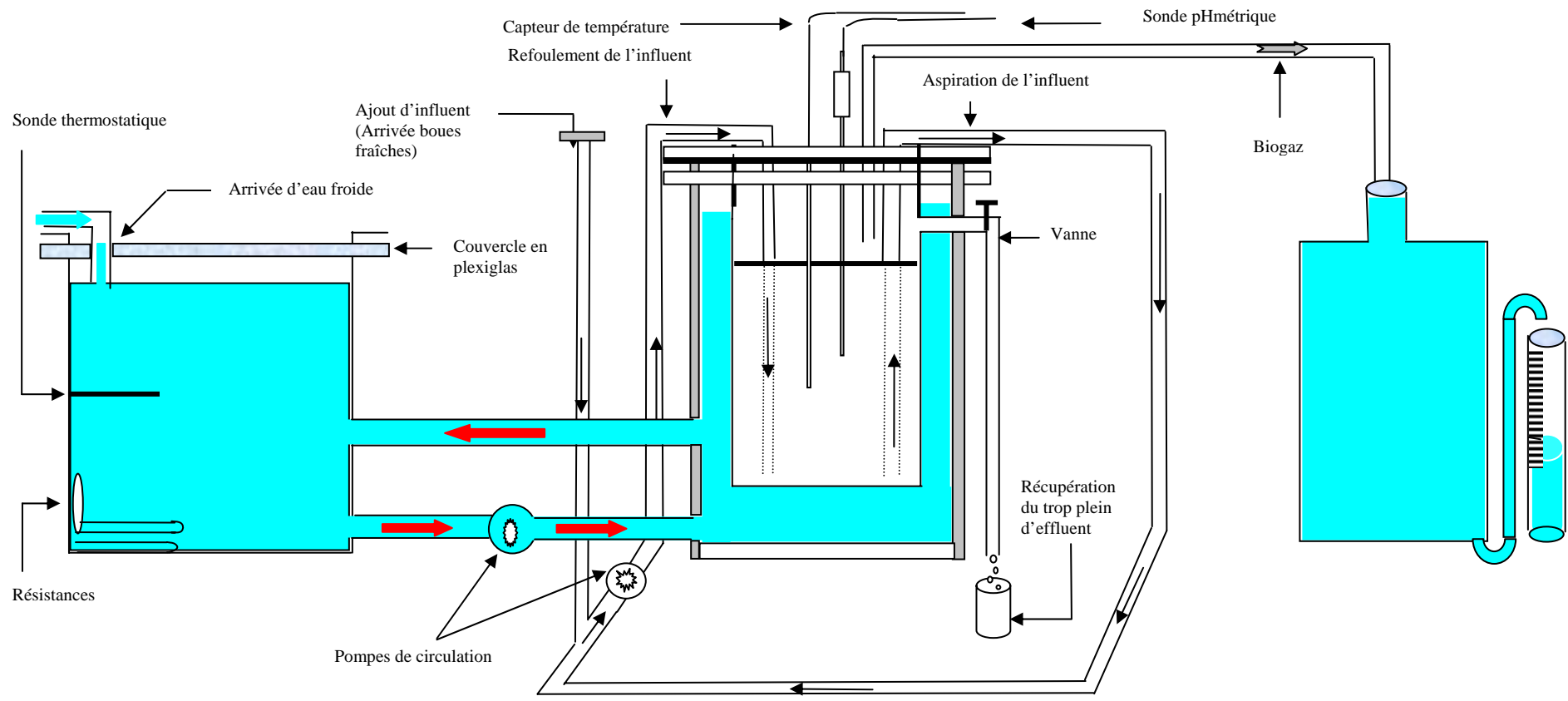


Figure. II.42: Schéma précisant la disposition finale des modules dans le dispositif global

→ Circulation de l'eau chaude → Circulation de l'eau froide

II.B.3 PROCEDURE EXPERIMENTALE DU PILOTE

II.B.3.1 MISE EN EAU DU DISPOSITIF

La mise en eau du système se déroule de la manière suivante :

- Connection de l'électro-vanne (EV) à l'alimentation du réseau en eau
- Activation de l'électro-vanne à partir du tableau de commande
- Remplissage de la chaudière jusqu'à apparition d'une certaine émulsion dans cette dernière - caractéristique de la propagation de l'eau qui est donc totale dans le circuit hydraulique
- Enfin désactivation de la commande EV [Figure. II.43].

II.B.3.2 MISE EN ROUTE DE LA CHAUDIERE

La mise en route du digesteur passe préalablement par la mise en route de la chaudière avec laquelle nous désirons avoir une eau à une température comprise entre 34°C et 35°C ajustée par un thermostat électronique d'une précision de $\pm 1^\circ\text{C}$ [Figure II.43].

Pour cela l'eau est véhiculée grâce à la pompe de circulation. Sa mise en marche est instantanée mais à cet instant l'eau n'est pas à la température de 35°C.

Nous devons attendre que la température de l'eau soit bien aux environs de 35°C dans la zone annulaire du digesteur pour passer à l'étape suivante. Cela peut prendre quelques minutes mais elles sont indispensables pour la bonne marche de l'expérience.

En effet, un décalage trop important entre la température initiale et la température voulue pourrait éventuellement fausser les mesures à travers l'inhibition de l'écosystème bactérien.

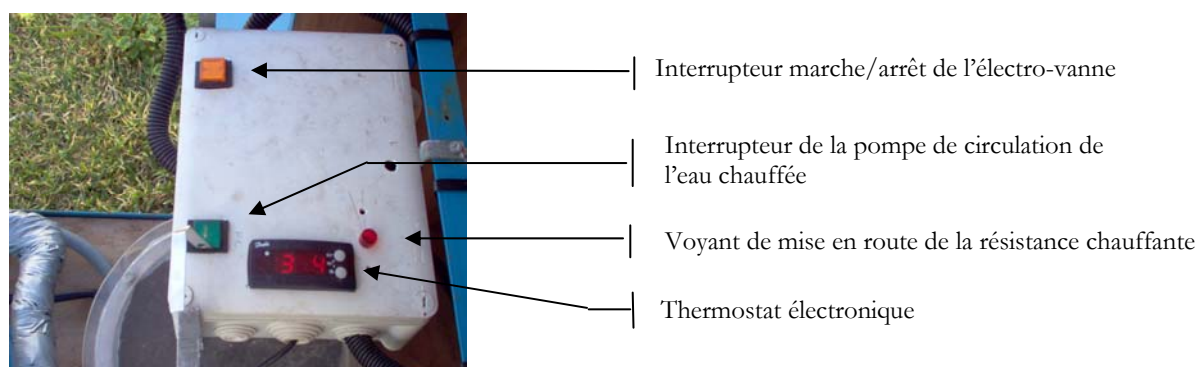


Figure II.43 : Tableau de commande du dispositif CSTR

II.B.3.3 MISE EN ROUTE DU DIGESTEUR

La mise en route du digesteur s'applique essentiellement à la mise en marche de la pompe de circulation qui se fait lorsque la cuve est vide. L'activation de la pompe est ensuite programmée pour fonctionner un quart d'heure toutes les heures.

Lorsque cette mise en route est effective nous pouvons introduire les influents à l'intérieur du digesteur.

II.B.3.4 INOCULATION ET DILUTION DE L'INFLUENT

II.B.3.4.1 Stockage de l'influent

Le stock d'influent doit être le même tout au long de la campagne de mesure. En effet de ce stock nous devons dans un premier temps :

- Prélever un volume d'une quantité de 11.5 Litres
- Puis mettre le volume restant dans un congélateur

Les futures dilutions devront se faire à partir du stock congelé afin de garantir une certaine homogénéité dans le mélange initial.

II.B.3.4.2 Dilution quotidienne

La dilution consiste à réinjecter dans le digesteur $1/10^{\text{ième}}$ du volume initial tous les jours c'est-à-dire environ 1 Litre, l'arrivée du week-end nous oblige à doubler cette dilution à savoir 2 litres. La procédure d'injection de boues fraîches dans le conduit prévu à cet effet se déroule de la manière suivante :

- Inoculer l'échantillon de boue fraîche dans le circuit hydraulique
- Mettre en route la pompe de circulation manuellement afin d'homogénéiser le milieu puis repasser en automatique

ATTENTION : L'échantillon prélevé doit provenir du volume stocké dans le congélateur prévu à cet effet.

II.B.4 PROTOCOLE EXPERIMENTAL DES MESURES BIOCHIMIQUES ET PHYSICO - CHIMIQUES

Des analyses et des mesures de certains paramètres sont indispensables afin de caractériser la matière liquide lors de la méthanisation. Une caractérisation nécessaire pour l'initialisation des paramètres du modèle. Par ailleurs le suivi quotidien des paramètres, caractéristiques de l'abattement de la pollution carbonée et azotée et de la productivité du biogaz, permet d'évaluer le pouvoir d'assainissement le rendement du procédé.

Les différentes mesures biochimiques et physico – chimiques accessibles sont les suivantes :

- Le pH
- La demande biochimique en oxygène (DBO₅)
- La demande chimique en oxygène (DCO)
- La matière sèche (MS)
- La matière volatile (MV)
- Concentration en Ammoniac et de ces formes oxydées
- Potentiel d'oxydo - réduction

II.B.4.1 LE PH

Le pH est la mesure de l'acidité ou de la basicité d'une solution [Figure.44]. Il est défini comme le logarithme négatif de la concentration en ions hydronium et varie de 0 à 14.

Le pH est un facteur important à travers le processus de méthanisation. Il doit se situer dans un intervalle compris entre 5.5 et 7. Un pH ne se situant pas dans cette fourchette de mesures entraînerait un déséquilibre d'ordre chimique mais également d'ordre biologique au sein de la population bactérienne et par conséquent un dysfonctionnement total au niveau du processus.

A titre d'information, une chute de pH peut être corrigée par un ajout d'une solution de soude des proportions bien évidemment précises qui dépend du volume d'effluents de départ afin de ne pas dépasser la borne supérieure de l'intervalle.

De même un pH trop acide se voit corriger par un ajout d'une base également dans des proportions bien précises.

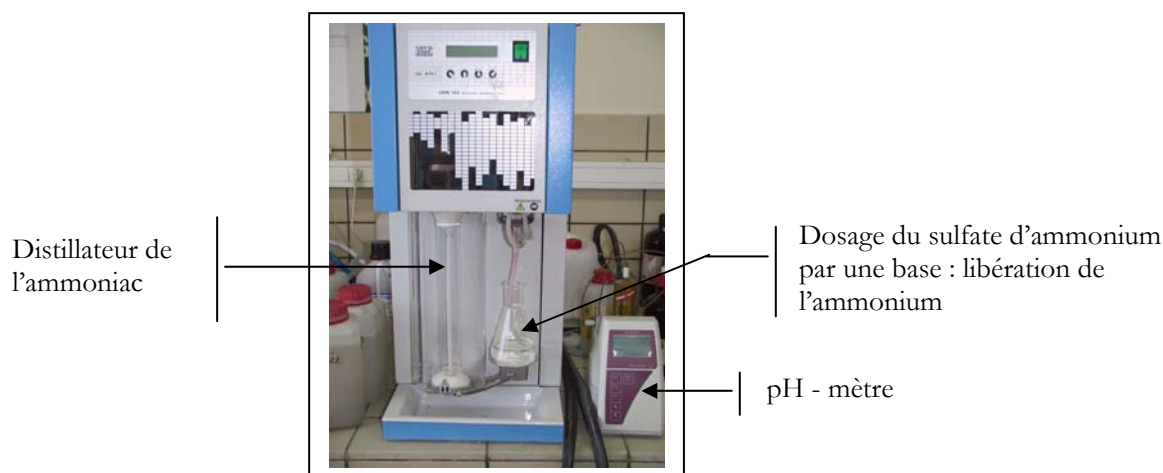


Figure II.44 : Matériel de pH métrie – distillation – dosage de l'azote de kjeldahl

II.B.4.2 LA DEMANDE BIOCHIMIQUE EN OXYGENE (DBO₅)

La DBO est la consommation en oxygène des micro-organismes présents dans le milieu en essai pour assimiler les substances organiques présentes dans ce même milieu. La durée de l'essai est de cinq jours d'où le nom de DBO₅.

Durant cette période, la consommation en oxygène provient de deux réactions. D'une part, il se produit une oxydation lente par voie chimique des composés organiques ou minéraux réducteurs en présence d'oxygène dissous. D'autre part, les micro-organismes présents dans le milieu consomment de l'oxygène pour métaboliser les matières organiques assimilables. La connaissance de cette valeur permet d'évaluer la charge polluante contenue dans l'eau usée.

■ Principe de mesure

L'analyse s'effectue par dilution de l'échantillon (issu du trop plein lors de l'opération de dilution quotidienne) avec différentes quantités d'eau de dilution (enrichie en O₂ dissous et contenant un ensemencement en micro – organismes aérobies) en présence d'un inhibiteur de la nitrification. Les échantillons sont incubés à 20°C, à l'obscurité, dans des flacons entièrement remplis et fermés, pour une durée de 5 jours. La concentration en O₂ dans le flacon est mesurée avant et après incubation. La masse d'oxygène consommée par litre d'échantillon est calculée. Ce mode opératoire s'inspire de la norme AFNOR NF T 90 – 103 – 1

II.B.4.1.3 LA DEMANDE CHIMIQUE EN OXYGENE (DCO)

La D.C.O. est la quantité d'oxygène consommée par les matières oxydables dans des conditions de l'essai. Contrairement à la D.B.O.5 où l'oxydation se fait lentement par l'activité des microorganismes, l'oxydation, pour la mesure de la D.C.O., est provoquée à l'aide d'un oxydant (bichromate de potassium) et des conditions données (ébullition, catalyseur, ...).

Alors que la D.B.O.5 ne mesure que la matière organique naturellement et rapidement dégradable, la D.C.O. permet de mesurer la majeure partie de la matière organique biodégradable et peu dégradable. C'est pourquoi les valeurs de D.C.O. sont nécessairement supérieures aux valeurs de D.B.O.5. Le rapport DCO-DBO5 permet d'évaluer le caractère biodégradable de la matière organique.

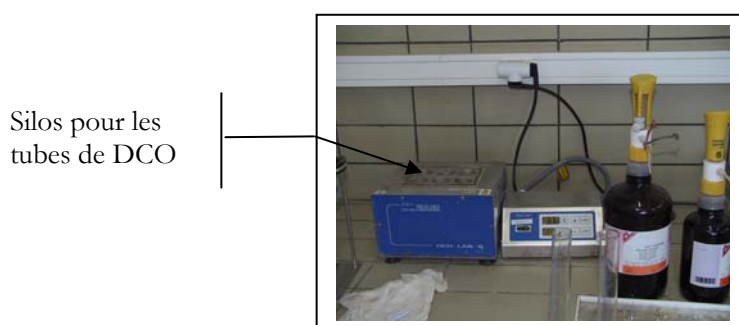


Figure II.45: Matériel de minéralisation de la préparation après ajout de la solution complexante et du catalyseur

■ Principe de mesure

La mesure de la DCO peut se faire de deux manières différentes. En effet, la première méthode consiste en un dosage de l'échantillon associé à divers réactifs, c'est une méthode normalisée. La concentration d'oxygène, en mg/l, est équivalente à la quantité de dichromate consommée par la matière organique lors de l'oxydation à ébullition (à 200°C) [Figure II.45]

d'un échantillon liquide. La manipulation est effectuée en milieu acide concentré en présence de sulfate d'argent, qui joue le rôle de catalyseur, et de mercure, qui joue le rôle de complexant des chlorures. Le dosage final pour déterminer l'excès de dichromate se fait avec une solution titrée de sulfate de fer et d'ammonium appelé également *sel de Mohr* en présence de ferroïne qui est un indicateur coloré. Le calcul de la DCO est fonction de la quantité de dichromate de potassium réduite.

La seconde méthode est beaucoup plus pratique, c'est une technique dite *micro - méthode*. En effet, elle consiste à utiliser un DCO-mètre qui est en fait un photomètre DCO Palintest. Nous utilisons des tubes DCO prêts à l'emploi c'est-à-dire que ces tubes contiennent déjà les réactifs cités précédemment il suffit de rajouter quelques ml d'échantillons. Nous insérons le tube dans le photomètre, un faisceau de lumière blanche traverse le tube et ce dernier nous donne le pourcentage de transmission et grâce à des tables nous pouvons avoir la correspondance en mg/l. Cette méthode ne donne qu'une indication par rapport à la méthode normalisée.

Les moyens le permettant nous nous sommes orientés sur la méthode normalisée, la mesure de la DCO demande une certaine préparation. En effet, pour être en conformité avec la **norme NF T90-101** l'addition de l'échantillon et des réactifs doit être effectuée avec précision. La procédure concernant cette préparation se déroule selon cet ordre :

- Prise d'échantillon de 2 ml
- Ajout de 5 ml de solution de dichromate de potassium (0.04 mol/l)
- Ajout de 15 ml de solution d'acide sulfurique (4 mol/l) – sulfate d'argent

Lorsque la solution est prête, le dosage pour déterminer l'excès de dichromate se fait avec une solution titrée de sulfate de fer et d'ammonium en présence de ferroïne.

II.B.4.1.4 LA MATIERE SECHE (MS) ET LA MATIERE VOLATILE (MV)

La concentration en Matières sèches correspond à la masse de substance obtenue après séchage à 105 °C [Figure II.46] rapportée à la masse de la boue déshydratée ou au volume dans le cas d'une boue liquide (10g ou 10ml) (liqueur mixte, boue de circulation, boue silo, ...). Cette méthode permet d'évaluer la concentration en matières dissoutes ou en suspension dans l'eau.

La concentration en Matières volatiles : se déterminent en faisant la différence entre la masse de matières sèches obtenues après séchage à 105 °C et la masse de substance résultante d'une calcination à 600°C. Cette différence donne une évaluation de la teneur en matière organique de l'échantillon analysé. La détermination de la MS et de la MV réponde à la **norme NF T 90 – 105-1**.



Figure II.46: Four à 600°C (détermination de la MV) et à 105°C (détermination de la MS)

L'utilisation de micro – méthodes pour la mesure de certaines concentrations [Nitrates, Nitrites] passent très souvent par une lecture finale à l'aide d'un spectrophotomètre [Figure II.47].



Figure II.47 : Spectrophotomètre mètre UV - Visible

II.B.4.1.5 Récapitulatif exhaustif des analyses effectuées

Paramètres	Principe de la méthode	Prise d'essai	Observations
Matières en suspension (MES)	Filtration, puis séchage à 105°C NF T 90 – 105 -1	Vinasse : 5 à 10 ml	Mesure directe
Matières sèches (MS)	Séchage à 105°C NF T 90 – 105 -1	10 g de vinasse	Mesure directe
Matières Volatiles en Suspension (MVS)	Volatilisation à 600°C du résidu de la MS NF T 90 – 105 -1	-	Mesure directe
Demande Chimique en Oxygène dissous (DCO)	Oxydation à chaud par du dichromate, puis dosage colorimétrique NF T 90 - 101	20 ml	Mesure directe
Demande Biologique en Oxygène dissous (DBO₅)	Oxydation biochimique de la matière organique NF T 90 – 103 -1	2 à 0,5 ml	Mesure directe
Azote ammoniacal (NH₄⁺)	Dosage colorimétrique Microméthode HACH	1 ml	-
Nitrites (NO₂⁻)	Dosage colorimétrique Microméthode HACH	1 ml	-
Nitrates (NO₃⁻)	Dosage colorimétrique Microméthode HACH	1 ml	-
pH	Mesure électrochimique NF T 90 - 008	40 ml	-

II.B.5 PRESENTATION ET EXPLOITATION DES RESULTATS

II.B.5.1 MISE EN PLACE DES CAMPAGNES DE MESURES

Les résultats expérimentaux présentés correspondent à une des Huit campagnes menées à la station d'épuration de Pierrefonds [Figure II.49].

L'ordonnancement des différentes campagnes [Figure II.48], durant des périodes différentes de l'année, avait plusieurs objectifs :

- Evaluer l'influence d'éventuelles variations de la charge organique (DCO et DBO₅) à l'entrée de la station sur la digestion.
- Optimisation expérimentale de la phase de latence par pré – traitement
- Mise en place d'une base de données pour la simulation et la validation

Cam pag ne N°	Pé rio de de l'a nn ée	Temp s de Réten tion Hydr auliq ue	Pré - trait eme nt	D ur ée de la ph as e de La te nc e	Cha rge Org aniq ue entr ante [g/ L]	Obje ctifs
1	Jan v. 20 04	30 Jours	Néa nt	15 Jo urs	14	-Tests techni ques in situ - Vérifi cation des proto coles d'anal yses en labora toire
2	Fé v. 20 04	30 – 35 Jours	Inoc ulu m type bou e aéré e	10 Jo urs	13	- Opti misati on de la phase de latenc e - Const ructio n de la base de donn

3	Juin 2004	30 – 35 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Optimisation de la phase de latence
4	Déc. 2004	30 – 35 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Compléter la base de données
5	Fév. 2005	30 – 35 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Compléter la base de données
6	Mai 2005	30 – 35 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Compléter la base de données
7	Nov. – Déc. 2005	30 – 35 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Compléter la base de données
8	Fév. 2006	30 Jours	Inoculum type boue digérée	8 Jours	14	Compléter la base de données

Figure II.48: Ordonnancement des campagnes de mesures

La variabilité de la charge organique entrante, ayant peu d'amplitude d'une campagne à une autre, son incidence est minimisée sur la reproductibilité de nos mesures.

Par conséquent, nous préférons nous concentrer sur la présentation et l'analyse des différentes mesures associées à la campagne N°2 qui caractériseront le suivi de ce type de processus.



Figure II.49 : La station d'épuration de Pierrefonds

II.B.5.2 RESULTATS DES MESURES

II.B.5.2.1 Suivi du potentiel biogaz

Les différentes lectures du volume d'eau ont été enregistrées dans le tableau suivant [Tableau II.7], en précisant la production journalière et la production cumulée.

Date (JJ/MM/ 2004)	Production journalière (en cm ³)	volume cumulé (en cm ³)
10/02/2004	0,00	0,00
11/02/2004	0,00	0,00
12/02/2004	0,00	0,00
13/02/2004	0,00	0,00
16/02/2004	0,00	0,00
17/02/2004	0,00	0,00
18/02/2004	0,00	0,00
19/02/2004	0,00	0,00
20/02/2004	0,00	0,00
23/02/2004	7,4	7,4
24/02/2004	8,0	15,4
25/02/2004	7,5	22,9
26/02/2004	9,7	32,6
27/02/2004	9,8	42,4
01/03/2004	160	202,4
02/03/2004	325	527,4
03/03/2004	279	806,4
04/03/2004	278	1084,4

05/03/2004	278	1362,4
08/03/2004	292	1654,4
09/03/2004	235	1889,4
10/03/2004	226	2115,4
11/03/2004	200,4	2315,4
12/03/2004	160	2475,8
15/03/2004	147	2622,8
16/03/2004	107	2729,8
17/03/2004	70	2799,8
18/03/2004	54	2853,8

Tableau II.7: Volume de Biogaz produit

Les graphes associés au tableau III sont les suivants :

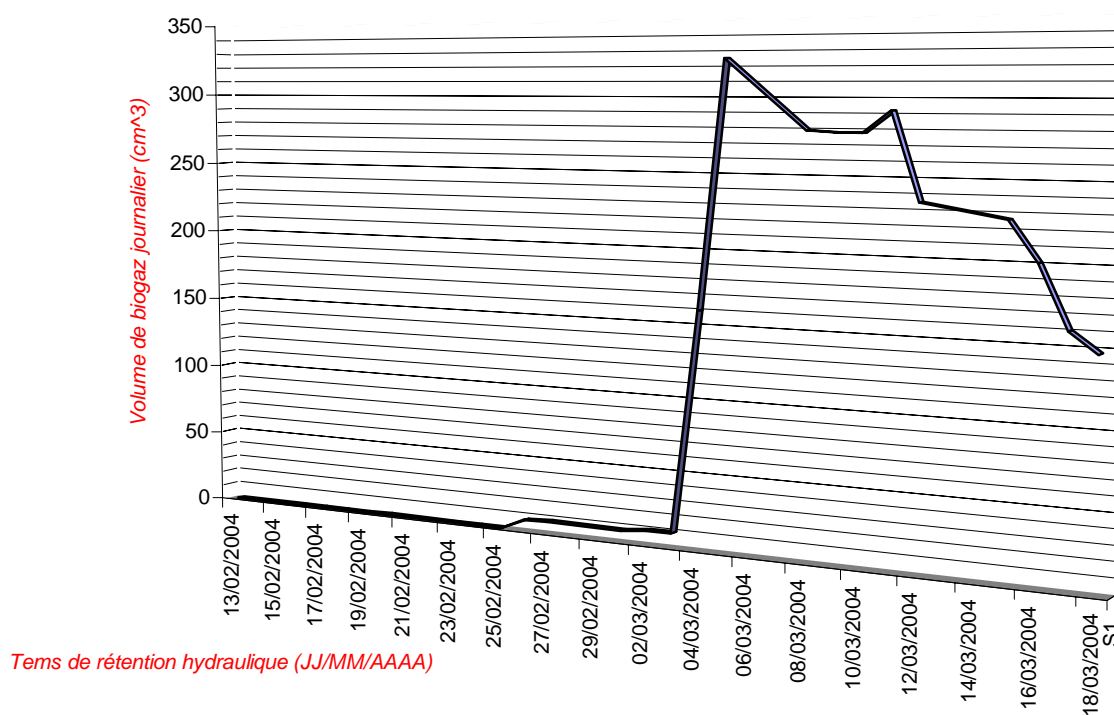


Figure II.50 : Volume de biogaz produit quotidiennement en fonction du TRH

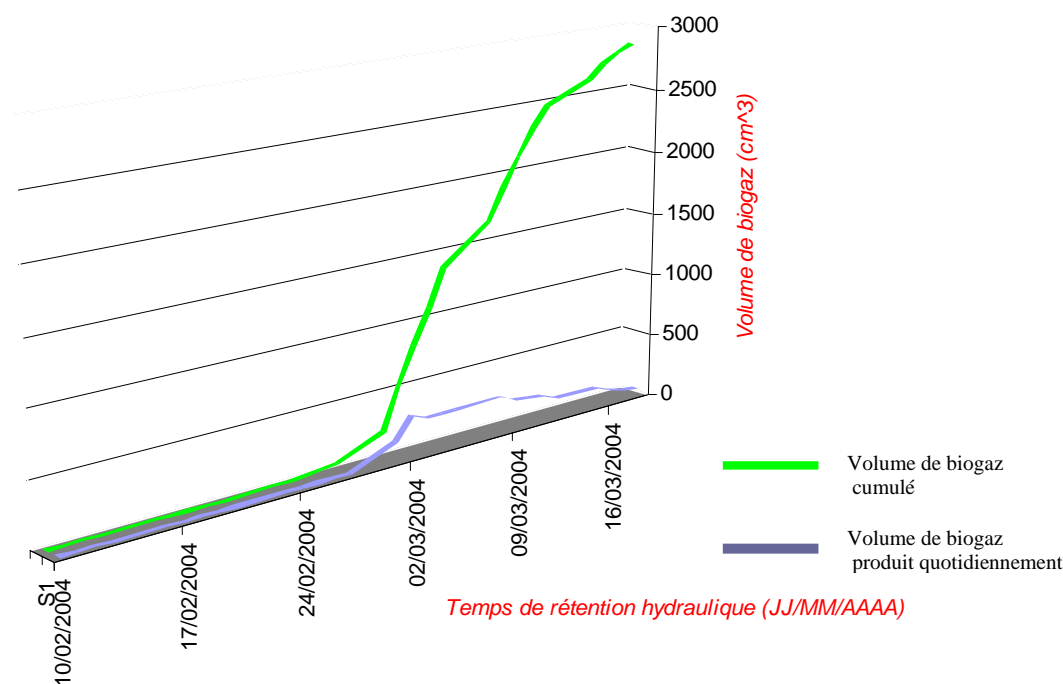


Figure II.51 : Evolution simultanée de la production de biogaz suivi quotidiennement et sa production cumulée tout le long du temps de rétention hydraulique

Les figures II.49 et II.50 suscitent quelques remarques :

- La production de biogaz a démarré après une phase de latence d'une durée de dix jours [figure II.51]. Une phase, qui permet d'avoir des conditions physiologiques optimum, pendant laquelle les micro-organismes hydrolysent les polymères (solubilisation + désintégration enzymatique) et s'adaptent à l'environnement du digesteur qui peut présenter dans un premier temps une certaine toxicité du fait de la présence d'ions métalliques à l'état de trace car n'oublions pas que notre milieu est artificiel.
- Il importe de signaler que la durée de la phase de latence est sans aucun retentissement sur la croissance ; en d'autres termes, que les facteurs qui la déterminent sont sans effet sur les autres phases de la croissance.
- On constate également que la production de biogaz prend des proportions plus importantes à partir du 16^{ième} jour avec une production journalière passant de 160 ml à plus de 300 ml [Figure II.50]. Cette augmentation s'explique par l'hydrolyse complétée et totale des polymères et par la neutralisation des effets toxiques dans le milieu en outre à travers la régularisation du pH. Le milieu devient propice aux bactéries méthanogènes qui sont les principales actrices de la production de biogaz.

II.B.5.2.2 La Matière en suspension

TRH [jj/mm/aaaa]	M.E.S [mg/L]
10/02/2004	6,88
11/02/2005	5,9
12/02/2004	5,06
13/02/2004	3,09
17/02/2004	2,9
19/02/2004	2,86
20/02/2004	2,81
23/02/2004	2,56
24/02/2004	2,01
26/01/2004	1,81
01/03/2004	1,78

Tableau II.8 : Tableau d'analyse de la matière en suspension

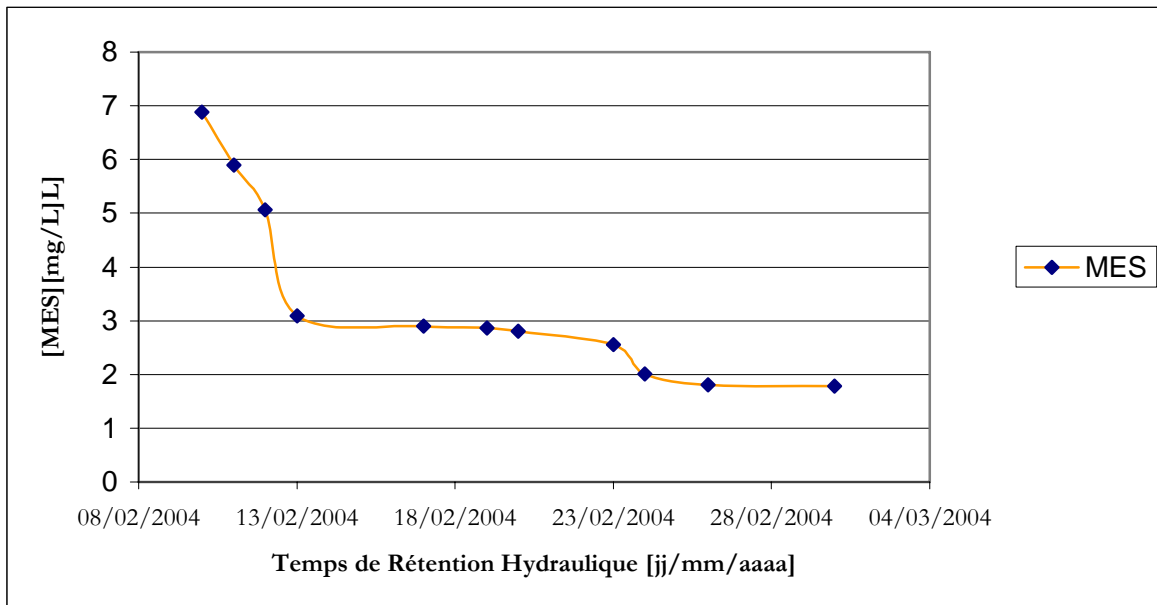


Figure II.52: Variation de la M.E.S au cours du Temps de Rétention Hydraulique

Le suivi de la concentration de la matière en suspension [figure II.52] permet de mettre en évidence l'efficacité de la fermentation anaérobie. En effet, la [M.E.S] qui représente la matière organique en suspension diminue tout au long du temps de rétention hydraulique passant de 6,88 mg/L à 1,78 mg/L, soit plus de 70% d'abattement de la MES. Cette matière en suspension,

appelée également partie non décantable, est assimilée au cours du processus par les bactéries présentes dans le milieu.

II.B.5.2.3. La Demande Chimique en Oxygène

TRH [jj/mm/aaaa]	DCO [mg O ₂ /L]
10/02/2004	33934,88
11/02/2004	28281,79
12/02/2004	25361,79
13/02/2004	13134,5
17/02/2004	5837,23
19/02/2004	4759,58
20/02/2004	4671,76
23/02/2004	4643,7
24/02/2004	4537,4
26/01/2004	4438,2
01/03/2004	3847,33
10/03/2004	3620,89

Tableau II.9: Tableau de mesure de la DCO

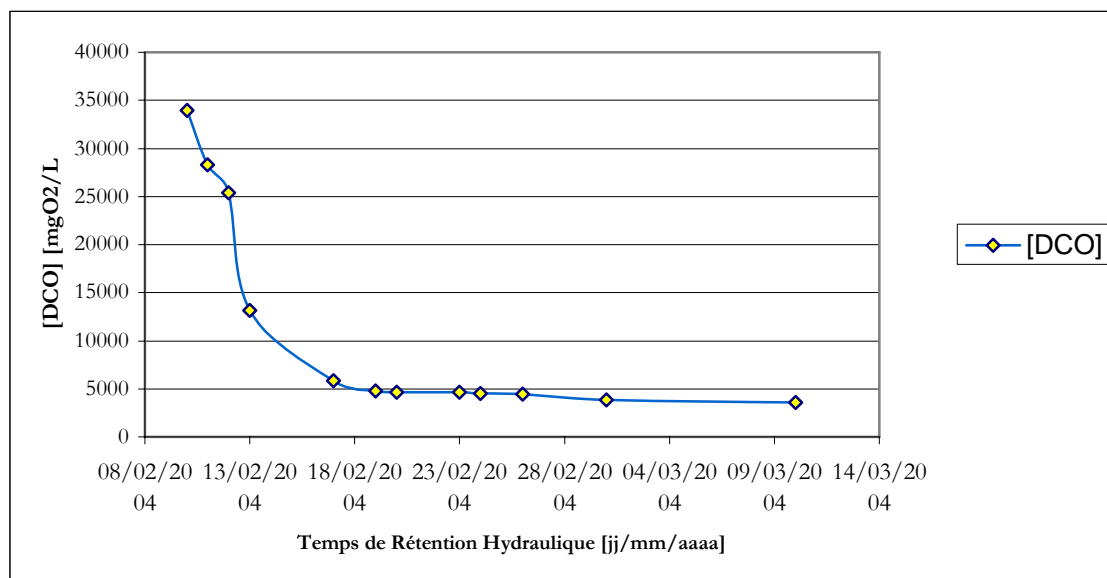


Figure II.53: Abattement de la Demande Chimique en Oxygène durant le TRH

La fermentation anaérobie permet de diminuer la charge polluante présente dans l'effluent. A travers cette charge polluante nous distinguons deux pollutions essentiellement la pollution carbonée et la pollution azotée.

La mesure de la Demande Chimique en Oxygène permet, en mesurant l'oxygène nécessaire aux micro – organismes pour assimiler le substrat, d'évaluer indirectement la pollution carbonée dans le milieu.

La DCO [figure II.53] évaluée à plus de 33g/L au début du TRH atteint au bout d'une dizaine de jours une valeur moyenne de 4 g/L. Nous constatons donc un abattement de la DCO de plus de 85 % entre. Une diminution qui permet de réduire la pollution carbonée de l'effluent à la sortie du digesteur.

La biodégradabilité avoisine environ 50%.

Les DCO ayant été réalisées sans filtration de l'effluent de sortie, les fluctuations de DCO sont liées à la présence des MES. Cette dernière diminuant tout au long du TRH cela favorise la solubilisation de la DCO.

II.B.5.2.4. Le potentiel d'oxydo - réduction

Le potentiel d'oxydo - réduction lu directement sur l'appareil de mesure ne correspond pas directement au potentiel de H₂. Il existe une corrélation entre la mesure du potentiel à l'électrode de référence et celle de H₂ qui est la suivante :

$$mv \text{ EH}_2 = 210 - mv \text{ Ag / Agcl}$$

Nous avons suivi l'évolution de ce dernier durant la campagne et nous obtenons le résultat suivant [figure II.10].

TRH [jj/mm/2004]	E _{ox/red} [mvH ₂]
10-02	150
17-02	123
24-02	87
10-03	45

Figure II.10: Tableau de valeurs des potentiels redox

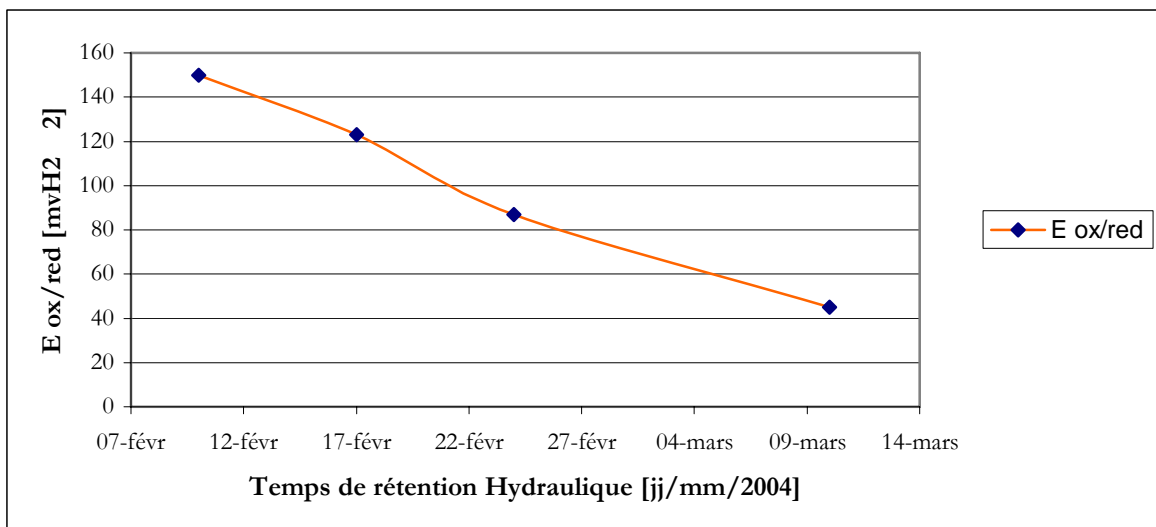


Figure II.54: Evolution du potentiel redox en sortie du digesteur

Nous constatons que le potentiel redox des échantillons prélevés en sortie diminue le long de la campagne de mesure [figure II.54]. En effet l'accentuation de l'anaérobiose à l'intérieur du digesteur agit directement sur le pouvoir oxydant de H₂ qui s'estompe au fur et à mesure que le processus perdure dans le temps.

En effet, cela se vérifie par le calcul du pouvoir d'oxydo-réduction dont l'expression est la suivante :

$$R_H = 34,5.E + 2.pH$$

Si nous calculons ce dernier au début et à la fin de la campagne avec un pH de 6,92 nous obtenons donc un R_{H-entrée} de 35824,84 et en sortie R_{H-sortie} de 10757,14.

Nous nous situons bien dans une ambiance anaérobiose forte.

II.B.5.2.5. La Demande Biochimique en Oxygène

La seconde forme d'évaluation de la pollution carbonée est la demande biochimique en oxygène. Le suivi de la cinétique de la DBO₅ traduit une diminution de la charge organique [Tableau II.11]. Cette tendance confirme le profil de la cinétique de la DCO [Figure II.55] et marque ainsi une correspondance biunivoque entre la DCO et la DBO. En théorie pour des boues primaires le ratio DCO/DBO est de 3,5. Dans le cas de boues digérées le ratio est de 3,5 à 4 qui est caractéristique d'une bonne biodégradabilité.

Les résultats obtenus sont les suivants:

TRH (jj/mm/aaaa)	DBO (mg O ₂ /L)
10/02/2004	11195,1
11/02/2004	8663,2
12/02/2004	6741,2
13/02/2004	5238,29
17/02/2004	2832,5
19/02/2004	2804,5
20/02/2004	2796,5
23/02/2004	2534,5
24/02/2004	2412,25
26/02/2004	1601,5
01/03/2004	634

Tableau II.11: Tableau de valeurs de la DBO₅ en sortie

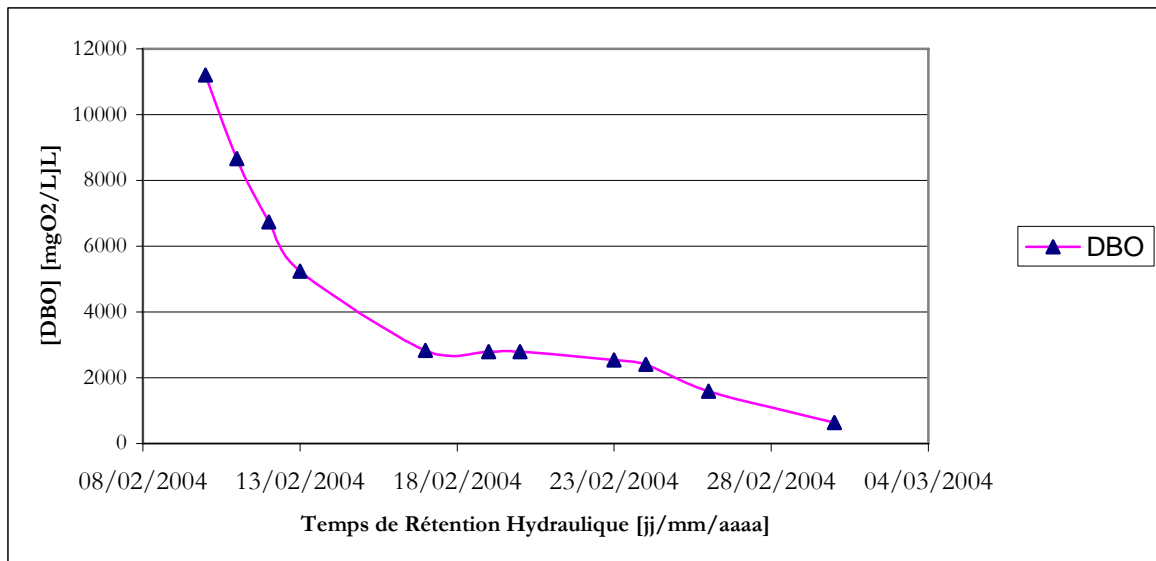


Figure II.55: Cinétique de la Demande Biochimique en Oxygène

La DBO donne la même information que la DCO. La seule différence se situe dans le principe. La DCO est une oxydation forcée tandis que la DBO est une oxydation naturelle. Leur réalisation permet de confirmer l'un ou l'autre.

La DBO [Figure II.55] suit la même logique de cinétique que la DCO. Cette dernière diminue tout au long du TRH. Mathématiquement, la cinétique de la DCO et de la DBO se rapproche d'une cinétique d'ordre un avec un taux d'accroissement spécifique qui peut être déterminé de manière expérimentale ou à l'aide d'outil statistique (cf. Chapitre IV).

L'abattement de la DBO est évalué à au moins 80 %. Un ordre de grandeur qui atteste de la forte diminution de la charge polluante et par conséquent de la bonne biodégradabilité de la matière organique.

II.B.5.2.6. Le potentiel Hydrogène

T.R.H (jj/mm/aaaa)	pH
10/02/2004	6,7
11/02/2004	6,8
12/02/2004	6,85
13/02/2004	6,95
17/02/2004	6,99
19/02/2004	7,04
20/02/2004	7,06
23/02/2004	7,06
24/02/2004	7,07
26/02/2004	7,08
01/03/2004	7,07

Tableau II.12: Evolution du pH en fonction du TRH

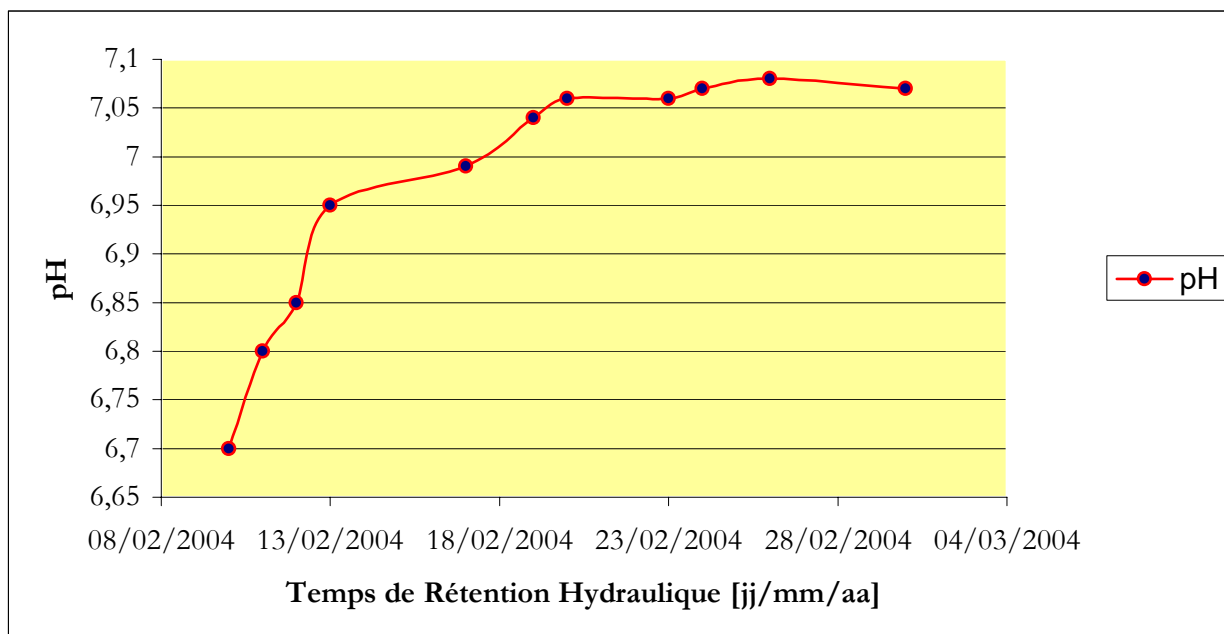


Figure II.56: Evolution du pH durant le TRH

La stabilité du pH dans le milieu à une valeur de 7 n'arrive qu'une dizaine de jours [Figure II.56] après le début de l'opération et correspond également au début de la production du biogaz [Figure II.50].

Ce paramètre fait partie des conditions nécessaires à la croissance optimale des bactéries méthanogènes responsables de la production du biogaz. La stabilité du pH est soumise très fréquemment à l'influence des concentrations ammoniacuées présentes dans le milieu aqueux. Ces concentrations sont issues de l'assimilation de la matière organique par les bactéries. Cette base faible a tendance à élever la valeur du pH. Si cela s'avère trop préjudiciable pour le milieu un ajout d'acide peut être nécessaire.

II.B.5.2.7. Evolution des concentrations en ammoniac et de ces formes oxydées

TRH [jj/mm/aaaa]	N-NH ₃ [mg/L]	NO ₂ ⁻ [mg/L]	NO ₃ ⁻ [mg/L]
10/02/2004	360	7	1600
11/02/2004	360	6	1600
12/02/2004	470	6	1600
13/02/2004	690	5	1300
17/02/2004	680	5	1400
19/02/2004	760	6	1400
20/02/2004	850	6	1300
23/02/2004	890	4,3	1300
24/02/2004	910	4	1400
26/02/2004	930	4	1300
01/03/2004	950	3	1200

Tableau II.13 : Concentration en Ammoniac et celles de ces formes oxydées

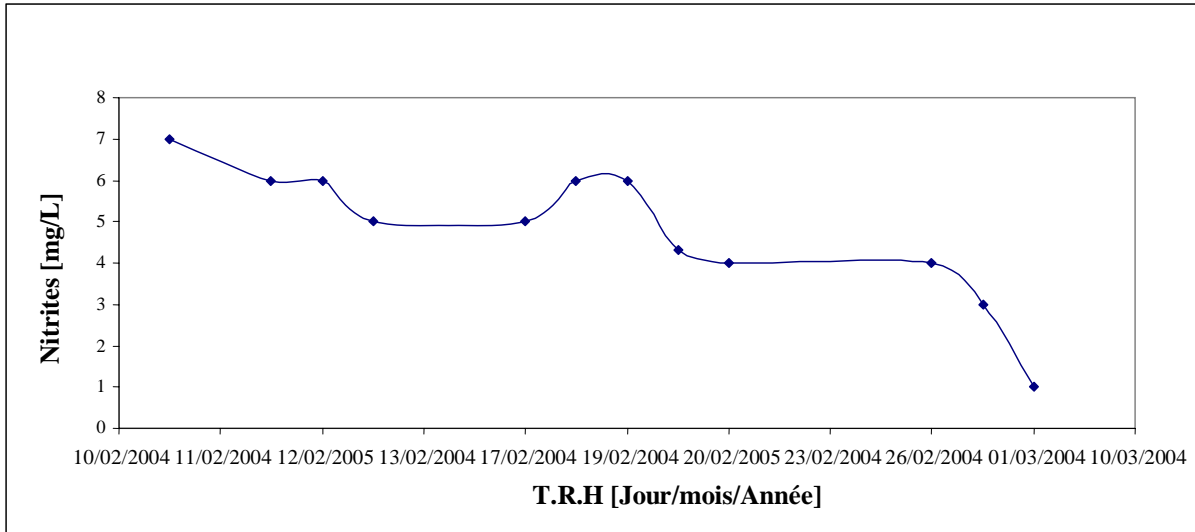


Figure II.57: Evolution de la concentration en Nitrites durant le TRH

Le suivi de l'évolution de la charge polluante se voit au travers de la pollution carbonée mais également au travers de la pollution azotée. Une des formes oxydées de l'ammoniac est l'ion nitrite NO_2^- , ce dernier [figure II.57] diminue au cours du TRH. En effet étant donnée que la digestion est anaérobie, la présence de l'air dans le milieu est à exclure et cela se confirme par la décroissance de la concentration en Nitrites dans le milieu. Une augmentation éventuelle de la concentration serait caractéristique de la présence de l'air dans le dispositif et cela nuirait au processus.

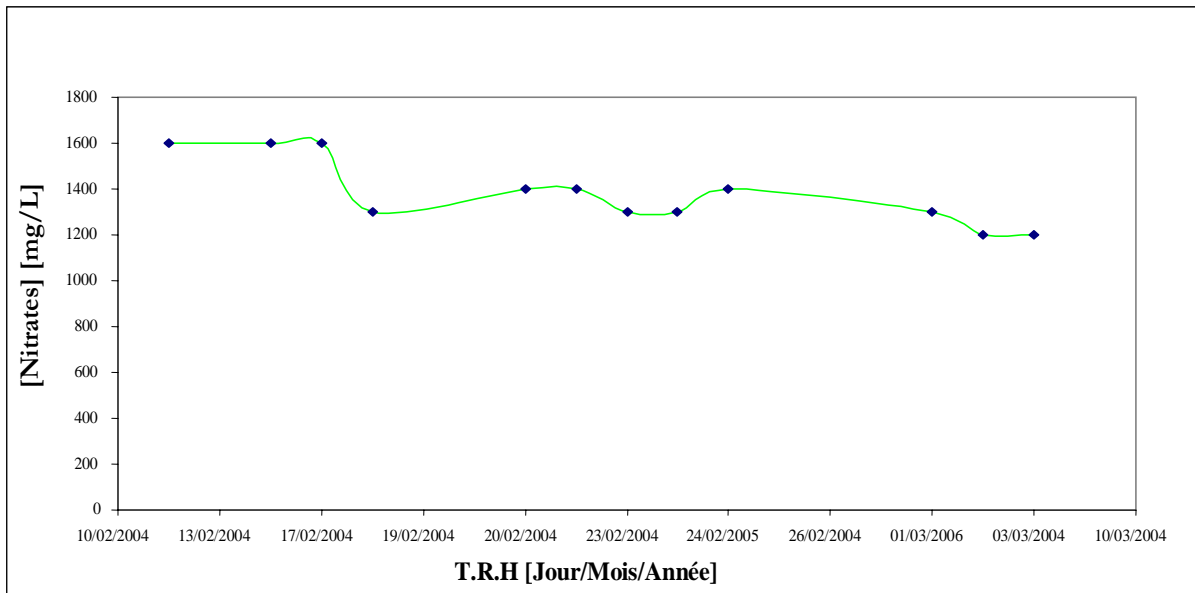


Figure II.58: Evolution de la concentration en Nitrates durant le TRH

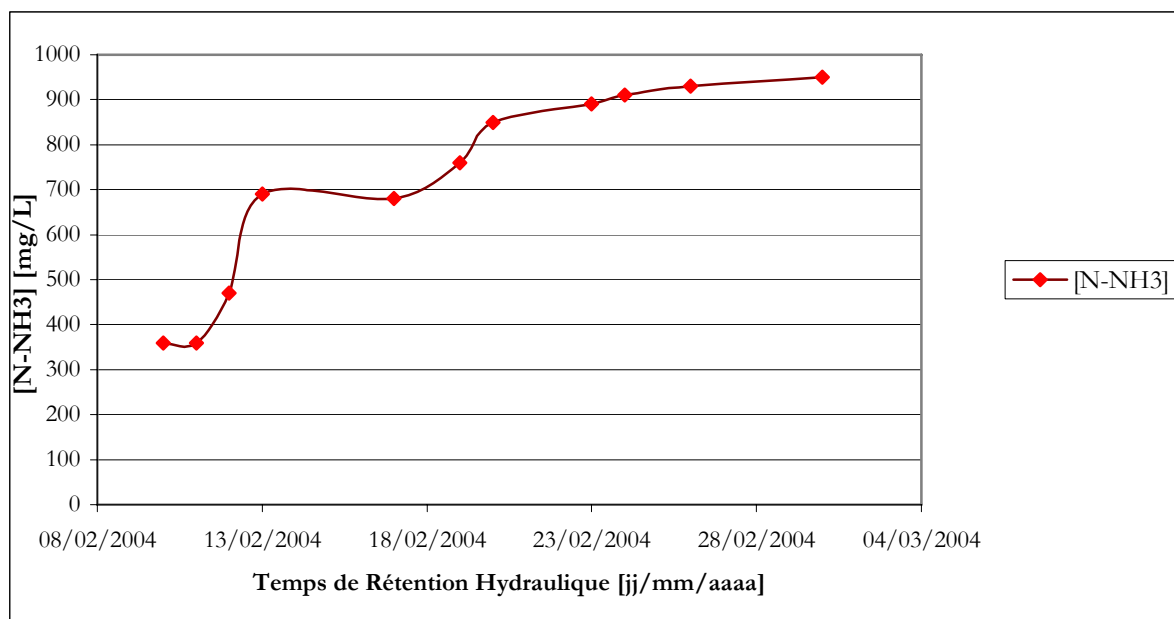


Figure III.59: Evolution de la concentration en Ammoniac durant le TRH

La seconde forme oxydée de l'ammoniac est l'ion Nitrate NO_3^- , elle est issue d'une double oxydation de l'ammoniac puis de l'ion Nitrite NO_2^- , dont l'ensemble constitue la réaction de nitrification. La concentration en nitrate a tendance à diminuer très lentement tout au long du TRH [figure II.58]. Etant donné que l'état d'anaérobiose dans lequel se trouve le système empêche toutes réactions redox entre l'ammoniac et l'oxygène, la concentration en nitrate ne pourra donc pas augmenter. Néanmoins, sa tendance à diminuer est caractéristique d'un milieu qui est en train de passer d'une zone anaérobie vers une zone anoxie. La conséquence est la mise en route de la réaction inverse de la nitrification c'est-à-dire la dénitrification.

Simultanément la concentration en ammoniac [figure II.59] suit le chemin inverse puisqu'elle augmente durant le TRH. En effet cette augmentation est attribuée au processus d'hydrolyse de la matière organique qui lors de la désintégration et de l'hydrolyse enzymatique génère de l'ammoniac. La diminution de l'ammoniac passe par un pré – traitement du substrat à travers une fermentation aérobie en amont de la méthanisation.

II.B.5.2.8. Evolution des concentrations en Matière Sèche et en Matière

Volatile

TRH (Jour/Mois/Année)	MS (g/L)	MV (g/L)
10/02/2004	46,48	28,6
11/02/2004	43,56	28,13
12/02/2004	41,75	27,64
13/02/2004	40,25	27,43
17/02/2004	37,83	24,42
19/02/2004	37,16	23,36
20/02/2004	33,51	22,67
23/02/2004	30,81	21,19
24/02/2004	30,56	21,56
01/03/2004	30,5	21,6

Tableau II.14 : Concentrations en MS et MV durant le TRH

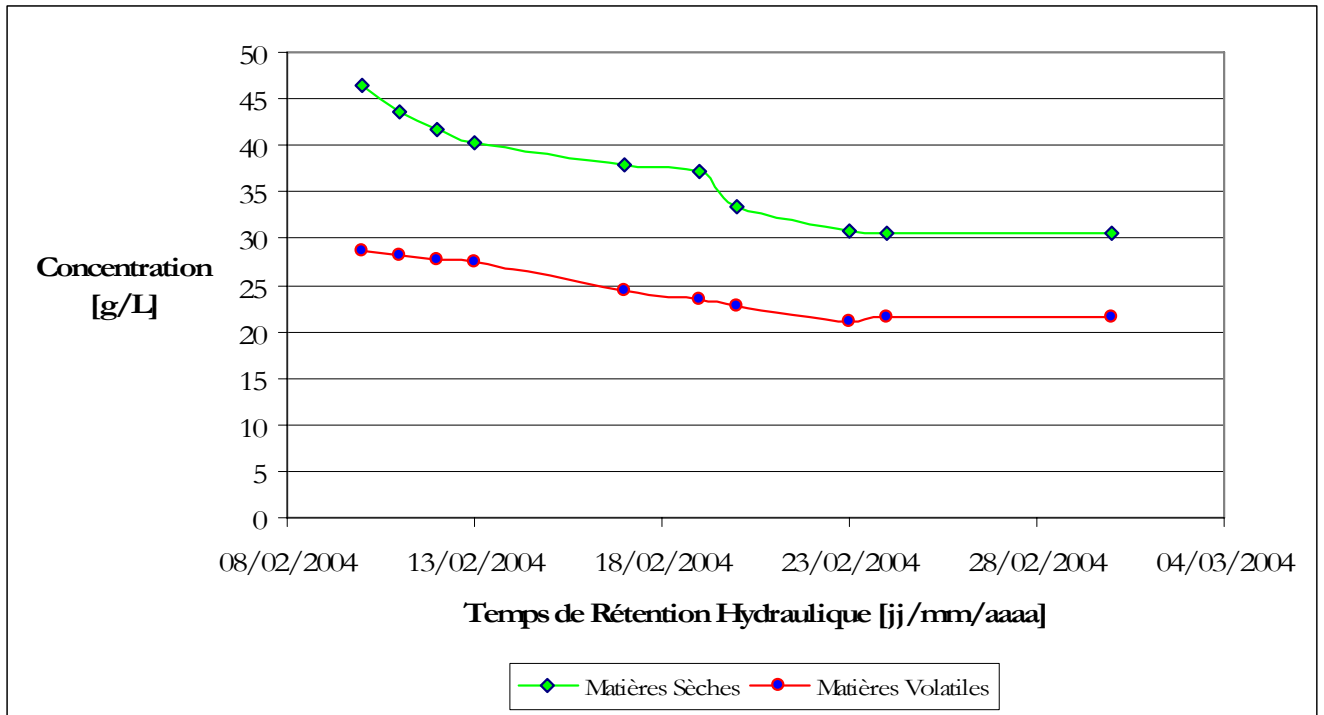


Figure II.59: Abattement de la Matière Sèche et de la Matière Volatile durant le TRH

Les autres paramètres considérés comme des indicateurs de pollution sont la Matière Sèche (MS) et la Matière Volatile (MV). Leur diminution [figure II.59] est caractéristique de la diminution de la charge organique et également de la pollution carbonée. L'abattement de la Matière sèche est de 35% tandis que celle de la Matière Volatile est de 33%. Une augmentation de ces abattements passe par une augmentation du temps de rétention hydraulique.

SYNTHESE

L'approche expérimentale, mise en évidence à travers ce chapitre, a eu une double importance :

- Cette dernière a permis d'apporter dans un premier temps les premiers éléments de compréhension et d'explication attraités aux différents processus.
- Mais elle a permis également la caractérisation de la matière convectée mise en jeu à savoir : la matière solide et liquide associée respectivement au séchage et à la méthanisation.

La caractérisation de la matière solide a consisté à établir de manière expérimentale les paramètres de la cinétique de séchage à travers le séchage mixte convectif (détermination des points critiques d'humidité lors du séchage qui sont spécifiques au type de séchage mis en jeu).

Dans le cadre du séchoir serre, la caractérisation de la matière a consisté à établir la cinétique de séchage en couche épaisse en considérant des opérations de retournement et son influence sur phénomènes mis en jeu. Mais également à déterminer le profil de températures et d'humidité et la variabilité de certains paramètres dans ce milieu poreux multi couches.

La caractérisation de la matière convectée liquide à travers la méthanisation s'est traduite par la détermination et le suivi des indicateurs attraités :

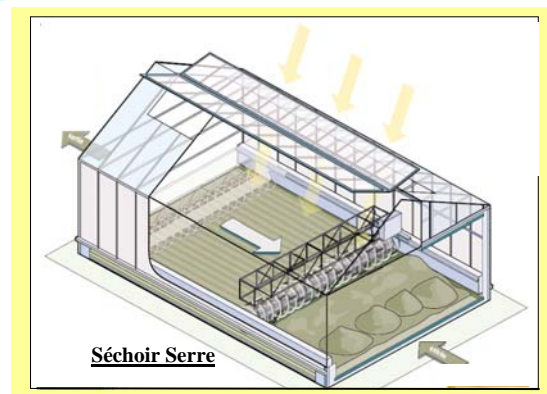
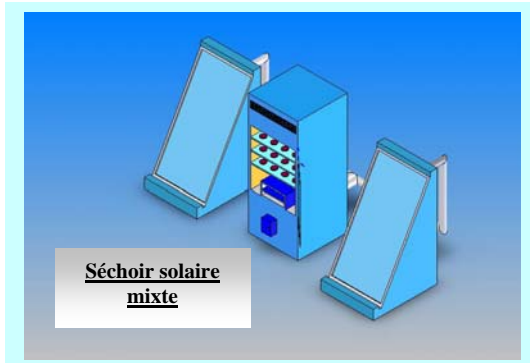
- à la pollution carbonée et azotée
- au potentiel biogaz du produit
- aux aspects biochimiques et physico – chimiques du processus

De plus, cette étude a permis de mettre en exergue une phase de latence qui correspondrait à une phase dite « limitante » du processus.

La recherche de cette caractérisation a permis une meilleure compréhension des phénomènes et des mécanismes et a apporté une première quantification de certaines grandeurs.

Néanmoins, si nous voulons que la démarche expérimentale porte réellement les fruits de l'expérience, elle doit s'inscrire dans une démarche plus vaste qui offre la possibilité de la sortir du cadre restreint d'un « laboratoire ». Pour y parvenir, elle a besoin de la complicité d'approches parallèles et complémentaires telles que : la modélisation et la simulation dont les chapitres III et IV suivants en font les objets.

CHAPITRE III



ETUDE THEORIQUE DE LA VALORISATION ENERGETIQUE DES BOUES SOLIDES DES STEPS :

*Modélisation des processus de séchage selon
une approche Multi – Systèmes Multi –Modèles*

-

*Evaluation et Simulation du Pouvoir Calorifique
des boues séchées dans une perspective
d'Incinération*

SOMMAIRE

NOMENCLATURE	106
INTRODUCTION	108
III.A MODELISATION DU SECHAGE THERMIQUE DES BOUES SOLIDES	109
III.A.1 GENERALITES SUR LE SECHAGE	109
III.A.1.1 LES DIFFERENTS TYPES DE SECHAGE	110
III.A.1.1.1 Le séchage partiel	110
III.A.1.1.2 Le séchage poussé	110
III.A.1.1.3 Les transferts d'énergie.....	111
III.A.1.1.3.a Le séchage par conduction.....	111
III.A.1.1.3.b Le séchage par convection.....	111
III.A.1.1.3.c Le séchage par rayonnement	111
III.A.1.1.4 Les différents types de sècheurs.....	112
III.A.1.1.4.a Les sècheurs à contact direct (séchage par convection).....	112
III.A.1.1.4.b Les sècheurs à contact indirect (séchage par conduction).....	112
III.A.1.1.4.c Les sècheurs mixtes (séchage par conduction et convection).....	113
III.A.1.2 EQUILIBRE HYGROSCOPIQUE	113
III.A.1.3 LES PHASES DE SECHAGE	113
III.A.2 ECHELLE DE MODELISATION	115
III.A.3 MODELISATION DU SECHAGE	117
III.A.3.1 MISE EN PLACE DU PROBLEME.....	117
III.A.3.2 MODELISATION DU SECHOIR MIXTE.....	118
III.A.3.2.1. Description du système étudié	118
III.A.3.2.1.1. Différents sous-systèmes composant le système.....	118
III.A.3.2.1.2. Mode de fonctionnement du système.....	118
III.A.3.2.1.3. Dimensions des éléments du système étudié.....	118
III.A.3.2.1.3.a. Le système d'insolateurs solaires plans à air.....	118
III.A.3.2.1.3.b L'enceinte de séchage.....	121
III.A.3.2.1.3.c Les conduits aérauliques.....	121
III.A.3.2.1.3.d Le système d'appoint électrique de chauffage.....	121
III.A.3.2.2 Modélisation du système de préchauffage solaire de l'air	121
III.A.3.2.2.1 Hypothèses simplificatrices.....	121
III.A.3.2.2.2 Modélisation mathématique du capteur solaire plan à air.....	121
III.A.3.2.3 Modélisation de l'enceinte de séchage.....	123
III.A.3.2.3.1 description du système à modéliser	123
III.A.3.2.3.2. Hypothèses simplificatrices	123
III.A.3.2.3.3 Modélisation mathématique de l'enceinte de séchage.....	124
III.A.3.2.4 Modèle cinétique.....	125
III.A.3.2.4.1 Mise en situation.....	125
III.A.3.2.4.2 Modèle de cinétique de séchage.....	125
III.A.3.2.5 Le code de calcul: DRY SLUDGE RUN.....	127
III.A.3.2.5.1 Présentation structurelle.....	128

III.A.3.2.5.2 Quelques résultats de simulation.....	130
III.A.3.3 MODELISATION DU SECHOIR SERRE AVEC RETOURNEMENT.....	132
III.A.3.3.1 Description globale du système à modéliser.....	132
III.A.3.3.2 Hypothèses simplificatrices.....	132
III.A.3.3.3 Modélisation mathématique du séchoir.....	132
III.A.3.3.4. Modélisation de la cinétique de séchage.....	134
III.A.3.3.4.1 Equations de transport de masse et d'énergie à l'échelle microscopique.....	134
III.A.3.3.4.2 Bilans macroscopiques.....	136
III.A.3.3.4.3 Mise en équation du modèle de retournement.....	137
III.A.3.3.5 Le code de calcul.....	138
III.A.3.3.6 Quelques résultats de simulation.....	140
III.B EVALUATION ET SIMULATION DU POUVOIR CALORIFIQUE DES BOUES SECHEES.....	142
III.B.1 LE POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR (P.C.S).....	142
III.B.2 LE POUVOIR CALORIFIQUE INFERIEUR (P.C.I).....	143
III.B.3 QUELQUES RESULTATS DE SIMULATION.....	143
III.B.3.1 Variation du PCI en fonction du TMC_H et HR.....	144
III.B.3.2. Variation du PCI en fonction de la TMC_C et TMC_H	144
III.B.3.3 Variation du PCI en fonction de la TMC_O et l'HR.....	145
III.B.3.4. Evolution du PCI selon la variation des différents TMC.....	146
III.B.3.4.1. VC25%.....	146
III.B.3.4.2. VC50%.....	146
III.B.3.4.3. VC75%.....	147
III.B.3.4.4. VH25%.....	148
III.B.3.4.5. VH50%.....	148
III.B.3.4.6. VH75%.....	149
III.B.3.4.7. VO25%.....	150
III.B.3.4.8. VO50%.....	150
III.B.3.4.9. VO75%.....	151
III.B.3.4.10. VS25%.....	152
III.B.3.4.11. VS50%.....	153
III.B.3.4.12. : VS75%.....	153
III.B.3.5. PCI et PCS de la boue issue de la STEP de Saint – Pierre.....	154
III.B.3.5.1. Composition des Carbohydrates.....	154
III.B.3.5.2. Composition des Protéines.....	155
III.B.3.5.3. Les lipides.....	155
III.B.3.5.4. Proportion finale des composés.....	155
III.B.4 EVOLUTION DU POUVOIR CALOIFIQUE INFERIEUR EN.....	156
FONCTION DE LA MATIERE SECHE ET DE LA MATIERE VOLATILE.....	156
III.B.4.1 PCI en fonction de la MV et MS.....	156
II.B.4.2 Influence de la Fraction Volatile sur la valeur du PCI.....	157
III.B.4.3 Paramètre d'Auto – combustibilité :.....	158
SYNTHESE.....	159

NOMENCLATURE CHAPITRE III

A	: Surface instantanée d'échange air - produit	$[m^2]$
A_o	: Surface initiale d'échange air - produit	$[m^2]$
C_{ps}	: Capacité calorifique de la phase solide	$[J.Kg.K^{-1}]$
C_{pl}	: Capacité calorifique de la phase liquide	$[J.Kg.K^{-1}]$
C_{pb}	: Capacité calorifique de la phase liée	$[J.Kg.K^{-1}]$
C_{pg}	: Capacité calorifique de la phase gazeuse	$[J.Kg.K^{-1}]$
\underline{D}_{bT}	: Tenseur de coefficients de thermo - diffusion	$[\]$
\underline{D}_{bw}	: Tenseur de coefficients diffusion effectifs pour l'eau liée	$[\]$
k	: Tenseur perméabilité	$[\]$
K	: Taux instantané de changement de phase liquide	$[Kg.m^{-3}.s^{-1}]$
K_b	: Taux instantané de changement de phase liée	$[Kg.m^{-3}.s^{-1}]$
k_{rl}	: Perméabilité relative à la phase liquide	$[\]$
k_{rg}	: Perméabilité relative à la phase gazeuse	$[\]$
H_b	: Energie de liaison de la phase liée	$[J.Kg^{-1}]$
H_v	: Chaleur latente de vaporisation	$[J.Kg^{-1}]$
P_l	: Pression locale du liquide	$[Pa]$
P_c	: Pression capillaire	$[Pa]$
P_g	: Pression locale du gaz	$[Pa]$
T	: Température	$[K]$
T_w	: Température humide de l'air asséchant	$[K]$
W	: Humidité absolue de la boue	$[Kg_{eau}.Kg_{MS}^{-1}]$
W_{crit1}	: Première humidité absolue critique de la boue	$[Kg_{eau}.Kg_{MS}^{-1}]$
W_{crit2}	: Deuxième humidité absolue critique de la boue	$[Kg_{eau}.Kg_{MS}^{-1}]$
Y_{sat}	: Humidité absolue de l'air asséchant évaluée à sa température humide	$[Kg_{eau}.Kg_{MS}^{-1}]$
Y_{∞}	: Humidité absolue de l'air asséchant loin de l'interface air - produit	$[Kg_{eau}.Kg_{MS}^{-1}]$
ρ_a	: Masse volumique de l'air asséchant	$[Kg.m^{-3}]$
ρ_l	: Masse volumique du liquide	$[Kg.m^{-3}]$
ρ_g	: Masse volumique du gaz	$[Kg.m^{-3}]$
ρ_s	: Masse volumique du solide	$[Kg.m^{-3}]$
ρ_s^a	: Masse volumique apparente du matériau sec	$[Kg.m^{-3}]$
\vec{U}_s	: Vitesse du solide	$[m.s^{-1}]$
\vec{U}_l	: Vitesse du liquide à l'échelle microscopique	$[m.s^{-1}]$
\vec{U}_g	: Vitesse du gaz à l'échelle microscopique	$[m.s^{-1}]$
\vec{U}_l^a	: Vitesse apparente de la phase liquide	$[m.s^{-1}]$

\vec{U}_g^a	: Vitesse apparente de la phase gazeuse	[m.s ⁻¹]
\dot{w}_s	: Taux d'apparition de la boue dans notre VER	[Kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
\dot{w}_l	: Taux de production d'eau libre	[Kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
\dot{w}_b	: Taux de production d'eau liée	[Kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
W_b	: Teneur en eau liée	[]
ε	: Porosité de notre boue	[]
S	: Saturation de la phase gazeuse en vapeur	[]
\vec{J}_b	: Flux d'eau liée	[Kg.m ⁻² .s ⁻¹]
λ_s	: Conductivité thermique de la phase solide	[W.K.m ⁻¹]
λ_l	: Conductivité thermique de la phase liquide	[W.K ⁻¹ .m ⁻¹]
τ_s	: Vecteur contrainte de la phase solide	
τ_l	: Vecteur contrainte de la phase liquide	
φ	: Flux de chaleur surfaciques échangés avec l'extérieur	[W.m ⁻²]
μ_l	: Viscosité dynamique de la phase liquide	[Pa.s]
μ_g	: Viscosité dynamique de la phase gazeuse	[Pa.s]

La nomenclature associée à la modélisation du comportement thermique des dispositifs se trouvent en **ANNEXE III**

INTRODUCTION

Longtemps considéré comme une opération annexe du traitement des eaux, le traitement des boues ne peut plus être défini à la légère. Le choix de la filière de traitement dépendra à la fois de la nature et de la composition des boues, mais devra tenir compte également de facteurs économiques (disponibilité et coût du terrain, main-d'œuvre, préoccupations énergétiques, la nécessité industrielle constante d'affiner les relations à moindre coût, efficacité maximale et qualité du produit fini ...) et des conditions locales (environnement, contraintes administratives...).

Au niveau local deux procédés de traitement de valorisation final des boues solides et liquides ont été identifiés. Il s'agit :

- du **Séchage** solaire (séchage sous serre) ou partiellement solaire (séchage mixte)
- et du processus de fermentation anaérobies appelé : **Méthanisation**

Ces deux procédés s'inscrivent aussi bien dans une filière de valorisation agricole que dans une filière d'oxydation thermique (co – incinération) .

Les objectifs de ces deux traitements sont les suivants :

- dépolluer en réduisant le volume des déchets organiques et en les stabilisant (réduction du pouvoir fermentescible)
- produire du biogaz renfermant 50 à 70 % de méthane valorisable

Notre démarche d'étude de ces deux processus passe par l'analyse de la physique des transports et des transferts (processus, produit, procédé) en adéquation avec le concept.

L'analyse de la physique des transports et des transferts impose :

- ✓ d'avoir une description détaillée des phénomènes afin de comprendre les processus de transport et les altérations éventuelles du produit lors des opérations de séchage et de méthanisation
- ✓ d'appréhender les couplages produit - procédé

Nous proposons ainsi une description mathématique détaillée de chaque processus qui concerne aussi bien le produit et le procédé et leur possible couplage. L'analyse a pour objectif de suivre le comportement du procédé et du produit dans certaines conditions.

- A travers l'étude du **séchage** nous abordons la modélisation d'un séchoir mixte et d'un séchoir serre en y associant la cinétique de séchage de la boue. Pour la mise en œuvre d'un modèle de cinétique de séchage nous nous appuyons respectivement, pour des raisons liées à la physique des phénomènes, sur une **approche macroscopique** pour le séchoir mixte et une **approche phénoménologique** dans le cadre du séchoir serre.
- Cette étude trouve toute sa place dans la perspective d'une destination finale en relation avec une filière d'oxydation thermique. En effet, les boues séchées présentent potentiellement un caractère énergétique intéressant et se positionnent donc comme un combustible de choix décisif. Par conséquent, une part significative de ce chapitre se consacre à l'étude du potentiel énergétique de la boue à l'issue du séchage.

La modélisation aboutit à la mise en œuvre d'un **outil de simulation multi –modèles multi – systèmes** qui se positionne comme un outil d'aide à la décision et aux diagnostics.

III.A MODELISATION DU SECHAGE THERMIQUE DES BOUES SOLIDES

III.A.1 GENERALITES SUR LE SECHAGE

Le séchage représente le traitement le plus poussé d'élimination de l'eau contenue dans les boues résiduaires. Il consiste à évacuer par évaporation l'eau interstitielle présente dans les boues. Le séchage peut alors être partiel (teneur en eau résiduelle de 30 à 10 %) ou quasi total (teneur en eau de 10 à 5%) [RESSANT, 98].

Dans un premier temps nous distinguons quatre catégories d'eaux contenues dans un produit résiduaire:

- **l'eau libre :**

C'est l'eau qui peut s'éliminer par simple décantation. Elle remplit la majeure partie des vides de la structure ; elle est piégée sous forme liquide par des forces d'origine capillaire. La quantité maximale d'eau libre est directement liée à la porosité du milieu.

- **l'eau de rétention :**

C'est d'une part l'eau faiblement adsorbée par les liaisons hydrogène et d'autre part l'eau retenue dans la structure alvéolaire formée par les micro-organismes et la matière organique. Hydrodynamiquement, elle se comporte comme l'eau libre et s'élimine par déshydratation mécanique.

- **l'eau liée :**

C'est l'eau intracellulaire et l'eau fortement adsorbée sur et dans les parois des structures grâce aux propriétés hydrophiles de leurs constituants. Elle ne peut s'évacuer que par séchage thermique ou électro-osmose. Elle est aussi liée à la taille des pores qui indique la proportion eau liée/eau libre dans le matériau (un produit constitué de « petits pores » aura, à l'échelle macroscopique, un caractère hygroscopique plus marqué que s'il était constitué de « gros pores ». La teneur en eau particulière pour laquelle les parois des structures cellulaires sont saturées, sans présence d'eau libre dans les pores, est appelée point de saturation. Ce point définit deux domaines ; en dessus, le matériau n'a pas de comportement hygroscopique, en deçà, il existe une relation univoque entre la quantité d'eau et la pression partielle de vapeur d'eau ; le matériau est dit à comportement hygroscopique. La logique définie précédemment, exclut tout comportement hygroscopique provoqué par des actions chimiques.

- **l'eau de constitution :**

C'est l'eau chimiquement liée et qui fait partie intégrante de la matière solide; elle peut s'éliminer par traitement thermique au-delà de 105°C.

Un autre classement existe mais est d'emploi moins courant :

- l'eau fixée par absorption

- l'eau fixée par osmose
- l'eau fixée mécaniquement
- l'eau d'humidification

Cette précision est importante, car en fonction du traitement effectué, on éliminera avec plus ou moins de difficultés l'eau contenue dans la boue.

En comparaison, l'incinération conduit non seulement à l'élimination de l'eau interstitielle mais aussi à la combustion des matières organiques contenues dans les boues. C'est le procédé de réduction maximale du volume, il ne reste que les cendres constituées des matières minérales de la boue.

Le séchage seul des boues afin d'en accroître la siccité s'applique essentiellement aux boues qui peuvent être valorisées sous forme d'amendement agricole ou dont les conditions de décharge imposent une structure solide du déchet.

Le séchage est généralement employé pour des boues ayant subi une déshydratation préalable, car une élimination mécanique de l'eau est beaucoup moins coûteuse que son évaporation. Dans certains cas, on peut cependant, évaporer directement l'eau des boues liquides. Mais le coût élevé de l'énergie thermique restreint la mise en application de ces procédés d'élimination directe de l'eau des boues.

III.A.1.1 LES DIFFERENTS TYPES DE SECHAGE

Nous pouvons distinguer deux types de séchage que nous appellerons le séchage partiel et le séchage poussé :

III.A.1.1.1 Le séchage partiel

Il est destiné à remonter la siccité de la boue à une valeur suffisante (30 à 60 %) qui permettrait une valorisation thermique (incinération ou co-incinération avec les ordures ménagères) ou agricole.

Le séchage thermique partiel présente plusieurs avantages lors de la valorisation thermique :

- amélioration du pouvoir calorifique
- réduction du volume des fumées
- allègement des installations de traitement des fumées

III.A.1.1.2 Le séchage poussé

La siccité obtenue en sortie est généralement supérieure à 90%. Le séchage poussé a pour but de faciliter le stockage et l'évacuation sous un volume minimum de la boue.

A titre d'exemple, à l'issue de ce traitement, la valorisation agricole (épandage) peut être une destination possible. La boue est stabilisée et stockable en silo hors des périodes d'épandage. Dans ce cas là, pour des raisons de manutention, elle se présente sous une forme de granulés.

III.A.1.1.3 Les transferts d'énergie

Le transfert d'énergie peut être réalisé de trois façons : conduction, convection et rayonnement.

III.A.1.1.3.a Le séchage par conduction

L'énergie thermique nécessaire au séchage est apportée par contact entre le produit et une paroi chauffée. La température de la paroi est telle qu'elle permet l'évaporation de l'eau contenue dans le produit sans pour autant le cuire. Les vapeurs dégagées par le produit durant le séchage sont soit aspirées (séchage par ébullition), soit entraînées par un gaz de balayage dont le débit est toujours faible en comparaison de celui nécessaire à un séchage par convection.

Ce type de séchage est très intéressant lorsque l'on désire réduire la quantité d'effluents gazeux rejetés. Le produit à sécher doit se présenter si possible en faible épaisseur et en solution continue. Les surfaces d'échange adoptent le plus souvent la forme de cylindres, de tambours rotatifs ou de plateaux (statiques, en mouvement). Les parois sont généralement chauffées à la vapeur ou à l'aide d'un fluide caloporteur. On parle alors de séchage indirect ou séchage à flux séparé.

III.A.1.1.3.b Le séchage par convection

Il s'agit probablement du mode de transfert d'énergie le plus répandu en séchage industriel. Il consiste à mettre en contact un gaz chaud et le produit. Le corps à sécher peut se présenter sous forme de particules, de gouttelettes, de films ou de plaques.

L'écoulement du gaz chaud est généralement turbulent il peut se faire soit au travers, soit à co-courant ou à contre courant du produit à sécher. La nature de ce fluide à pouvoir évaporatoire convenable varie selon les procédés, il peut être de l'air chaud ou des produits de combustion d'un combustible mélangé ou non à de l'air. On parle alors de séchage direct ou séchage à flux mélangé.

Les techniques étant très diversifiées, elles dépendent avant tout de la nature du produit à sécher. Le fluide (ou les mélanges de fluides de séchage) ne peut pas être indifféremment utilisé pour sécher tel ou tel produit, il faut tenir compte :

- d'une action éventuelle des produits de combustion sur le produit séché (odeurs, goût, oxydation...)
- de l'importance relative du rendement énergétique de l'installation de séchage dans le coût du produit. De ce point de vue on a intérêt à limiter le nombre d'échangeurs et, par conséquent, à utiliser un mélange de produits de combustion et de l'air.

III.A.1.1.3.c Le séchage par rayonnement

L'énergie est apportée au produit à sécher par des ondes électromagnétiques. Les rayonnements utilisés en séchage sont de trois sortes :

- les infrarouges

- les ultraviolets
- les hautes fréquences et très hautes fréquences ou micro-ondes

Les rayonnements infrarouges sont largement utilisés dans l'industrie du séchage car la vapeur d'eau présente trois bandes d'absorption dans l'infrarouge.

III.A.1.1.4 Les différents types de sècheurs

Il existe trois types de sècheurs, dont la technologie est liée au mode de transfert d'énergie proposé.

III.A.1.1.4.a Les sècheurs à contact direct (séchage par convection)

Des gaz chauds sont en contact direct avec les boues [Figure III.1]. L'eau en s'évaporant est entraînée avec les gaz dont le volume important nécessite des installations de grande taille pour le dépoussiérage, le lavage et la désodorisation.

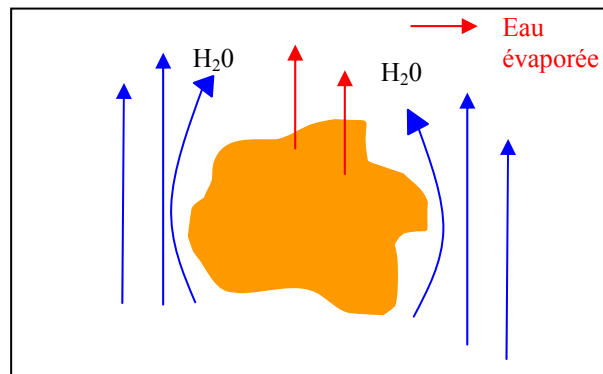


Figure III.1 : Séchage direct par convection (Gaz chaud : air ou vapeur)

III.A.1.1.4.b Les sècheurs à contact indirect (séchage par conduction)

Le sécheur est ici un échangeur de chaleur [Figure III.2]. Cette chaleur est transmise au travers d'une plaque plane cylindrique sur laquelle glisse la boue. Les buées produites sont recueillies séparément et condensées.

Cette technique utilise un système de raclage afin d'éviter l'encrassement et d'assurer l'évacuation des boues.

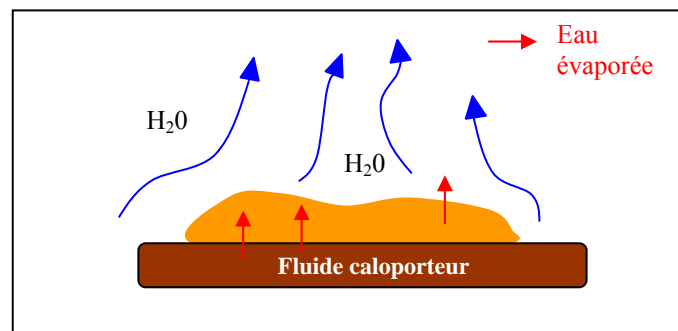


Figure III.2 : Séchage indirect (conduction) ou par contact

III.A.1.1.4.c Les sécheurs mixtes (séchage par conduction et convection)

Il existe aussi des procédés mixtes utilisant à la fois les propriétés du séchage direct et indirect. Dans ces procédés, la paroi est chauffée et l'air chaud permet l'évaporation de l'eau des boues.

III.A.1.2 EQUILIBRE HYGROSCOPIQUE

La bonne connaissance du caractère hygroscopique d'un produit est une des clés de la bonne appréciation des processus de séchage. En effet, un produit est séché pour être ensuite utilisé pour une application particulière nécessitant généralement une teneur en eau précise liée à la stabilité du produit.

Dans le domaine hygroscopique, où l'eau qui se déplace n'est plus qu'une eau liée ou vapeur d'eau, il existe une relation macroscopique entre la teneur en eau d'équilibre du produit et le milieu environnant. Cette relation, l'isotherme de sorption, lie la teneur en eau à la température et à l'humidité relative de l'environnement. Elle est caractéristique des nombreuses interactions entre le squelette solide et les molécules qui ont lieu à l'échelle microscopique.

Aux basses humidités relatives, il y a fixation d'une première couche de molécules d'eau sur la surface du squelette solide, l'énergie de liaison est très importante et les molécules d'eau sont peu mobiles. Aux humidités intermédiaires des molécules se joignent à d'autres déjà fixées, l'énergie de liaison est plus faible. Enfin pour les fortes humidités relatives, voisines de 100%, les dernières molécules d'eau se fixent sur les irrégularités de la surface, c'est la condensation capillaire et l'énergie de liaison est très faible.

III.A.1.3 LES PHASES DE SECHAGE

La visualisation de l'évolution globale du séchage se fait grâce à un ensemble de représentations appelé cinétique de séchage.

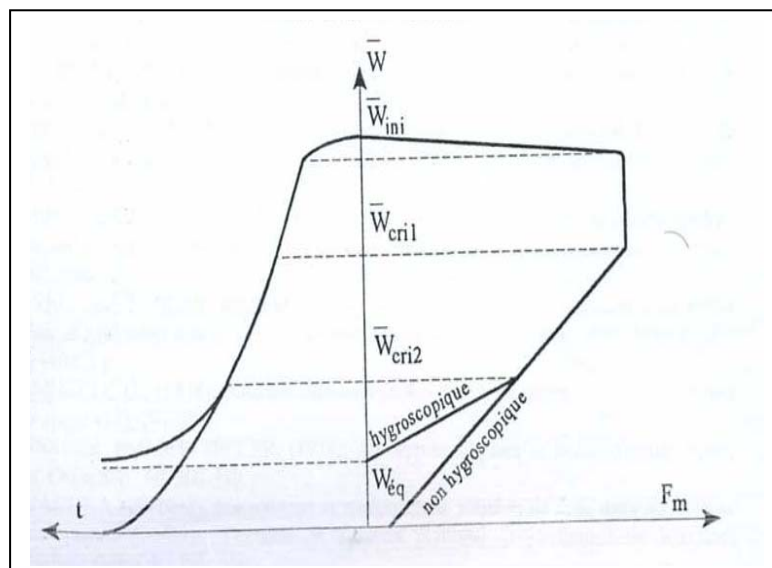


Figure III.3 : Les phases de séchage [Source : Nadeau & Puiggali, 1995]

La cinétique de séchage fournit une première analyse macroscopique du comportement du produit au cours du séchage.

La **figure III.3** se présente avec deux abscisses qui sont représentées par la variable de temps et la variable de surface d'échange qualifiée de **flux – masse** ou **flux matériel**. Ces dernières sont fonction de la teneur moyenne du produit. La partie droite exprime l'évolution de la teneur en eau du produit en fonction du flux matériel.

On distingue les phases classiques de séchage (cas du séchage convectif) :

- Une **période préchauffage**, elle correspond à la montée en température du matériau humide, jusqu'à atteindre la température de bulbe humide caractéristique de l'environnement séchant. Cette période est généralement très courte au regard du temps de séchage global.
- Une **période à vitesse constante**, souvent isenthalpe, pendant laquelle l'eau libre est éliminée à flux – masse constant. L'évaporation s'effectue à la surface du produit, à la température de bulbe humide. Cette période existe tant que la surface du matériau est alimentée en eau libre (par exemple par capillarité) par l'intérieur. Le flux de chaleur échangé par convection entre l'air et le produit est entièrement utilisé pour l'évaporation de l'eau. Cette période est identique au séchage isenthalpe d'un film d'eau et dépend donc essentiellement des conditions aérauliques entourant le produit à sécher.
- Une **première période de ralentissement**. Elle commence quand la surface du produit en contact avec l'air de séchage atteint soit, le seuil d'hygroscopicité (W_{hyg}) alors une partie du produit est dans le domaine hygroscopique, soit une teneur en eau nulle pour les produits non – hygroscopiques, d'un point de vue macroscopique cela correspond au passage au point critique 1. La zone d'évaporation « front de séchage » qui se trouvait en surface se déplace vers l'intérieur du produit. En amont de cette zone, il y a migration d'eau libre, tandis qu'en aval, c'est l'eau liée (dans le cas hygroscopique) et la vapeur d'eau qui sont évacuées. La brusque réduction de la surface effective de transfert due à une alimentation insuffisante en eau libre est la cause de ce ralentissement. Alors qu'en phase isenthalpe c'est l'environnement séchant (air d'entraînement) qui impose l'allure de séchage, dans cette période ralentie ce sont les diverses résistances du produit aux transferts qui gèrent l'allure. Ces résistances seront d'autant plus grandes que le « front d'évaporation » sera éloigné de la surface de séchage.
- Une **seconde période de ralentissement** ou période à allure finale, passage au point critique 2. Cette période n'existe que pour les produits hygroscopiques. Le flux – masse décroît plus rapidement que précédemment. Pour cette dernière période, l'ensemble du produit est dans le domaine hygroscopique. Il ne reste plus dans le produit que de l'eau liée qui est évacuée très lentement (diffusion – sorption). Cette phase s'achève une fois que le produit a atteint la teneur en eau d'équilibre, qui dépend bien sûr, des conditions de séchage.

III.A.2 ECHELLE DE MODELISATION

De nombreuses **réflexions** sont développées autour du **génie de séchage** ; réflexions qui peuvent être, tout à la fois, centrées sur les **problèmes physiques** et sur **une approche système**. Les familles de modèles associés à ces différents niveaux de réflexion sont de l'ordre de trois. Elles prennent origine [Figure III.4]

- Du modèle de connaissance **microscopique** (processus)
 - permettant l'analyse des mécanismes et processus de transfert au sein du matériau,
 - faisant appel pour toute simulation à de nombreuses propriétés physiques du matériau que l'on sèche.
- Au modèle déjà plus **macroscopique** (produit)
 - décrivant un comportement global du produit en termes de génies des procédés par une relation dite « cinétique de séchage », présentation empirique des nombreuses interactions processus – procédé
- A l'analyse enfin, d'un séchoir en tant que système d'échelle **mégascopique** (procédé) devant celle du produit qu'on y sèche
 - où processus, produit et procédé sont alors parties intégrantes d'une boîte noire sans description trop explicite de la physique du phénomène.

La nature des produits à considérer est une source de difficultés. D'un point de vue typologique on définit trois familles :

- les **produits capillaro – poreux** (pores de dimensions supérieures au micromètre, ici le mouvement des fluides relève des équations classiques des milieux continus, l'équilibre – gaz est décrit par les lois de la capillarité),
- les **corps à porosimétrie nanométrique** (les mécanismes de fixation et de migration de l'eau sont délicats à décrire, dans cette famille de produits on trouve de nombreux produits agro – alimentaires),
- les **gels, solutions et pâtes** (il n'existe plus ici de structure poreuse clairement définie).

Cette classification n'est cependant que très schématique et un produit, selon son état d'hydratation, appartiendra à plus d'une des familles citées ci – dessus.

Outre cette classification typologique, les matériaux que l'on sèche n'ont pas grand-chose à voir avec l'académique lit de billes de verre. Ils sont souvent anisotropes, rarement homogènes et parfois fortement déformables.

De plus, leur origine souvent naturelle a pour conséquence que les diverses propriétés et grandeurs caractéristiques présentent une grande variabilité.

Les premiers travaux scientifiques sur le séchage datent des années 1920, avec tout d'abord Lewis (1921), puis, Sherwood qui en 1929, propose une équation de diffusion avec un coefficient de diffusion constant pour décrire le séchage.

Ce n'est qu'en 1937, dans les travaux de Ceaglske et Hougen, qu'apparaissent le rôle capital joué par la capillarité et les limitations de l'écriture diffusive.

Un pas important est de nouveau franchi, vingt ans plus tard, avec la mise en évidence, par Philip et De Vries (1957), du rôle joué par le transfert de chaleur sur le transfert de masse.

En partant d'une analyse générale des phénomènes de transfert de chaleur et de masse, les différents transports en milieu poreux sont minutieusement examinés par Krisher. Le document publié en 1962 sur la détermination des isothermes de sorption, le transport par capillarité, la diffusion en phase gazeuse, la conductivité thermique équivalente, la description du séchage convectif en trois phases et l'analyse de très nombreuses situations expérimentales, est toujours une référence actuelle.

Les théories, qui ont vu le jour, depuis, permettent une approche relativement précise des phénomènes internes. Elles sont basées sur la Thermodynamique des Processus Irréversibles [Luikov, 1966] ou sur la macroscopisation des équations de transport à l'échelle du pore [Whitaker, 1967], [Marle, 1967], [Gray, 1975].

De nombreux modèles sont donc développés pour décrire le processus de séchage. Ils peuvent être classés en deux grandes catégories correspondant à deux démarches différentes :

- Les **modèles de connaissance** découlant d'une **approche phénoménologique** des modes de transport (capillarité, diffusion, diffusion - sorption). Dans ce cas, les expériences de séchage servent à valider le jeu d'équations retenu, et non pas à identifier les paramètres intervenants, qui doivent, en toute rigueur, être déduits d'expériences de caractérisation complémentaires.
- Les **modèles de comportement** traduisant une approche macroscopique du problème. Les paramètres sont identifiés directement à partir d'expériences de séchage et l'utilisation de modèles déduits se trouve nécessairement limitée à la plage des conditions expérimentales explorées. Le choix de la démarche est guidé par la finalité du travail entrepris.

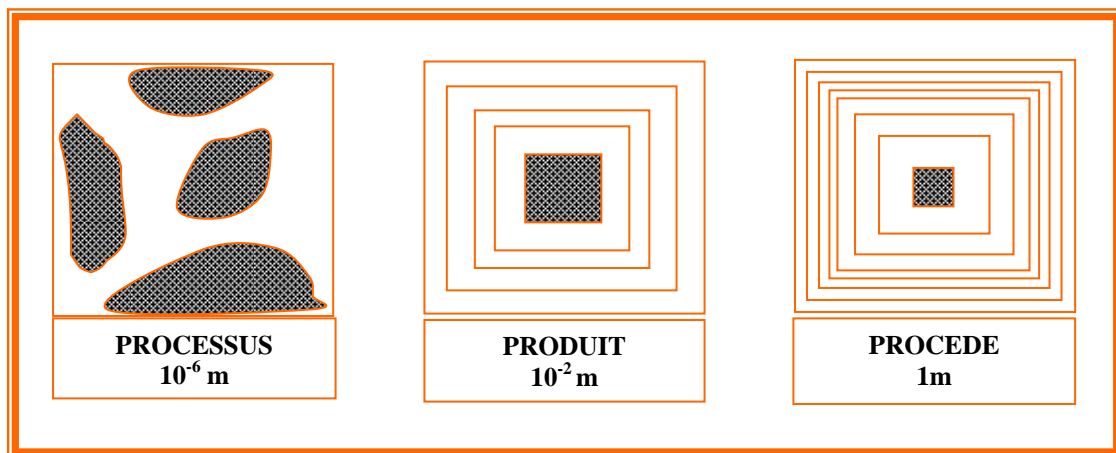


Figure III.4 : Echelles des Volumes de Contrôles

III.A.3 MODELISATION DU SECHAGE

III.A.3.1 Mise en place du problème

Dans ce paragraphe nous allons accentuer l'effort sur ce qui est spécifiquement la modélisation du séchage de nos deux procédés qui trouvent toute leur place à travers les alternatives envisagées mais également à travers les contraintes locales imposées. Ces procédés sont :

- Un séchoir mixte associé à un **séchage en couche mince**
- Un séchoir serre associé à un **séchage en couche épaisse avec retournement**

Le pendant de la modélisation de chacun des deux procédés est la description classique du comportement du séchoir associée aux diverses sollicitations externes. Cette dernière constitue une base connue et commune aux deux concepts [Daguenet, 85]. Néanmoins l'étude de la cinétique de séchage dans les deux cas suscite beaucoup plus d'attention. Nous proposons dans le cas du **séchage en couche mince** une **approche macroscopique traduite à partir de modèles de comportement** tandis que pour le **séchage en couche épaisse avec retournement**; une **approche phénoménologique, traduite par des modèles de connaissance**, a semblé plus pertinente mais nécessaire.

➤ Approche macroscopique

L'intérêt d'un modèle complet réside en la compréhension fine des mécanismes élémentaires. Cependant, son utilisation n'est pas toujours concevable, notamment dans le cas d'un travail dont le but est conception et la gestion d'un séchoir industriel. En effet, le nombre de fonctions à déterminer à partir d'expériences indépendantes ainsi que le temps de calcul nécessaire à la résolution des équations sont importants. Ceci nous conduit à mettre en place des modèles simplifiés, dits de comportement, basés sur une étude cinétique et permettant la compréhension du comportement d'un produit soumis à des contraintes de séchage. Il est évident que cette démarche est liée au procédé considéré. Ainsi, l'approche globale utilisée lors de la conception de divers séchoirs industriels induit une simplification de la description du transport de l'eau. Cette approche peut être abordée de deux manières différentes :

- une première méthode consiste à décrire le séchage par **une simple équation de diffusion**. Afin d'obtenir une solution analytique au problème considéré, nous imposons un coefficient de diffusion constant.
- L'autre méthode consiste à produire une **équation de la cinétique de séchage à partir d'expériences** réalisées aussi bien en laboratoire que sur site industriel ; cette méthode ne permet pas de prendre en compte de manière explicite les transferts internes.

Cette analyse est basée sur l'élaboration de fonctions caractéristiques des **interactions produit – procédé**. Par conséquent, **le volume de contrôle** inclut le produit ou une tranche de produit et son environnement immédiat.

Cette démarche n'est acceptable que si le produit ou la partie du produit inclus dans le volume est cohérent avec l'uniformité des paramètres (**Equilibre Thermodynamique Local** : à tout instant et en tout point du produit une seule température est nécessaire pour décrire le comportement thermique de l'ensemble des phases).

➤ Approche Phénoménologique

Le séchage en couche épaisse induit une stratification du milieu. Dans ce cas l'uniformité des paramètres n'est plus respectée. Le cas hétérogène de la boue au cours du séchage nécessite une description précise des phénomènes afin de mieux suivre le comportement du produit. Cette approche permet de suivre au plus près les champs de température et d'humidité dans la couche de boue. Ces variables sont déterminants pour suivre l'impact du retournement dans la cinétique de séchage. D'autant plus que le modèle de retournement mis en œuvre s'appuie fortement sur la description précise des phénomènes mis en jeu.

III.A.3.2 Modélisation du séchoir mixte

III.A.3.2.1. Description du système étudié

III.A.3.2.1.1. Différents sous-systèmes composant le système

Le système de séchage étudié, qui est décrit schématiquement sur la **figure (III.5)**, comprend essentiellement les éléments suivants :

- ❖ le système d'insolateurs solaires qui convertit le rayonnement solaire en énergie calorifique servant à chauffer préalablement l'air qui y circule ;
- ❖ l'enceinte de séchage où les échantillons du produit à étudier sont déposés en couche mince sur des claies régulièrement superposées ;
- ❖ le système de conduits aérauliques reliant les deux entités précédentes ;
- ❖ le système d'appoint électrique pour ajuster la température de consigne de l'air asséchant.

III.A.3.2.1.2. Mode de fonctionnement du système

Un ventilateur centrifuge, placé sur la partie basse de l'enceinte de séchage, aspire l'air ambiant pour circuler à l'intérieur de l'un des deux modules d'insolateurs solaires à l'issue desquels ce fluide caloporteur s'achemine à travers un conduit pour arriver à l'entrée du système d'appoint électrique. Les résistances chauffantes de ce dernier assurent l'ajustage de la valeur de consigne de la température de l'air asséchant qui s'insuffle ensuite au sein de la cellule de séchage où il entre en contact avec les échantillons du produit avant de sortir dans l'ambiance. Une partie de l'humidité du produit est ainsi véhiculée hors de l'armoire de dessiccation. Le processus s'arrête lorsque l'air asséchant entre en équilibre hygroscopique avec le produit à sécher.

III.A.3.2.1.3. Dimensions des éléments du système étudié

III.A.3.2.1.3.a. Le système d'insolateurs solaires plans à air

Le système d'insolateurs solaires est composé de deux modules du type simple vitrage et simple passe entre l'absorbeur et l'isolant arrière. Une lame d'air confiné sépare la couverture transparente et l'absorbeur. L'aire de chaque module est environ égale à 1,8m² (2m x 0,9m). L'épaisseur de l'isolant arrière est de 0,03m alors que celle de l'absorbeur est de 0,008m. Quant à la couverture transparente, elle est de 0,006m d'épaisseur. La hauteur de la section droite du conduit utile de l'insolateur est de 0,015m. La **figure (III.7)** présente une tranche d'un module du capteur solaire utilisé.

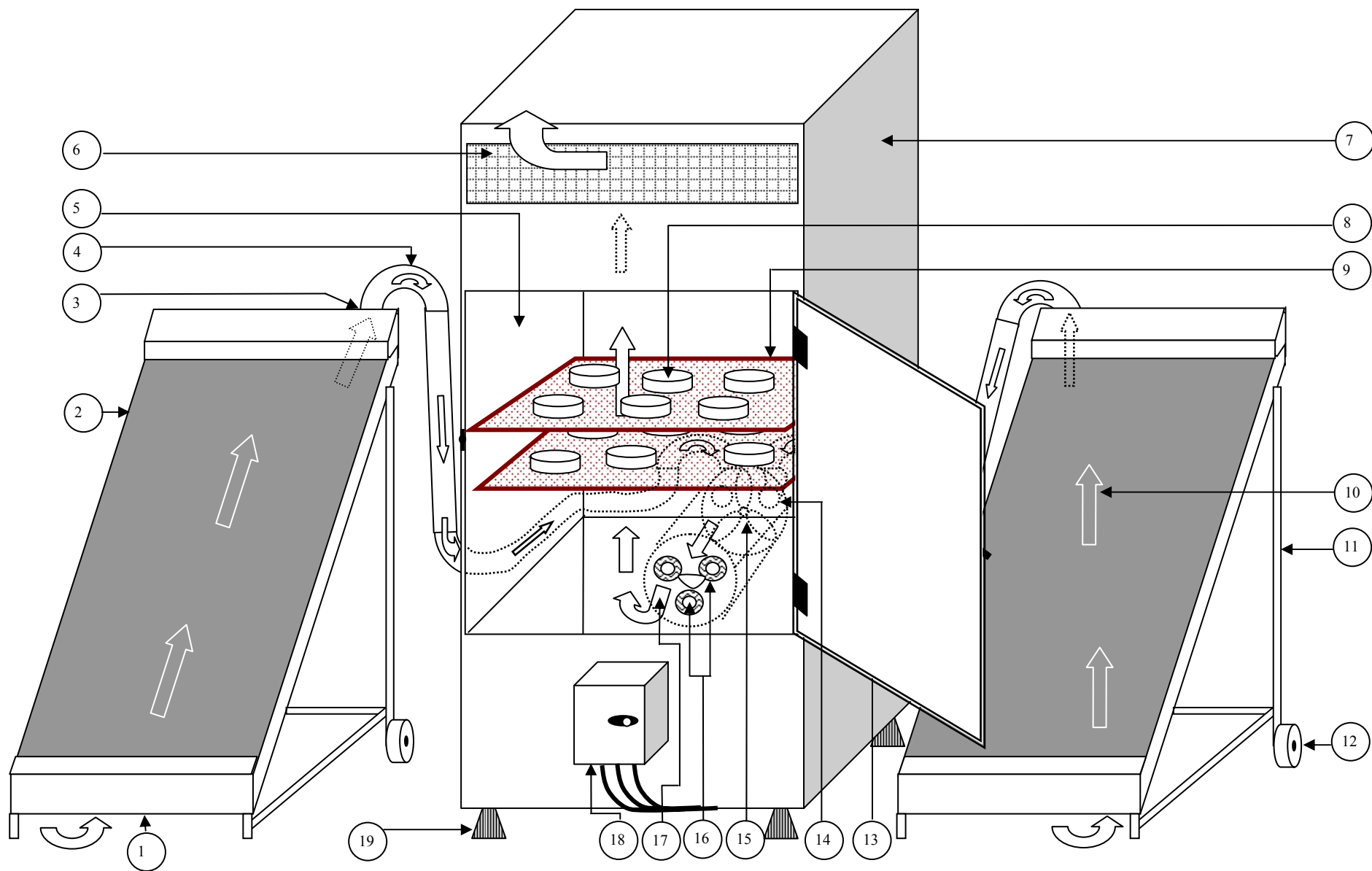


Figure.III.5 : Description schématique du système de séchage étudié

- 1 : Entrée d'air ambiant de l'insolateur solaire
- 2 : Module d'insolateur solaire pour la production d'air chaud asséchant
- 3 : Sortie d'air de l'insolateur solaire
- 4 : Conduit d'air vers le système d'appoint électrique du séchoir
- 5 : Ouverture pour le chargement/déchargement du produit à sécher
- 6 : Ouverture d'évacuation d'air humide vicié
- 7 : Enceinte de séchage
- 8 : Echantillon du produit à sécher
- 9 : Claie
- 10 : Sens de la circulation d'air caloporteur asséchant
- 11 : Support(s) de l'insolateur solaire
- 12 : Roue(s) du support de l'insolateur solaire
- 13 : Portière de l'ouverture pour le chargement/déchargement du produit à sécher
- 14 : Entrée d'air du système d'appoint électrique du séchoir
- 15 : Ventilateur centrifuge assurant la circulation de l'air dans l'ensemble du système d'expérimentation
- 16 : Système d'appoint électrique composé d'un ensemble de résistances chauffantes blindées pour la production de l'air chaud asséchant
- 17 : Entrée d'air chaud asséchant dans la cellule d'expérimentation
- 18 : Armoire de commande du ventilateur et de l'appoint électrique
- 19 : Support(s) de l'armoire de séchage

Figure III.6 : Description schématique du système de séchage étudié (nomenclature)

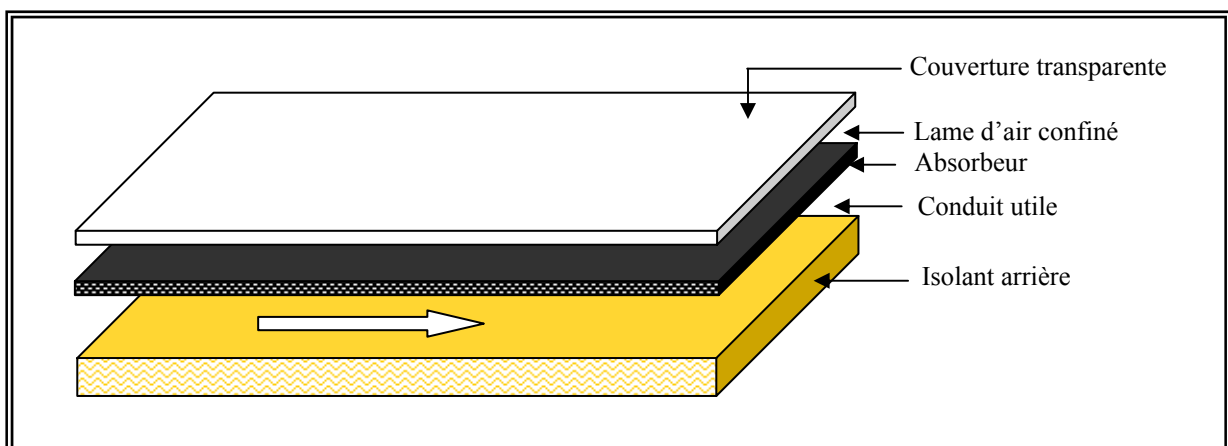


Figure III.7 : Tranche d'un module du système d'insolateurs

III.A.3.2.1.3.b L'enceinte de séchage

La cellule de séchage (voir **figure III.5**) est une enceinte rectangulaire dont la section droite (base) est $0,64 \text{ m}^2$ ($0,80\text{m} \times 0,80\text{m}$) et la hauteur est de $1,90\text{m}$; ce qui donne un volume d'environ égal à $1,216 \text{ m}^3$. L'épaisseur de sa paroi est de $0,04\text{m}$. L'aire de l'ouverture pour le chargement/déchargement du produit est de $0,72 \text{ m}^2$ ($0,90\text{m} \times 0,80\text{m}$). Le diamètre du conduit d'entrée de l'air à la partie basse de la cellule est de $0,425\text{m}$ ce qui équivaut à une aire de l'ordre de $0,142 \text{ m}^2$ tandis que l'aire de l'ouverture d'évacuation d'air humide est de l'ordre de $0,160 \text{ m}^2$ (mais elle est grillagée).

III.A.3.2.1.3.c Les conduits aérauliques

Le diamètre de ces conduits est de l'ordre de $0,15\text{m}$. Afin de diminuer l'influence des sollicitations météorologiques externes sur ces conduits, ils sont couverts d'une couche d'isolant sur laquelle est enroulé un matériau réfléchissant.

III.A.3.2.1.3.d Le système d'appoint électrique de chauffage

Placé sur la partie basse à l'arrière de la cellule de séchage, ce système est composé d'un ensemble de résistances chauffantes blindées et est contenu avec le ventilateur dans un cylindre horizontal d'une longueur de $0,40\text{m}$ et d'un diamètre $0,425\text{m}$.

III.A.3.2.2 Modélisation du système de préchauffage solaire de l'air

III.A.3.2.2.1. Hypothèses simplificatrices

L'établissement du modèle associé au capteur solaire plan à air inclus dans notre système de séchage repose sur les hypothèses simplificatrices ci-après :

- les pertes latérales sont négligeables ;
- les effets de bords (entrée/sortie) sont négligeables ;
- le phénomène de transfert thermique par conduction intervenant dans ce système s'effectue suivant un sens perpendiculaire à la direction de l'écoulement du fluide caloporteur, la conduction longitudinale est ainsi négligée ;
- la conduction à travers l'air est négligeable ;
- l'épaisseur de l'absorbeur est suffisamment petite pour qu'on puisse négliger la conduction à travers cet élément, et par voie de conséquence, considérer sa température comme étant uniforme sur ses deux faces ;
- l'inertie thermique de l'air caloporteur est négligeable ;
- les parois internes des conduits rectangulaires sont parfaitement lisses.

III.A.3.2.2.2. Modélisation mathématique du capteur solaire plan à air

La discrétisation du capteur a été effectuée en le découpant perpendiculairement à la direction de l'écoulement de l'air caloporteur.

La **figure (III.8)** schématise la description des phénomènes d'échange thermique ayant lieu dans l'insolateur.

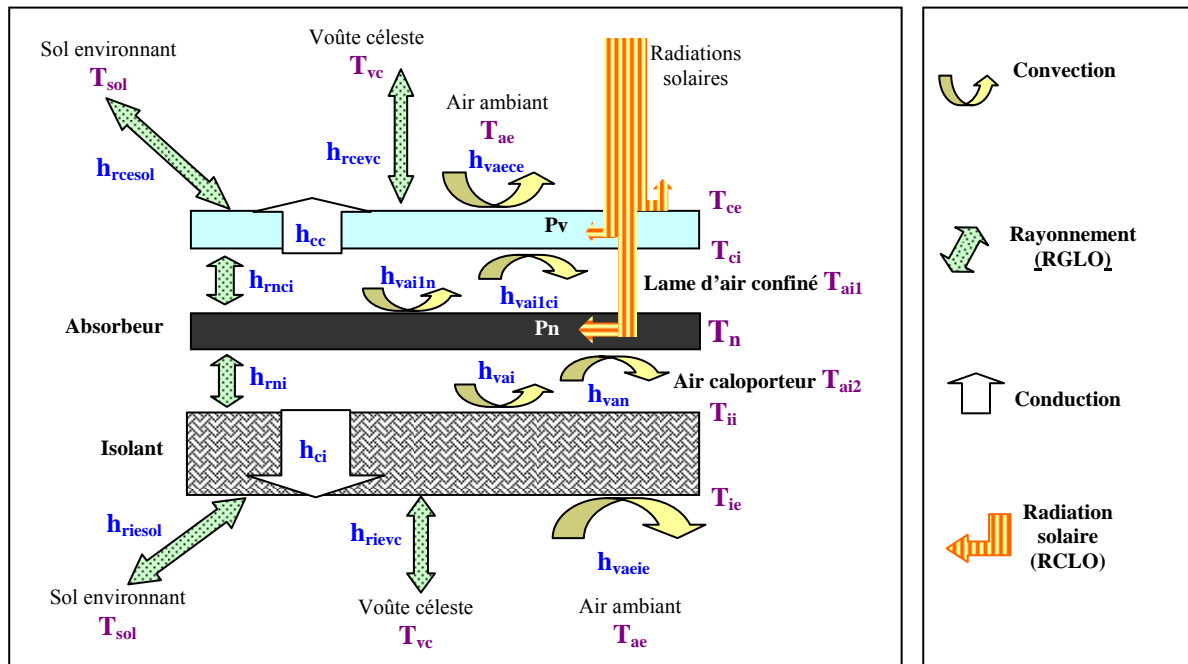


Figure.III.8 : Schéma descriptif des échanges thermiques ayant lieu au niveau de la i-ème tranche fictive du capteur

Si on considère une section de l'unité de séchage, on peut représenter chaque élément par un nœud placé en son centre, de telle sorte que la température du nœud représente la température moyenne de l'élément. En écrivant le bilan thermique pour chaque nœud, on aboutit à des équations de la forme :

$$C_k \cdot \frac{dT_k}{dt} = \sigma_k + \sum_{j=1}^n [(R_{kj} + H_{kj} + C_{kj}) \cdot (T_j - T_k)] \quad \text{III.1}$$

Avec :

- $C_k = M_k \cdot c_k$: capacité calorifique [$J \cdot K^{-1}$]
- T_k : température du nœud k à l'instant t [K]
- σ_k : source de chaleur [W]
- R_{kj} : coefficient de couplage radiatif entre les nœuds k et j [$W \cdot K^{-1}$]
- H_{kj} : coefficient de couplage convectif entre les nœuds k et j [$W \cdot K^{-1}$]
- C_{kj} : coefficient de couplage conductif entre les nœuds k et j [$W \cdot K^{-1}$]

L'équation ci-dessus est appliquée à tous les nœuds du système et on obtient, dans tous les cas, un système d'équations algébriques couplées et non linéaires.

Le détail de ces équations est répertorié en **ANNEXE III.A**

III.A.3.2.3 Modélisation de l'enceinte de séchage

III.A.3.2.3.1 description du système à modéliser

L'enceinte de séchage est une armoire au bas de laquelle l'air asséchant préchauffé, est aspiré de l'extérieur par le ventilateur centrifuge puis conditionné par le système d'appoint électrique. L'air asséchant circule de manière à passer à la verticale du produit afin d'avoir un meilleur contact avec la surface d'échange. Ce dernier est étendu en couche mince sous forme cylindrique sur une ou plusieurs claies disposées en étage. L'air saturé en humidité sort ensuite hors du séchoir à travers des ouvertures d'évacuation.

La **figure (III.9)** montre le mode de disposition du produit au sein de l'enceinte de séchage.

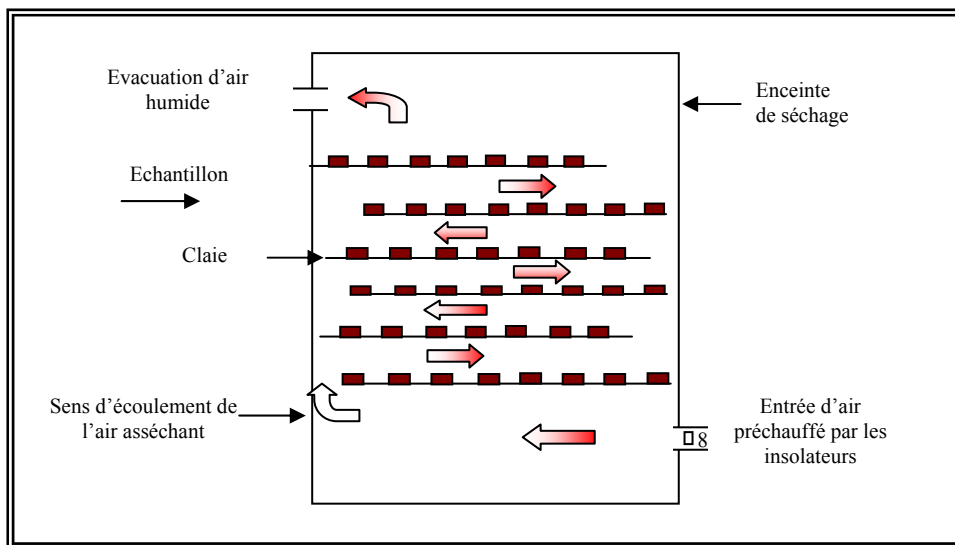


Figure.III.9 : Disposition des échantillons sur les claies au sein de l'enceinte de séchage

III.A.3.2.3.2. Hypothèses simplificatrices

En guise d'hypothèses simplificatrices pour la modélisation de l'enceinte de séchage, nous négligeons :

- l'effet des bords, c'est-à-dire, l'échange de chaleur avec le plafond et le plancher de cette enceinte ;
- l'échange thermique dû à la condensation de l'air humide au niveau de la paroi interne de cette enceinte ;
- l'échange de chaleur avec les claies ;
- l'échange dû à l'inertie thermique de l'air asséchant ;
- l'échange thermique (et/ou massique) entre les échantillons.

Par ailleurs, nous supposons que

- les échantillons sont sous forme de petits disques ;
- la densité de flux solaire reçu par les quatre façades de la cellule de séchage est répartie uniformément sur l'ensemble de celles-ci ;
- la température des boues disposées sur une claie est uniforme.

III.A.3.2.3.3. Modélisation mathématique de l'enceinte de séchage

La discrétisation de l'armoire de dessiccation a été faite de manière à ce que chaque tranche contienne une claie. Ainsi, la **figure (III.10)** schématise la description des phénomènes d'échange thermique ayant lieu au niveau de la *i*-ème tranche fictive représentative de l'enceinte de séchage

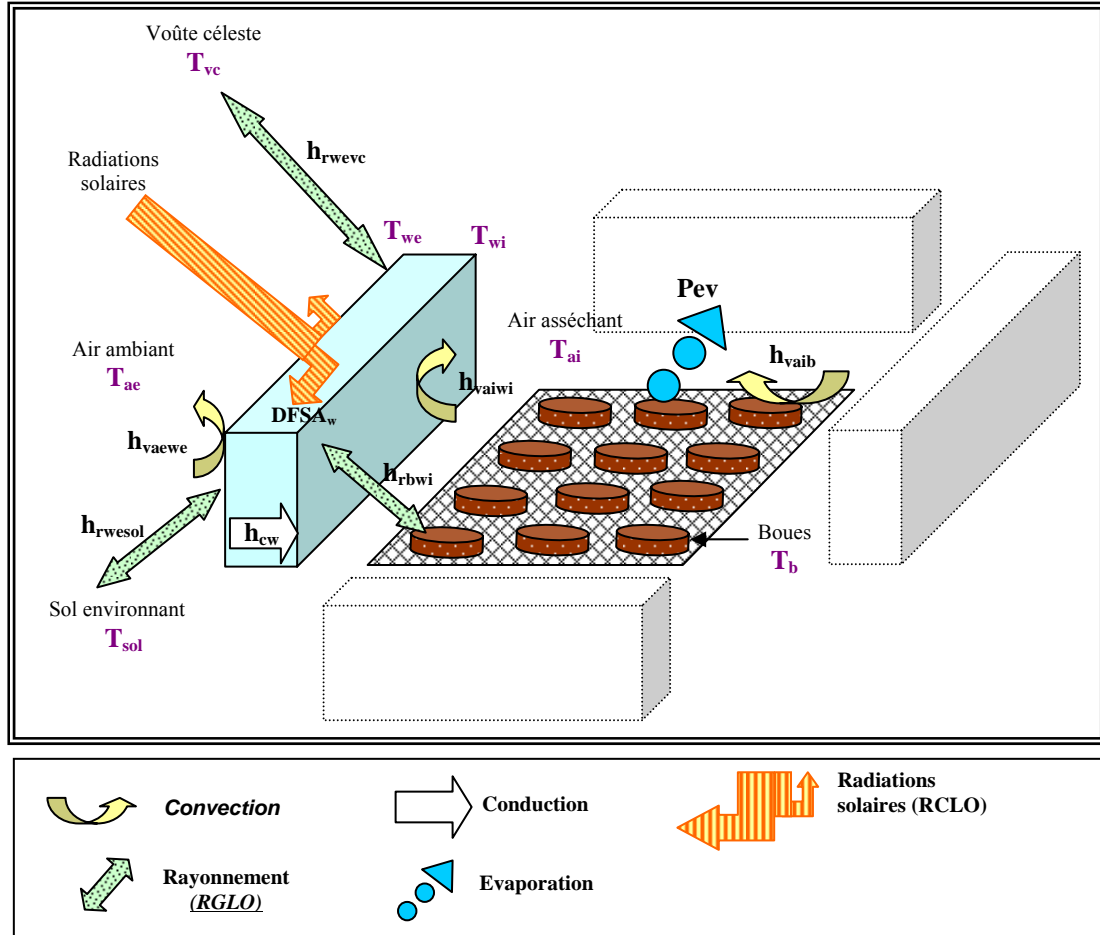


Figure.III.10 : Schéma descriptif des échanges thermiques ayant lieu au niveau de la *i*-ème tranche fictive de l'enceinte de séchage

Le schéma du circuit électrique équivalent relatif à cette tranche fictive et les différentes équations de bilans thermiques sont répertoriés en **ANNEXE III.B.**

III.A.3.2.4 Modèle Cinétique

III.A.3.2.4.1 Mise en situation

Dans chaque cas, on peut définir une surface d'échange air/produit (surface exposée). Il est donc pratique de décrire l'évolution de la perte de solvant du produit par une fonction, qu'il est communément appelé **flux - masse** ou **flux matériel**, qui définit la perte en masse de solvant par unité de surface d'échange et par unité de temps, elle est notée F_m ($\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$).

Ce flux – masse est bien sûr lié au produit et aux conditions de séchage.

Le procédé régit la montée en température et la période isenthalpe. Le couplage produit/procédé induit la **teneur en eau critique de transition entre phase isenthalpe** et ralentissement. Dans certains cas, l'état final du produit constitue une mémoire du procédé de séchage.

L'écriture du flux – masse est basée sur la **phase isenthalpe** et fait intervenir des paramètres liés au **produit**, au **procédé**, ou **induits par le couplage produit/procédé**.

La **phase de ralentissement** n'est qu'une **réduction du flux – masse isenthalpe** par une fonction pertinente.

III.A.3.2.4.2 Modèle de cinétique de séchage

Des expérimentations de séchage au sein d'une étuve de laboratoire ont été menées par A.Léonard et al.[Léonard, 99] [Léonard, 00] afin de modéliser les paramètres de cinétique de séchage des boues des stations d'épuration. Comme résultats de cette campagne de mesure, il a été constaté que le volume des boues ne reste pas constant au cours du séchage et dépend de son humidité.

Les résultats obtenus ont permis d'observer deux valeurs critiques d'humidité absolue du produit W_{crit1} et W_{crit2} qui subdivisent ainsi la courbe de rétrécissement volumétrique en trois zones distinctes. Ainsi, au-dessus de la plus grande valeur W_{crit1} des humidités critiques, le volume des boues reste quasiment constant. Entre les deux valeurs W_{crit1} et W_{crit2} , le volume du produit décroît presque linéairement avec son humidité absolue. En dessous de W_{crit2} , le volume des échantillons atteint une valeur constante finale.

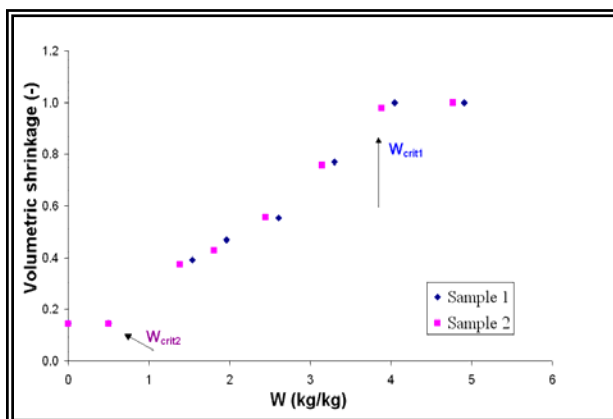


Figure. III.11 : Courbe de rétrécissement volumétrique des boues au cours du séchage

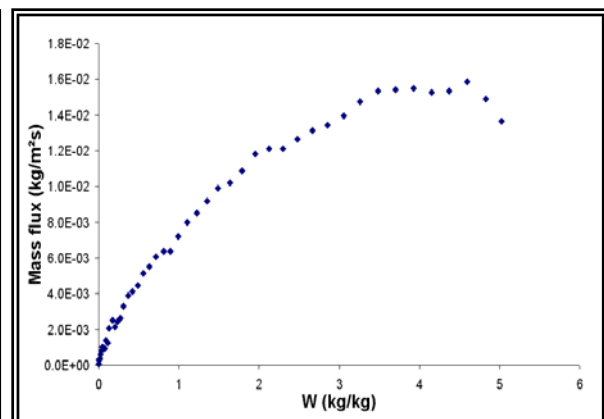


Figure. III.12 : Courbe de séchage des échantillons des boues

Trois phases ont été mises en avant pour modéliser la cinétique de séchage des boues dont la **figure (III.12)** présente la courbe de séchage. Similairement au cas du séchage des produits agroalimentaires, cette courbe de séchage montre une phase à vitesse constante suivie d'une

phase à vitesse décroissante et ces deux phases sont précédées d'une phase de préchauffage du produit.

En notant W l'humidité absolue des boues, les modèles de cinétique de séchage ainsi obtenus sont donnés ci-après.

➤ **Pour la zone à vitesse constante : $W > W_{crit1}$**

Le flux de masse échangée entre l'air asséchant et les boues F_m est constant :

$$F_m = F_{const} = \frac{A_0}{S} k_c \rho_a (Y_{sat}(T_w) - Y_\infty) \quad (III.2)$$

Cette équation définit le flux – masse d'eau sortant du produit et transporté par l'air, il fait intervenir la teneur en eau de l'air asséchant.

➤ **Pour la première zone de décroissance de vitesse : $W_{crit1} > W > W_{crit2}$**

La diminution de volume des boues affecte la surface d'échange air - produit. Par conséquent, le flux de masse diminue suivant une puissance de 2/3 du volume du produit.

$$F_m = \frac{A(W)}{S} k_c \rho_a (Y_{sat}(T_w) - Y_\infty) = F_{const} \frac{A(W)}{A_0} \approx F_{const} \left(\frac{V(W)}{V_0} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (III.3)$$

Cette équation prend en compte le ralentissement inhérent au produit (modification de l'état d'hydratation de la surface) et aux conditions de séchage. Ce ralentissement intervient à partir d'une teneur en eau W_{crit1} tributaire, elle aussi, des conditions de séchage. Le modèle a été donc minoré par une fonction puissance.

➤ **Pour la deuxième zone de décroissance de vitesse : $W < W_{crit2}$**

Dans cette dernière zone, le volume final du produit est atteint. Le flux de masse est exprimé de la manière suivante :

$$F_m = F_{const} \left(\frac{V(W_{crit2})}{V_0} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{W}{W_{crit2}} \right)^\alpha \quad (III.4)$$

α étant un paramètre critique de correction dépendant des conditions de séchage.

Cette écriture permet de prendre en compte simplement les changements de régime observés lors des essais. Ces changements correspondent par exemple, au passage d'une phase de séchage à vitesse constante (eau libre, écoulement capillaire) à un ralentissement lorsque la surface passe le point de saturation nulle.

On observe également [Figure III.12] une phase de vitesse constante dW/dt . Cela correspond à une phase isenthalpe, le produit est à température constante et toute la chaleur cédée par l'air sert à vaporiser l'eau extraite. Cependant, il peut y avoir d'autres phénomènes cachés derrière cette phase à vitesse constante, par exemple, une modification de la surface d'échange qui entraîne la variation de la compacité du produit.

Le logiciel que nous avons développé sous l'environnement MATLAB se nomme : DRY SLUDGE RUN. Ce dernier s'appuie sur un code de calcul que nous avons programmé sous Matlab. Son architecture est présentée à la **figure III.13** Le logiciel met en avant :

- le caractère **multi – modèles** associé aux différentes approches de modélisation
- le caractère **multi – systèmes** associé aux différents procédés de séchage

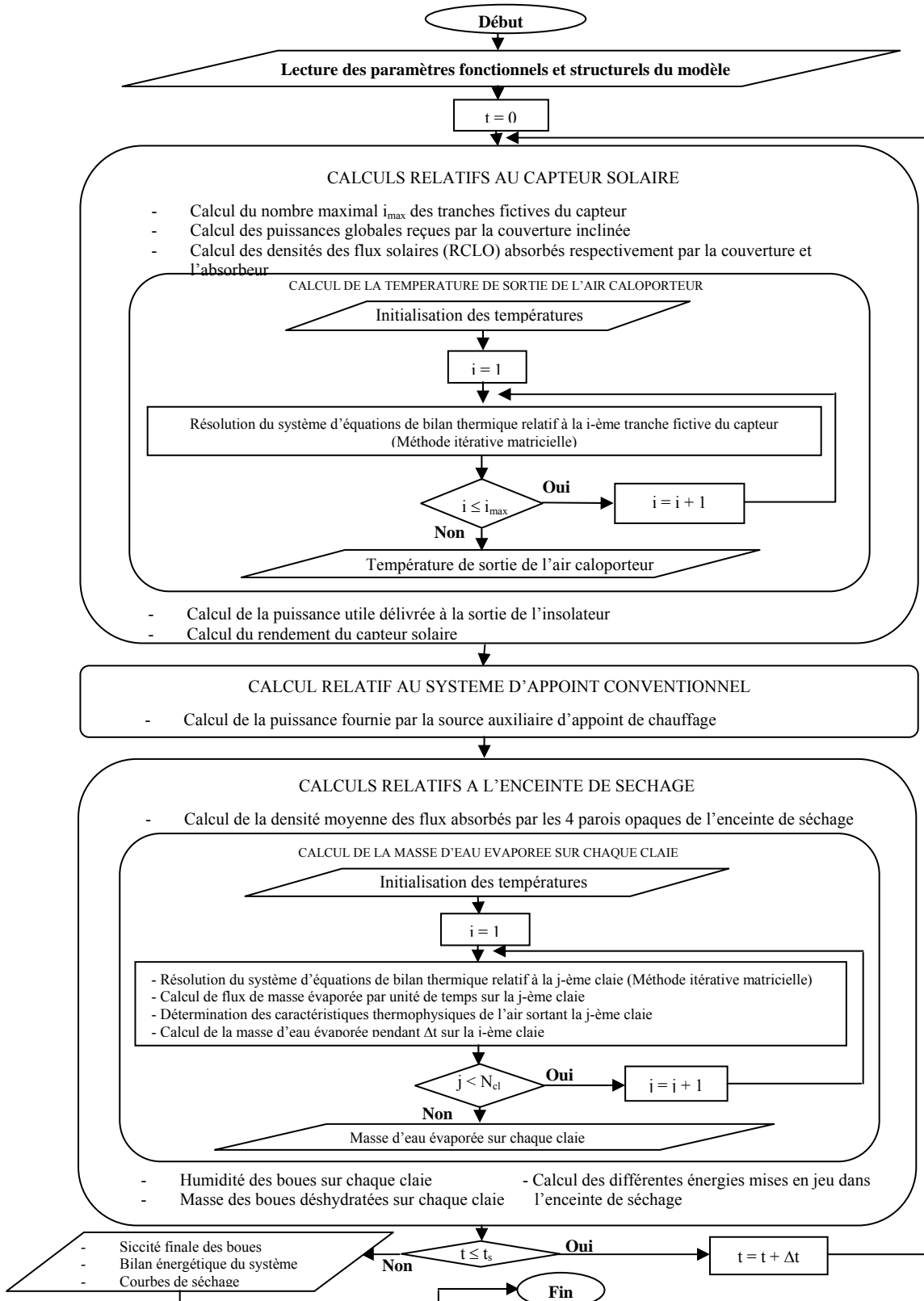


Figure III.13 : Architecture du code de calcul

III.A.3.2.5.1 Présentation structurelle

Le multifenêtrage, proposé par le code de calcul DRY SLUDGE RUN, permet d'initialiser les divers modules qui composent le code avec une certaine convivialité. Les divers modules sont les suivants :

- Description du système ou procédé [Figure III.14]
- Initialisation des paramètres fonctionnels (solllicitations externes, paramètres de contrôle...) [Figure III.15]
- Initialisation des paramètres structurels (capteur, enceinte de séchage)
- Initialisation des paramètres géométriques
- Simulation [Figure III.16]

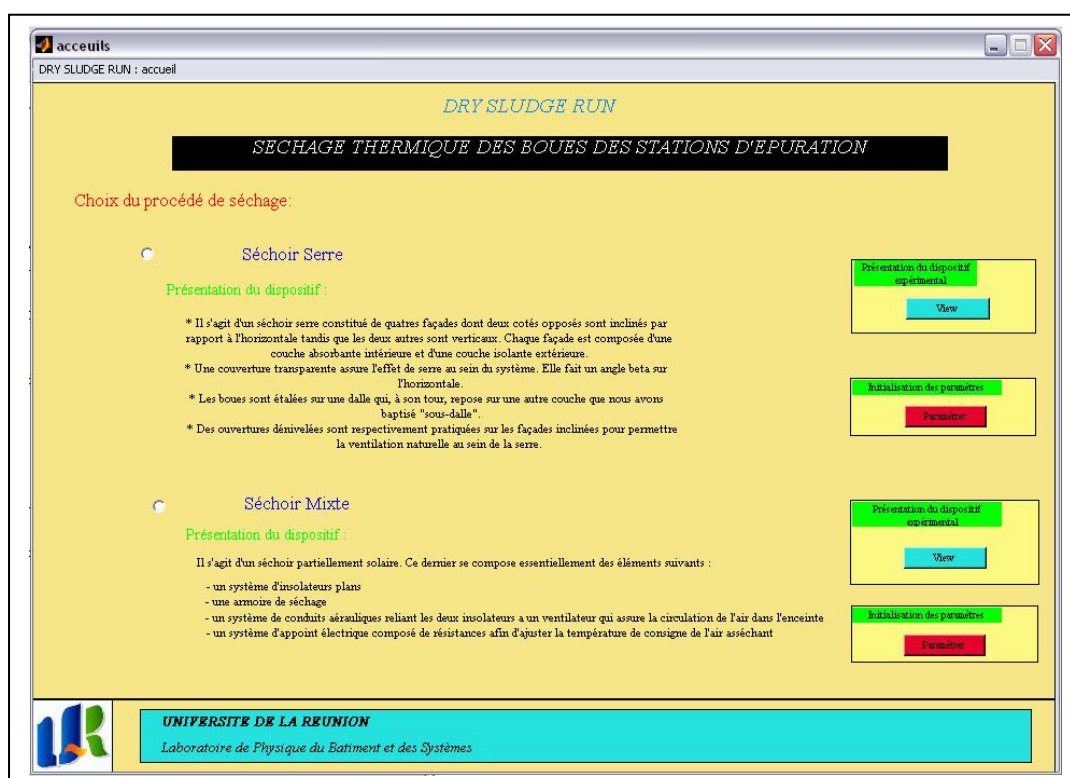


Figure III.14 : Fenêtre d'accueil de DRY SLUDGE RUN

Initialisation des paramètres structurels

Paramètres thermophysiques de la paroi de l'enceinte de séchage

Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
Cpw	Capacité calorifique massique à pression constante	[1500 ; 2200]	1880	[J.kg ⁻¹).K ⁻¹]
Alphaw	Coefficient d'absorption des rayonnements directs	[0.1 ; 0.9]	0.6	[]
Alphawd	Coefficient d'absorption des rayonnements diffus	[0.1 ; 0.9]	0.55	[]

Figure III.15 : Paramétrage structurel des modules du séchoir

Les diverses fenêtres présentées ci-dessus et ci-dessous permettent d'avoir une **lisibilité croissante** et **conviviale** de la **modélisation** complète du processus de séchage dans le cadre une **approche macroscopique** et cela sans se heurter à la complexité des écritures mathématiques et de la programmation de ces dernières.

The screenshot shows a software interface titled "SIMULATIONS : CINETIQUE DE SECHAGE". It features a "Chargement du fichier météo:" section with three dropdown menus for "Année" (set to 2005), "Mois" (set to Juin), and "Jours" (set to 12). Below this are four selection boxes, each with a "Sélectionner" button. The first box, labeled "CHOIX N°1", offers "Premier type de cinétique de séchage : SUIVI DE LA SICCITE EN FONCTION DU TEMPS DE SECHAGE". The second, "CHOIX N°2", offers "Second type de cinétique de séchage : SUIVI DE L'HUMIDITE ABSOLUE EN FONCTION DU TEMPS". The third, "CHOIX N°3", offers "Troisième type de cinétique de séchage : SUIVI DE LA MASSE EN FONCTION DU TEMPS DE SECHAGE". The fourth, "CHOIX N°4", offers "Quatrième type de cinétique de séchage : SUIVI DE LA MASSE D'EAU EVAPOREE SUR LES DIFFERENTES CLAIES".

Figure III.16 : Fenêtre de simulation

II.A.3.3..5.2 Quelques résultats de simulation

▪ Cinétique de séchage

La **figure (III.17)** présente les courbes de séchage de 24 kg (6kg x 4) réparties uniformément sur 4 claies qui ont été numérotées de bas en haut par ordre croissant.

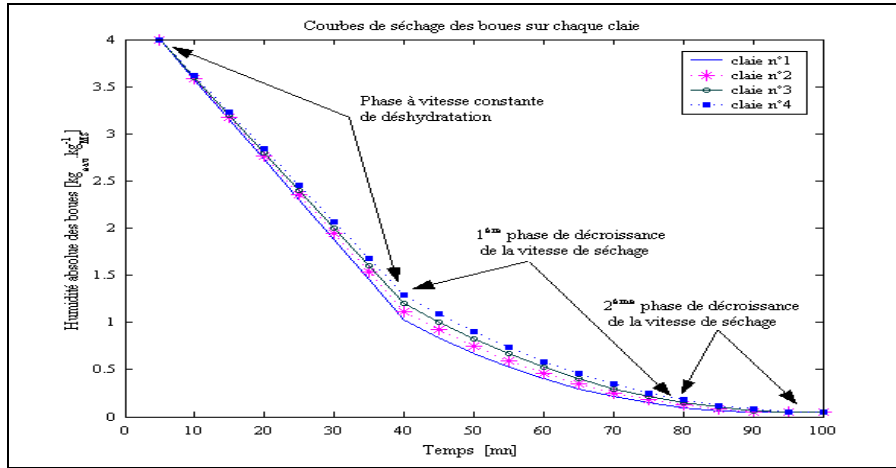


Figure.III.17 : Courbes de séchage des boues réparties sur quatre claies

L’observation de cette représentation graphique nous permet de dégager les lignes ci-après :

- Les boues d’une claie donnée se dessèchent plus vite que celles de la claie qui se trouve au-dessus d’elle. En effet, la progression de l’air asséchant s’accompagne fatalement d’une teneur en eau croissante induit par le transfert de la vapeur d’eau issue du produit. Son pouvoir évaporatoire se voit ainsi diminuer au fur et à mesure qu’il passe d’une claie à l’autre.
 - Pendant les premiers 40% de la durée de séchage, la vitesse de séchage des boues est constante. Après cela, le séchage accuse une 1^{ère} phase de décroissance pendant laquelle l’eau à évaporer est de nature liée à la matière solide. La différence d’humidité des boues sur les claies n°1 et n°4 devient maximum. A l’approche de la siccité finale (après 80% du temps de séchage), les courbes de séchage suivent à nouveau une allure à pente de plus en plus faible. Pendant cette 2^{ème} phase de décroissance de la vitesse de dessiccation, les boues commencent à entrer en équilibre hygroscopique avec l’air asséchant et cessent petit à petit de donner leurs eaux résiduelles à ce dernier.
 - A la fin de l’opération les courbes de séchage se rejoignent à nouveau presque simultanément après s’être écartées au cours de la majeure partie du temps de séchage. Cela peut s’expliquer au fait qu’une fois sèches les boues de la claie n°1, l’air asséchant aura, à l’entrée de la claie n°2, quasiment le même pouvoir évaporatoire qu’il a eu à l’entrée de l’enceinte de séchage. En conséquence, les boues de la claie n°2 se comporteront de la même manière que les boues de la claie n°1 et se dessèchent ainsi jusqu’à atteindre l’humidité d’équilibre hygroscopique égale à celle des boues de la claie n°1. Il en est de même pour les claies restantes n°3 et n°4.
- Comportement du séchoir : Influence du débit d’air caloporteur sur la puissance utile et sur le gain de température à la sortie du capteur

La **figure (III.18)** montre qu'en dépit de la hausse de la puissance utile collectée à la sortie du capteur, le gain de température de l'air caloporteur diminue lorsque son débit augmente. En effet, plus le débit d'air est élevé, moins de temps aura ce fluide caloporteur pour acquérir par convection une partie de la chaleur de l'absorbeur.

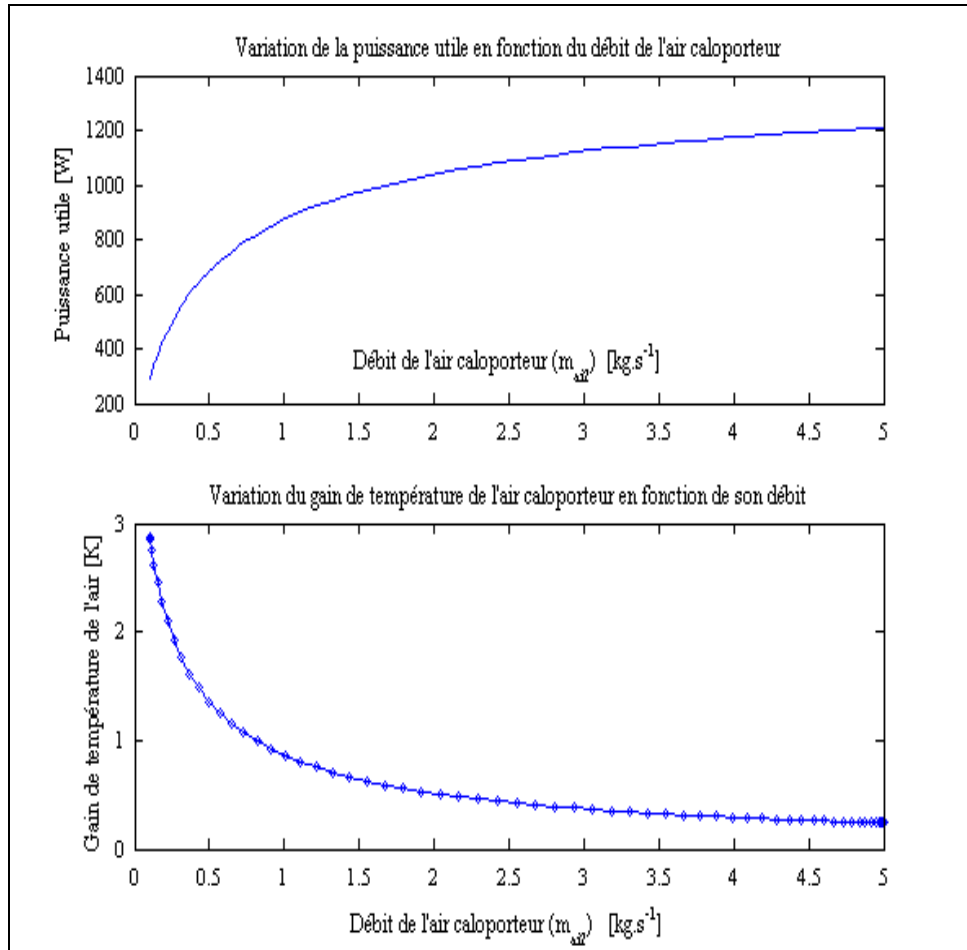


Figure.III.18 : Mise en évidence de l'influence du débit de l'air caloporteur sur la puissance utile et le gain de température de ce fluide à la sortie du capteur

A travers le logiciel, les sollicitations externes (rayonnement, vitesse du vent...) sont également étudiées afin d'évaluer leur influence sur le rendement du capteur et bien évidemment sur la cinétique de séchage.

III.A.3.3 MODELISATION DU SECHOIR SERRE AVEC RETOURNEMENT

III.A.3.3.1. Description globale du système à modéliser

Il s'agit de la modélisation d'un parallélépipède rempli d'air, constitué de parois verticales en bois (contreplaqué marine), d'une couverture transparente. La boue est étalée sur un châssis en bois. Des ouvertures latérales (au nombre de 5 sur chaque face comme entrées basses et sorties hautes) de 3 cm^2 permettent de maintenir une circulation du fluide caloporteur dans l'enceinte de séchage. Pour de plus amples détails techniques, nous orientons le lecteur vers l'**ANNEXE II.D**.

III.A.3.3.2. Hypothèses simplificatrices

Les simplifications prises en compte lors de la modélisation sont les suivantes :

- Les pertes latérales de chaleur sont négligeables
- Le phénomène de transfert thermique par conduction intervenant dans le système est unidirectionnel
- la conduction à travers l'air est négligeable
- les pertes de chaleur associées aux composants autres que les parois sont négligeables.

III.A.3.3.3. Modélisation mathématique du séchoir

Afin de modéliser le système de séchage considéré, nous avons adopté l'analogie entre les grandeurs électriques et celles de la thermique.

La **figure III.19** décrit schématiquement les différents transferts thermiques ayant lieu au sein de la serre.

Les diverses parois échangent de la chaleur par rayonnement entre elles, avec la voûte céleste et le sol extérieur, par convection avec l'air intérieur et extérieur et par conduction.

On utilise le modèle "R2C" pour modéliser les parois et ainsi on leur associe deux nœuds de température, un sur la face intérieure et un sur la face extérieure, où la température est supposée uniforme sur toute la face.

Les deux capacités modélisent l'accumulation de la chaleur par inertie du matériau constitutif des parois et la résistance modélise l'opposition du matériau au transfert de chaleur par conduction entre les deux nœuds de température interne et externe.

Suivant cette même analogie électriques les échanges radiatifs et les échanges convectifs sont linéarisés et modélisés par une résistance entre deux nœuds de température.

L'application de la loi d'Ohm à chaque nœud de ce circuit électrique équivalent [**ANNEXE III.C**] et la discrétisation des équations aux dérivées partielles ainsi obtenues, conduisent à notre système de 14 équations bilans qui sont répertoriées en **ANNEXE III.C**.

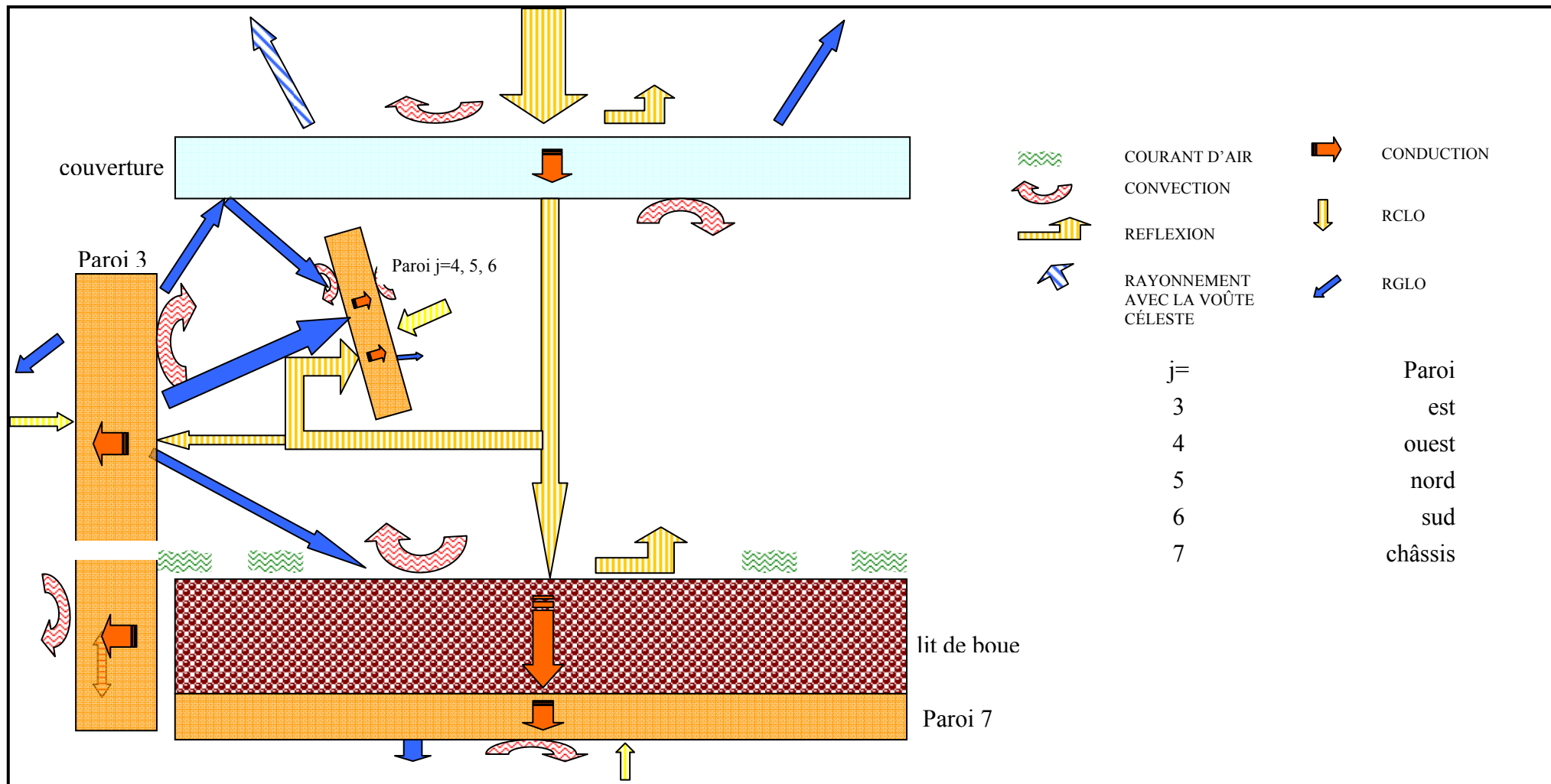


Figure III.19: Représentation schématique des transferts thermiques

III.A.3.3.4. Modélisation de la cinétique de séchage

Le **séchage en couche épaisse** induit une **stratification** de la couche de boue due à un phénomène de densification qui génère une croûte à la surface. Ce phénomène est engendré par l'évaporation de l'eau libre entraînant une réduction de l'espace interstitiel (rétrécissement volumétrique) entre les pores. La progression des champs de température et d'humidité se trouve alors inhiber voire stopper. Le front de séchage ne progresse plus et marque l'aspect **hétérogène** de la couche de boue par l'apparition de strates.

Il devient alors nécessaire d'avoir recourt au **retournement** de la boue afin de redémarrer le processus de séchage à travers la réactivation des phénomènes de transport et de transfert.

Cette étude nécessite donc que nous décrivions les phénomènes de transport et de transfert à l'échelle microscopique, un travail déjà initié par des spécialistes à travers de nombreux articles [Whitaker, 1980], [Hadley, 1984], [Whitaker, 1984], [Moyné, 1985], [Wei and al., 1985] accentué par le calcul et la résolution numérique de ces derniers [Quintard and Puiggali, 1996]. Ces derniers seront ensuite transposés à l'échelle macroscopique en moyennant les grandeurs valides à l'échelle du pore.

III.A.3.3.4.1 Equations de transport de masse et d'énergie à l'échelle microscopique

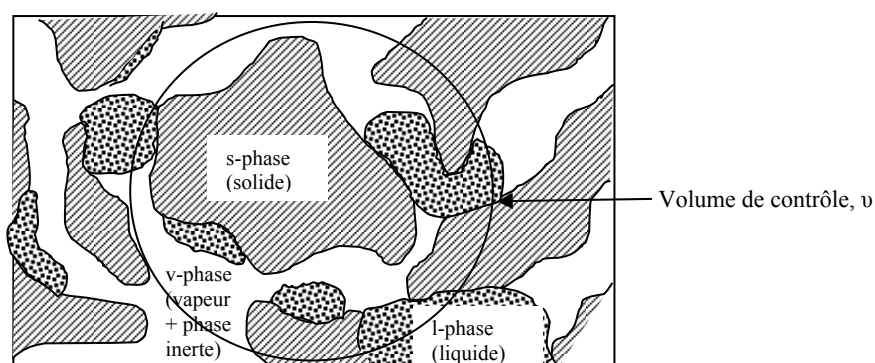


Figure III.20: processus de séchage dans un milieu poreux multi - phasique

Notre milieu multi – phasique [Figure III.20] se compose de trois phases :

- la matrice solide : phase s
- la phase liquide : phase l
- la phase gazeuse + les composés inertes (habituellement l'air):

Dans l'analyse des phénomènes de séchage, on s'intéresse à la connaissance de la teneur en eau et de la température comme fonction du temps et de l'espace. Ces quantités sont déterminées par application des lois de la physique qui sont les suivantes :

Bilans locaux:

Bilans de masse

- ✓ Phase solide

$$\frac{\partial}{\partial t}((1 - \varepsilon)\rho_s) + \vec{\nabla} \cdot (\rho_s \vec{U}_s) = \dot{w}_s \quad (\text{III.5})$$

- ✓ Phase liquide

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon S \rho_l) + \vec{\nabla} \cdot (\rho_l \vec{U}_l) = \dot{w}_l \quad (\text{III.6})$$

- ✓ Gas phase

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon(1 - S)\rho_g) + \vec{\nabla} \cdot (\rho_g \vec{U}_g) = -\dot{w}_b - \dot{w}_l \quad (\text{III.7})$$

$$\rho_s \frac{\partial W_b}{\partial t} + \vec{\nabla} \cdot \vec{J}_b = \dot{w}_b \quad (\text{III.8})$$

Le flux d'eau liée est proportionnel au gradient d'humidité et au gradient de température. Cette expression met en avant le phénomène de diffusion à travers le couplage du gradient thermique et du gradient d'humidité dans le milieu poreux. C'est un effet croisé d'un transport de matière et d'un gradient de température mise en évidence par Luikov en 1961. Ce dernier le traduit comme le phénomène de thermodiffusion.

$$\vec{J}_b = \rho_s^a \underline{D}_{bw} \cdot \vec{\nabla} W_b - \rho_s^a \underline{D}_{bT} \cdot \vec{\nabla} T \quad (\text{III.9})$$

Bilans d'énergie :

$$\begin{aligned} & \frac{\partial \left(T (\rho_g \varepsilon (S(2C_{pg} - 1) + (1 - C_{pg}))) + \rho_s^a W_b C_{pb} + (1 - \varepsilon) \rho_s C_{ps} + \varepsilon \rho_l C_{pl} \right)}{\partial t} \\ & + \vec{\nabla} \cdot \left(T (\varepsilon \rho_g \vec{U}_g ((1 - C_{pg}) C_{pb} \vec{J}_b + \rho_s C_{ps} \vec{U}_s + \rho_l C_{pl} \vec{U}_l) + (\lambda_s + \lambda_l) \vec{\nabla} T \right) \\ & = -\dot{w}_b (H_b + \Delta H_v) - \dot{w}_l \Delta H_v \end{aligned} \quad (\text{III.10})$$

Bilans de quantité de mouvement :

- ✓ Phase solide

$$(1 - \varepsilon) \rho_s \vec{g} - \frac{\rho_s \partial(\vec{U}_s)}{\partial t} - \vec{\nabla} \cdot \tau_s = 0 \quad (\text{III.11})$$

- ✓ Phase liquide

$$\varepsilon \rho_l \bar{g} - \frac{\rho_l \partial (\bar{U}_l)}{\partial t} - \bar{\nabla} \cdot \tau_l = 0 \quad (\text{III.12})$$

✓ Phase Gazeuse

$$\varepsilon S \rho_g \bar{g} - \rho_g \frac{\partial \bar{U}_g}{\partial t} = 0 \quad (\text{III.13})$$

Expressions des vitesses:

$$\bar{U}_l^a = -\frac{k_{rl}}{\mu_l} k \cdot (\bar{\nabla} P_g - \bar{\nabla} P_c - \rho_l \bar{g}) \quad (\text{III.14})$$

$P_c = P_g - P_l$ (la pression capillaire)

$$\bar{U}_g^a = -\frac{k_{rg}}{\mu_g} k \cdot (\bar{\nabla} P_g - \rho_g \bar{g}) \quad (\text{III.15})$$

III.A.3.3.4.2 Bilans macroscopiques

▪ Méthode générale afin d'obtenir les équations à l'échelle macroscopique

Nous souhaitons définir les quantités macroscopiques continues à dérivées continues en temps et en espace et établir ainsi nos équations à l'échelle macroscopique.

L'idée générale pour définir une quantité macroscopique au point x et au temps t est de prendre une valeur moyenne, correspondant à une quantité valide à l'échelle du pore autour duquel nous distinguons un volume élémentaire au point x et à l'instant t [Marle, 1982].

Le meilleur outil mathématique pour cela est le produit de convolution formulé à partir d'une fonction « poids ».

▪ Hypothèses

- Le transfert d'énergie par rayonnement est négligé
- Aucune réactions chimiques ne se déroulent à l'intérieur et à la surface de la couche de boue. Cependant, un transfert d'énergie par conduction peut se faire à l'intérieur du solide. De même un transfert de chaleur peut avoir lieu entre la phase solide et la phase liquide.
- Les valeurs moyennes sont obtenues à partir d'un produit de convolution avec une fonction poids. Cette procédure est beaucoup plus pratique que l'intégration sur un volume de référence.

Soit m une fonction positive avec un support compact dans \mathbb{R}^3 tel que :

$$\int_{\mathbb{R}^3} m(x) dx = 1 \quad (\text{III.16})$$

La fonction choisie dépend seulement de la variable d'espace x tel que :

$$m(x) = \begin{cases} C \exp \left[-(r^2 - |x|^2)^{-1} \right] & \text{if } |x| < r \\ 0 & \text{if } |x| \geq r \end{cases} \quad (\text{III.17})$$

La variable r correspond à l'épaisseur de la couche.

La constante C est choisie afin de satisfaire (III.16). Il est plus adéquat de choisir m appartenant à la classe C^∞ , c'est à dire continu et à dérivée continue.

Pour une quantité $f(x, t)$, fonction des variables d'espace et de temps, on définit le produit de convolution $f * m$ avec le respect de ces variables comme ci – dessous :

$$\begin{aligned} (f * m)(x, t) &= \int_{R^3} f(x - y, t) m(y) dy \\ &= \int_{R^3} f(y, t) m(x - y) dy \end{aligned} \quad (\text{III.18})$$

Cette nouvelle fonction $f * m$ peut être considérée comme la quantité macroscopique associée à f dans le volume de contrôle V considéré. $f * m(x, t)$ est considérée comme la valeur moyenne de f , au temps t et au point x .

Dans la pratique le choix de m doit se faire en concordance avec les considérations physiques.

Au final les équations macroscopiques sont obtenues en formulant le produit de convolution du noyau de convolution m aux différentes équations valides à l'échelle du pore.

Nous avons appliqué cela à nos différentes équations microscopiques. La formulation, à titre d'exemple, a été faite sur le bilan de masse de la phase solide et s'écrit de la manière suivante :

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(((1 - \varepsilon) \rho_s) * m \right) + \text{div} \left(\rho_s \bar{U}_s * m \right) - \dot{W}_s * m = 0 \quad (\text{III.19})$$

Avec

$$\dot{W}_s * m = \left[\left[\rho_s C_s (\bar{U}_s) + j_s \right] \cdot \bar{n}_s \delta_{\Sigma_s} \right] * m \quad (\text{III.20})$$

III.A.3.3.4.3 Mise en équation du modèle de retournement

Le retournement implique **l'homogénéisation des diverses grandeurs** telles que la température et l'humidité. Cette homogénéisation implique de moyenniser ces grandeurs. Par conséquent nous proposons de définir la température moyenne (ou l'humidité moyenne) de la strate (couche) de boue différemment qu'en ayant recourt à une moyenne arithmétique.

Pour définir le milieu poreux en déséquilibre thermodynamique, nous utilisons le **noyau de convolution** $m(x)$ avec $x = z$ dans ce cas précis, défini précédemment, pour définir les grandeurs moyennes. Ce noyau permet d'évaluer le profil de la densité de distribution du champ de température ou d'humidité dans la couche de boue et de la même manière de pondérer (fonction poids) chaque grandeur issue des équations de bilan précédemment écrites.

$$\bar{T} = m(T) * T \quad (\text{III.21})$$

$m(T) = m(z, T)$, est noyau de convection dépendant de la hauteur z et de la température T de la couche [Figure III.21]. Son rayon est égal à l'épaisseur de la couche.

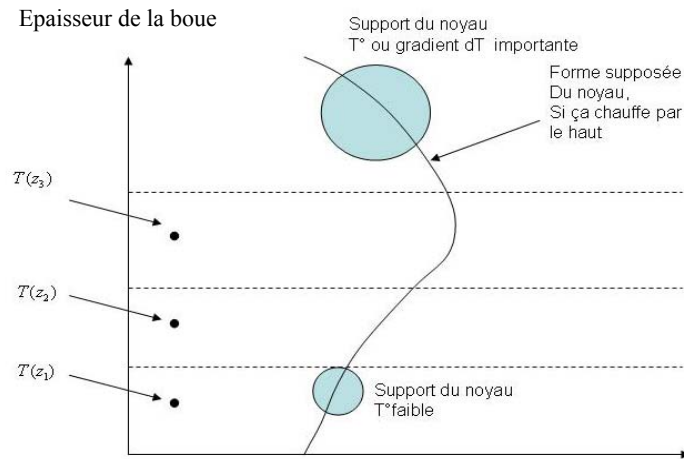


Figure III.21 : Profil du noyau de convection dans la couche de boue

Le support du noyau consiste à considérer la valeur moyenne de température ou de l'humidité dans un volume V centré sur le noyau de convection. Cela apporte une meilleure précision sur la réalité de ces paramètres physiques.

III.A.3.3.5 Le code de calcul

La résolution des différentes équations se déroule sous environnement Matlab avec comme réponses principales attendues [Figure.22]:

- ✓ **Temps** : Calcul du temps de séchage
- ✓ **Résultats** : Affiche les diverses informations sur les boues en fin de séchage :
 - Masse des boues en fin de séchage
 - Masse d'eau évaporée
- ✓ **Graphiques** : Affiche les variations de différents paramètres au cours du séchage :
 - Cinétique de séchage (évolution de la masse et de l'humidité au cours du séchage)
 - Evolution de l'humidité du produit en fonction du flux de masse

Ce code de calcul associé au séchoir serre s'insère dans le logiciel Dry Sludge Run à travers le multi – fenêtrage présenté aux **Figures III.14 à III.16**.

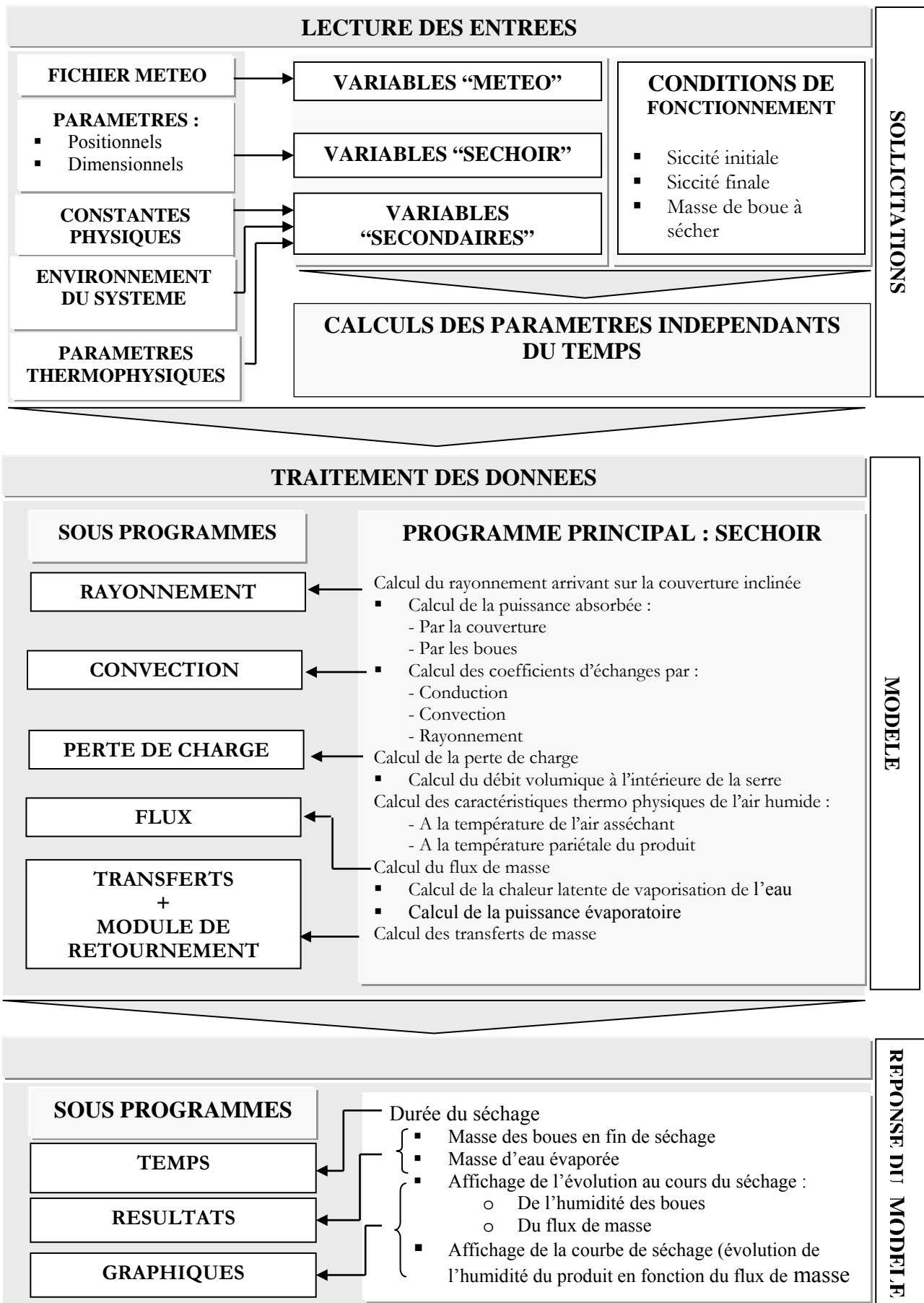


Figure III.22 : Synoptique du code de calcul

III.A.3.3.6 Quelques résultats de simulation

▪ Caractérisation du séchage sans opération de retournement

Les figures III.23 et III.24 ci – dessous sont caractéristiques d'un séchage sans retournement. Nous constatons que le champ de température [Figure III.23], de même que le champ d'humidité [Figure III.24] diminue lorsque nous nous enfonçons dans la couche de boue, néanmoins la température tend à se stabiliser voire à devenir constante à mi - hauteur. Cette uniformité thermique s'explique par l'apparition d'une croûte en surface bloquant ainsi les différents phénomènes de transport (capillarité, thermo - diffusion...) associés à un gradient thermique en perpétuel décroissance entre la zone haute et la zone basse de la couche. La non homogénéité du séchage engendre donc la stratification du milieu poreux.

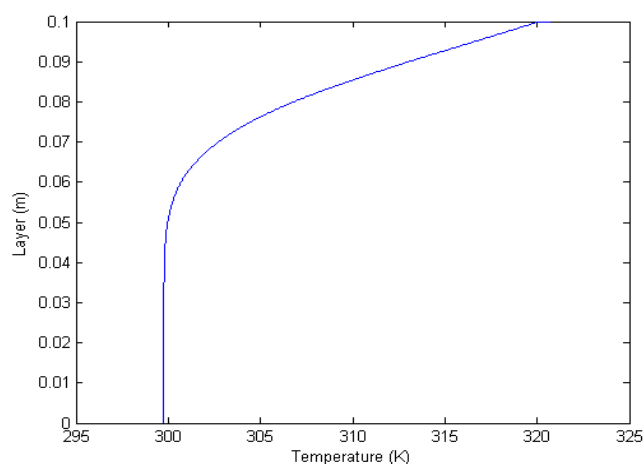


Figure III.23: Profil de température dans la couche de boue sans retournement

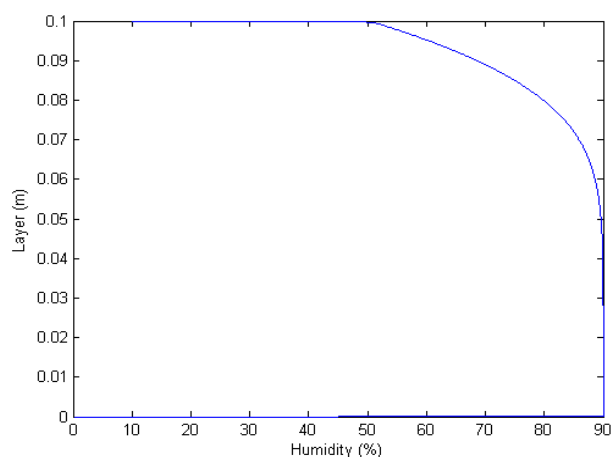


Figure III.24: Profil de l'humidité dans la couche de boue sans retournement

▪ Caractérisation du séchage avec une opération de retournement

A travers la cinétique de séchage [Figure III.25], le retournement (tracé rouge) est échelonné sur une période de quatre jours avec un mélange opéré quotidiennement. A chaque retournement le

produit se déshumidifie. En effet, la réactivation des phénomènes de transport et de transfert accélère la cinétique de séchage et par la même occasion augmente la possibilité d'obtenir un produit homogène.

Au cours du séchage la variabilité de la masse volumique de l'eau [Figure III.26] dans la boue est significative. Cette dernière décroît linéairement à un taux constant au cours du séchage. Une constance attribuée en grande partie aux opérations de retournement accentuant ainsi l'aération de la boue.

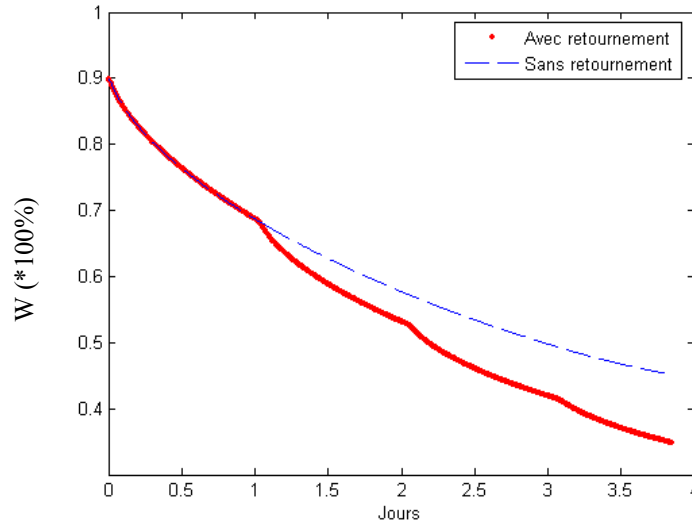


Figure III.25: Evolution de l'humidité avec et sans opérations de retournement

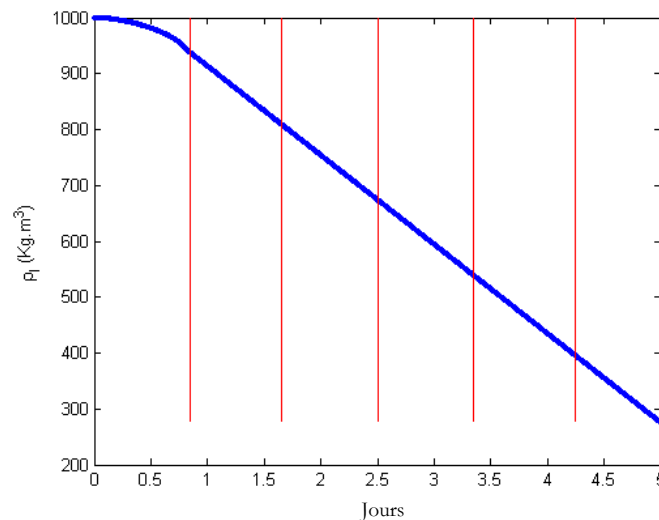


Figure III.26: Evolution de la densité de l'eau au cours du séchage avec un retournement récurrent

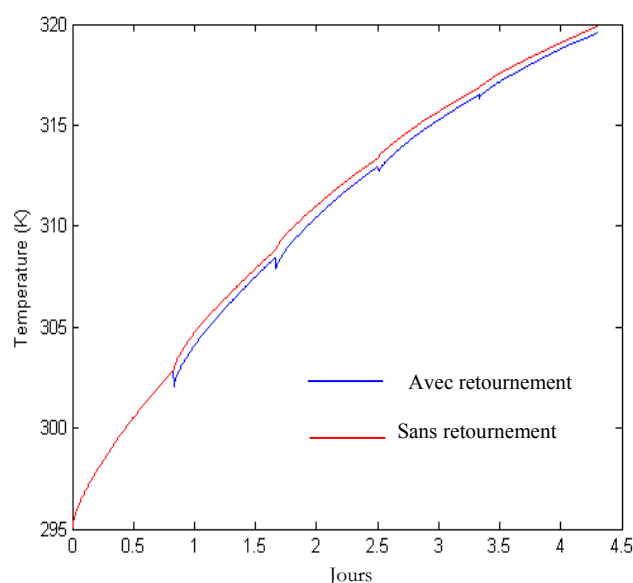


Figure III.27: Evolution de la température dans la couche de boue dans une configuration avec et sans retournement

L'influence de l'opération de retournement [Figure III.27] n'engendre pas une augmentation très significative de la température dans la boue.

Le retournement permet de maintenir dans le milieu poreux une dynamique des phénomènes de transport ou du moins de réactiver ces derniers. Néanmoins **la finalité de ces opérations de retournement** est l'obtention d'un **produit homogène à faible humidité**, ce qui n'est pas le cas dans un séchage classique à forte charge.

III.B EVALUATION ET SIMULATION DU POUVOIR CALORIFIQUE DES BOUES SECHEES

III.B.1 LE POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR (P.C.S)

Dans le cas de la combustion d'un corps pur, la variation d'enthalpie ΔH^0 dans la réaction d'oxydation, changée de signe, est désignée par **chaleur de combustion**. Elle représente alors **la quantité d'énergie calorifique (J/mol) libérée par la combustion complète, sous la pression standard constante, d'une mole de ce corps, pris à 25°C**, les produits de la réaction étant ramenés à 25°C. En divisant la chaleur de combustion par sa masse molaire, ou encore par le volume molaire (0,0224 m³), on obtient le **PCS (Pouvoir Calorifique Supérieur)**, à pression constante, du composé.

L'énergie calorifique libérée par combustion complète d'un déchet peut-être mesurée (dispositif de type bombe calorimétrique, Differential Scanning Calorimetry : DSC...) ou estimée à partir de la composition élémentaire du déchet.

- **Dans le cas d'effluents gazeux**, on utilise la composition volumétrique centésimale (%) en espèces gazeuses élémentaires.

- **Dans le cas d'un déchet solide ou liquide**, on utilise la composition massique centésimale en ses différents constituants élémentaires (C% de Carbone, H% d'Hydrogène, O% d'oxygène, N% d'azote, W% d'humidité et I% d'Inertes), ainsi que ses teneurs en éléments polluants (Chlore, Soufre, Sodium, Potassium, métaux lourds...).

III.B.2 LE POUVOIR CALORIFIQUE INFÉRIEUR (P.C.I)

Le P.C.I (Pouvoir Calorifique Inférieur) d'un déchet gazeux, liquide ou solide, est la grandeur, en J/Nm³ ou en J/kg, qui correspond à la quantité d'énergie thermique utilisable, libérée par l'oxydation complète d'une unité de volume (Nm³) et/ou de masse du déchet. L'eau formée, par la libération de l'humidité initiale du déchet et/ou par la recombinaison de son hydrogène élémentaire, étant supposée vaporisée et non condensée ultérieurement (chaleur perdue).

Pour un effluent gazeux, le pouvoir calorifique pourra être calculé comme la moyenne, pondérée à l'aide de la composition du mélange, des pouvoirs calorifiques de chacun des constituants de l'effluent, tels que fournis dans l'exemple ci-dessous :

Pour des déchets liquides ou solides, on a :

$$PCI = PCS - (226.H + 25.W) \quad (\text{KJ} / \text{Kg}) \quad (\text{III.22})$$

Où PCS est le Pouvoir Calorifique Supérieur du déchet, donné, en première approximation, par :

$$PCS = 418.C - 1672 \quad (\text{KJ} / \text{Kg}) \quad (\text{III.23})$$

Une expression plus précise peut être utilisée pour l'évaluation à priori du PCS (*Formule de Vondracek*) :

$$PCS = [328,9 + 11,7(100 - C)^{0,25}].C + 899,7.(H - 0,1.O) + 104,6.S \quad (\text{KJ} / \text{kg}) \quad (\text{III.24})$$

Les grandeurs C, H, O, S exprimant respectivement les teneurs massiques (%) en Carbone, Hydrogène, Oxygène et Soufre du déchet.

Exemple : Ainsi, on peut donner quelques PCI de déchets industriels :

Déchets caoutchoutiques : 21-39 MJ/kg

Déchets carton : 15-17 MJ/kg

Déchets plastiques : 10-45 MJ/kg

On peut également caractériser un déchet par son analyse immédiate. Celle-ci fixe sa teneur en carbone fixe, en matières volatiles et en humidité.

III.B.3 QUELQUES RESULTATS DE SIMULATION

L'étude du PCI s'est effectuée à travers la variation de ce dernier en fonction des paramètres tels que la composition centésimale du Carbone, du Soufre, de l'hydrogène et de l'Oxygène mais également au travers de la variation de l'Humidité Relative.

III.B.3.1 Variation du PCI en fonction du TMC_H et HR

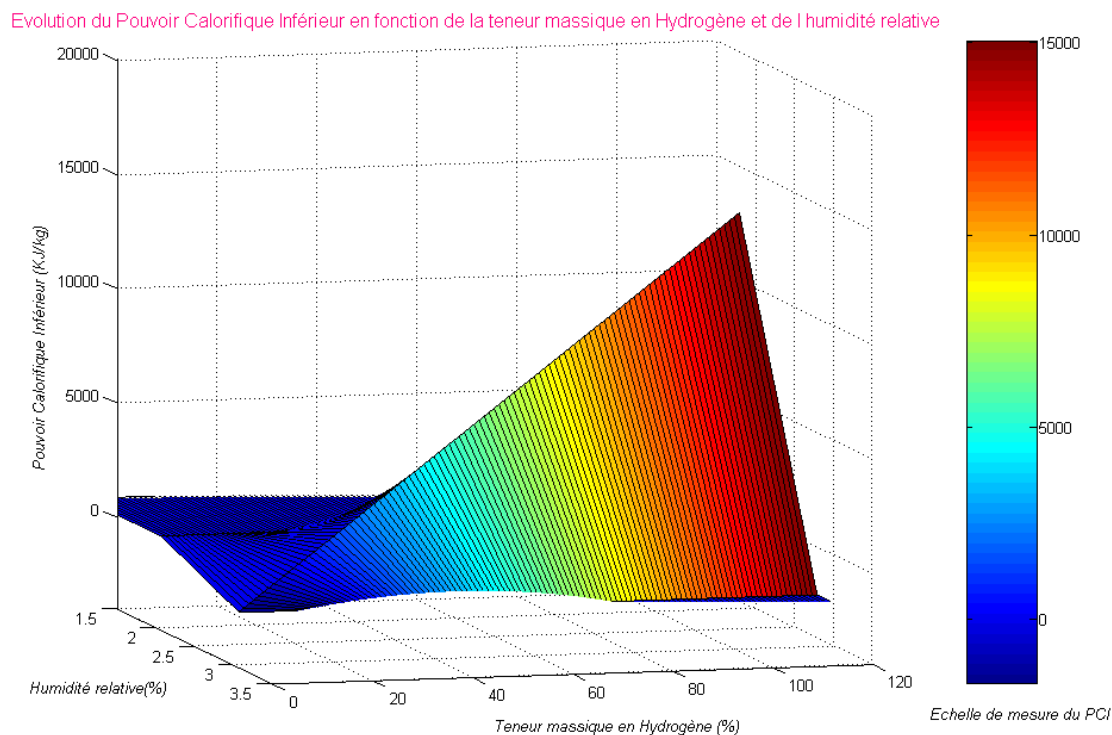


Figure III.28 : Variation du Pouvoir Calorique Inférieur en interaction avec la teneur massique centésimale de l'Hydrogène

III.B.3.2. Variation du PCI en fonction de la TMC_C et TMC_H

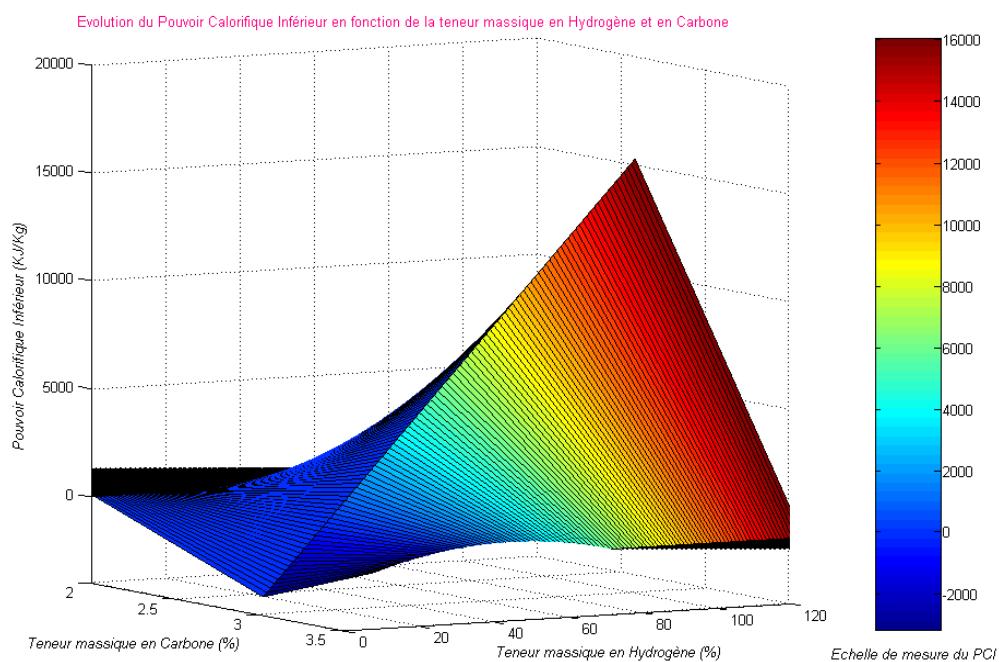


Figure III.29 : Variation du Pouvoir Calorique Inférieur en interaction avec la teneur massique centésimale en Hydrogène et en Carbone

Les figures précédentes suscitent quelques remarques :

En effet les **figures III.28 & III.29** qui traduisent la variation du Pouvoir Calorifique Inférieur en fonction de deux paramètres respectivement de la Teneur Massique Centésimale en Hydrogène (TMC_H) et de l'Humidité Relative (HR) pour la première figure mais également la Teneur Massique en Carbone (TMC_C) et en Hydrogène pour la seconde figure.

L'étude montre que le PCI est beaucoup plus important pour une teneur massique en Hydrogène élevée et pour un faible pourcentage d'Humidité Relative [**Figure III.28**]. Ce PCI peut atteindre une valeur de 16000 KJ par Kilogramme de déchet pour une TMC_H supérieure à 100 et une HR comprise entre 3% et 3,5%.

En changeant le jeu de paramètres en fixant l'Humidité Relative et en le remplaçant par la TMC_C , nous constatons que le PCI est d'autant plus important que la TMC_C est faible, c'est-à-dire comprise entre 3% et 3,5%, mais toujours avec une TMC_H importante.

Intuitivement un pouvoir calorifique inférieur important serait la combinaison d'une TMC_C et d'une HR ayant une valeur comprise entre 3 et 3,5% et d'une TMC_H élevée.

Une expression plus précise peut être utilisée pour l'évaluation a priori du PCS par la formule de Vondracek (éq.III.24).

III.B.3.3 Variation du PCI en fonction de la TMC_O et l'HR

Le PCS a été calculée à partir de la formule de Vondracek.

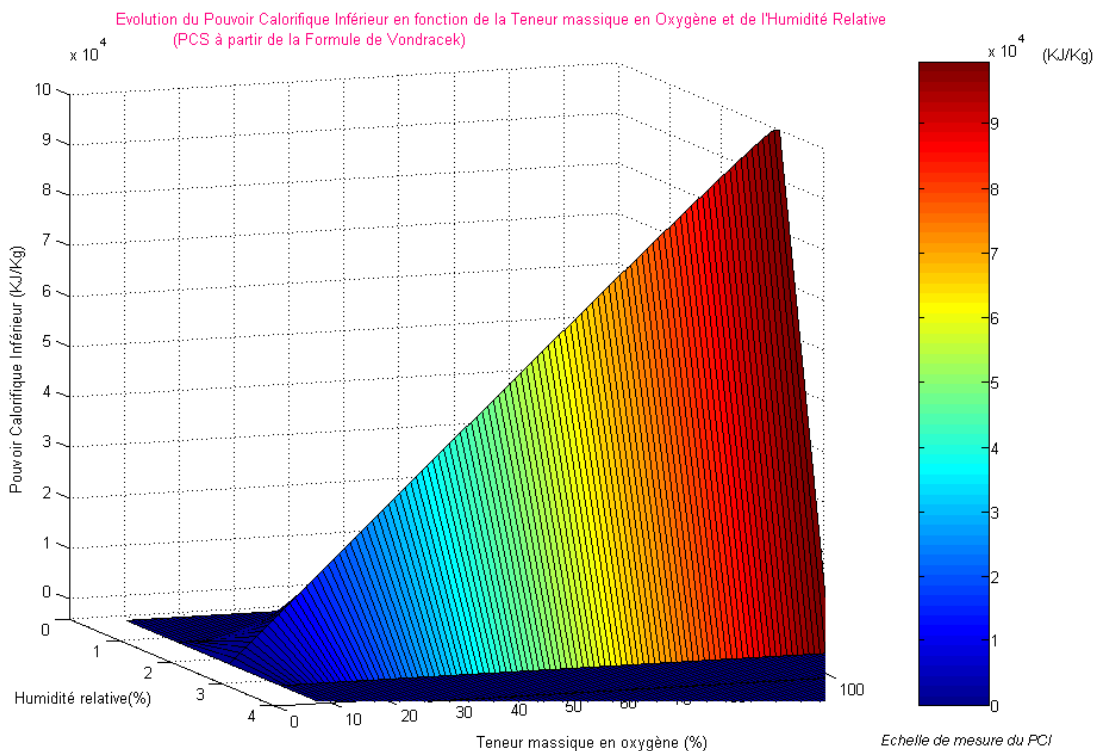


Figure III.30: Variation du PCI en interaction avec l'Humidité Relative et la TMC_O

Le PCI calculé à partir de la formule de Vondracek qui est plus élaborée que la première formule permet d'avoir une prédiction beaucoup plus précise du PCI.

En effet le PCS est calculé à partir de différents TMC à savoir : TMC_O , TMC_H , TMC_S , TMC_C et permet ainsi d'avoir une approche quantitative plus proche de la réalité.

Avec cette nouvelle approche on arrive à des valeurs de PCI importantes avoisinant les $10 \cdot 10^4$, une puissance de 10 supérieure aux premières valeurs calculées.

Néanmoins l'incidence de la variation du PCI selon chaque TMC permet de connaître le composé modifiant de manière significative le PCI.

III.B.3.4. Evolution du PCI selon la variation des différents TMC

L'étude consiste à fixer la valeur de la TMC que ce soit celle du Carbone, de l'Hydrogène, du Soufre ou de l'Oxygène.

La TMC prendra les valeurs suivantes : 25%, 50%, 100%.

III.B.3.4.1. VC25%

La TMC_C est fixée à 25 %.

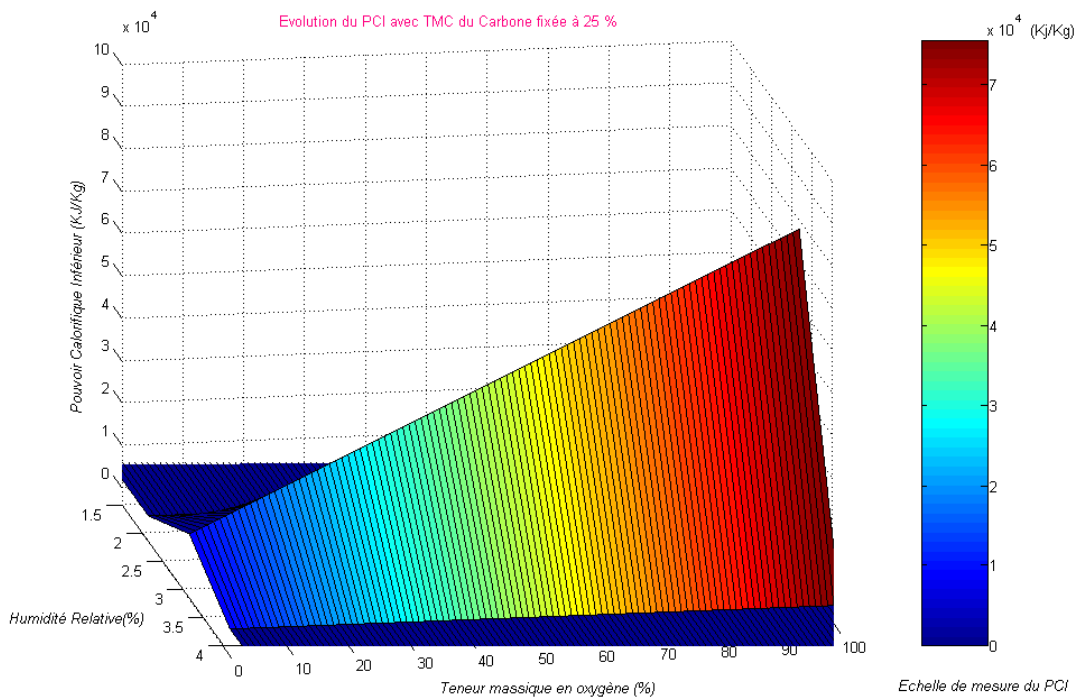


Figure III.31 : Variation du PCI en fixant la TMC_C à 25 %

III.B.3.4.2. VC50%

La TMC_C est fixée à 50%.

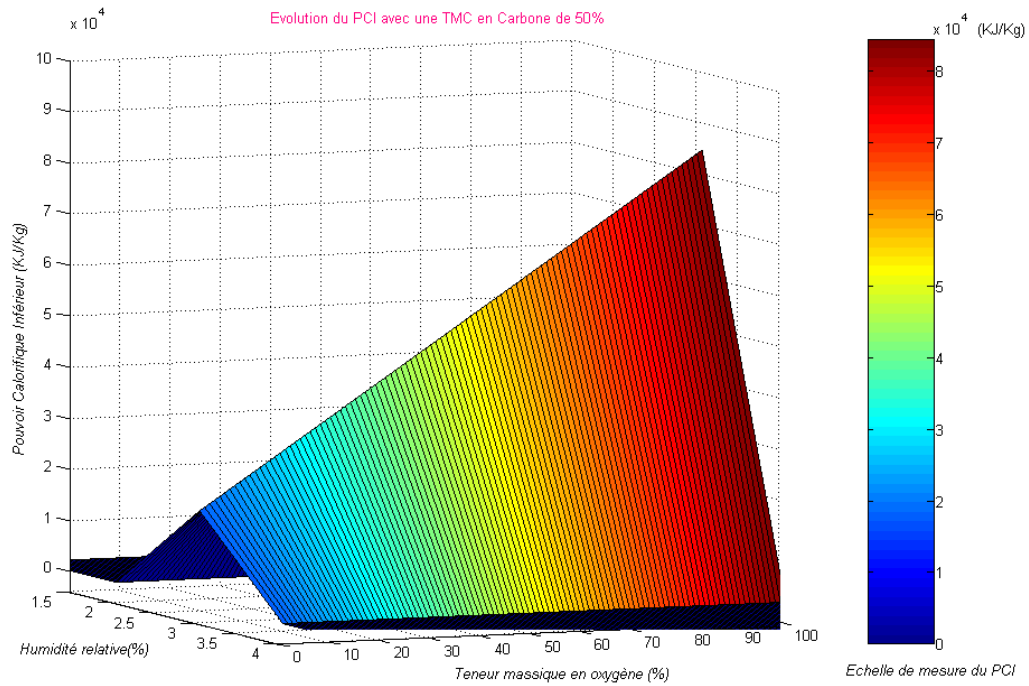


Figure III.32 : Variation du PCI avec la TMC_C à 50%

III.B.3.4.3. VC75%

La TMC_C est fixée à 75%.

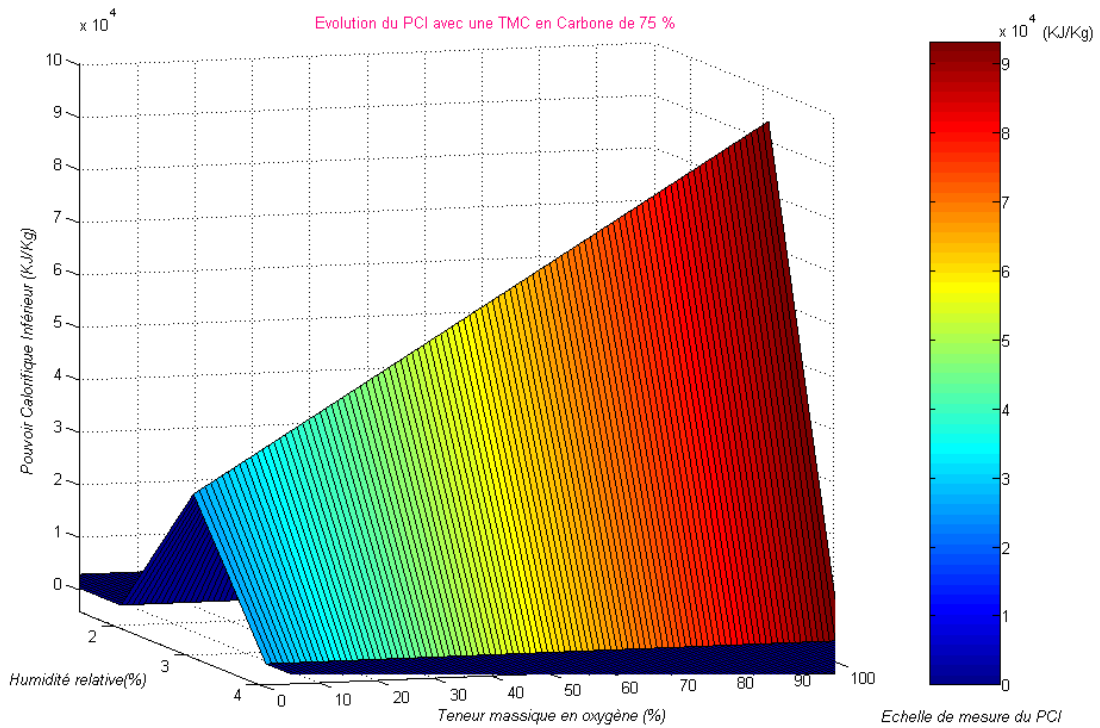


Figure III.33 : Variation du PCI avec une TMC_C de 75%

Les graphes obtenus suscitent quelques remarques :

Teneur Massique en Carbone (%)	Humidité Relative (%)	Min PCI (KJ/Kg)	Max PCI (KJ/Kg)
TMC_C 25%	1,5% – 3,5%	0,9.10 ⁴	7,5.10 ⁴
TMC_C 50%	1,5% – 3,5%	1,8.10 ⁴	8,5.10 ⁴
TMC_C 75%	1,5% – 3,5%	2,5.10 ⁴	9,5.10 ⁴

Tableau III.1 : Influence de la TMC_C sur les valeurs extrêmes du PCI

Le suivi de la TMC_C en faisant varier les autres paramètres montre que ce dernier a une influence non négligeable et positive sur l'augmentation du Pouvoir Calorifique Inférieur.

L'Humidité relative doit se trouver dans un intervalle compris entre 1,5% et 3,5% afin que le PCI soit optimal. L'élévation de la TMC_C se répercute également sur la valeur minimale du PCI et cela de manière positive.

Même à des TMC_O faibles, les valeurs du PCI restent intéressantes. Elles sont comprises entre 0,9.10⁴ et 2,5.10⁴ KJ/Kg.

III.B.3.4.4.VH25%

La TMC_H est fixée à 25%.

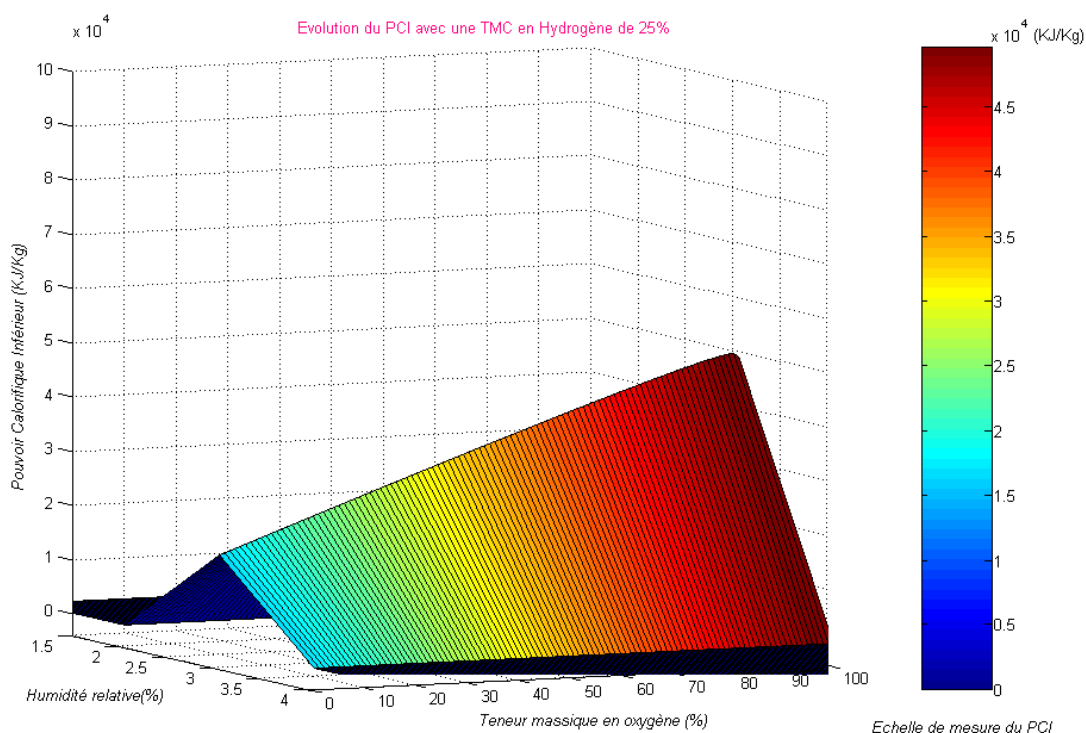


Figure III.34 : Variation du PCI avec une TMC_H de 25%

III.B.3.4.5. VH50%

La TMC_H est fixée à 50%.

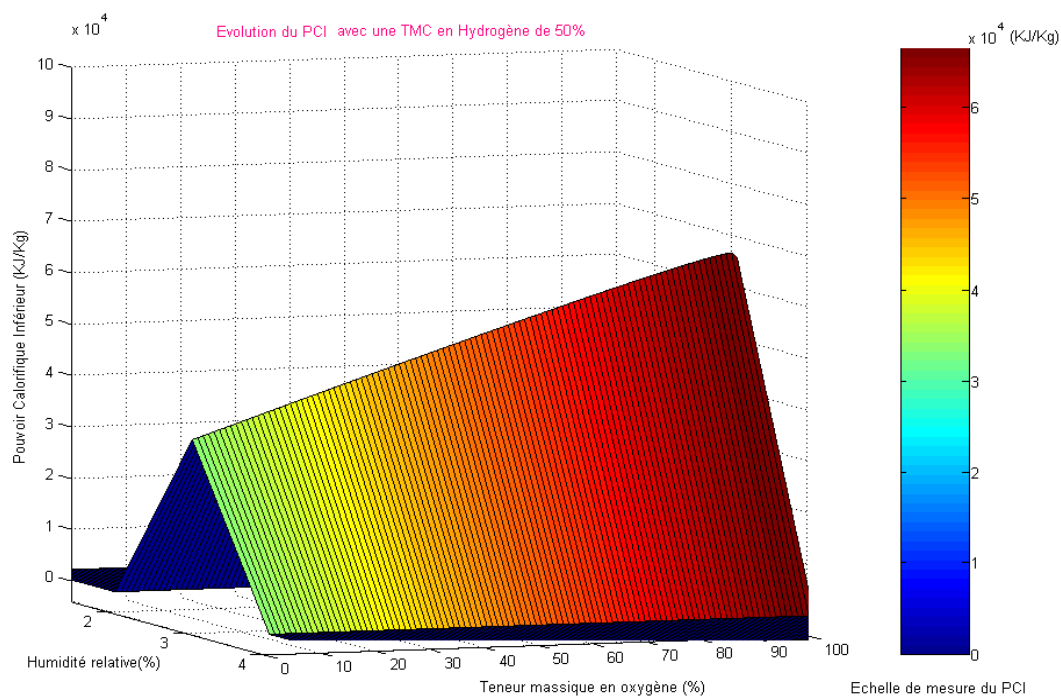


Figure III.35 : Variation du PCI avec TMC_H de 50%

III.B.3.4.6.VH75%

La TMC_H est fixée à 75%.

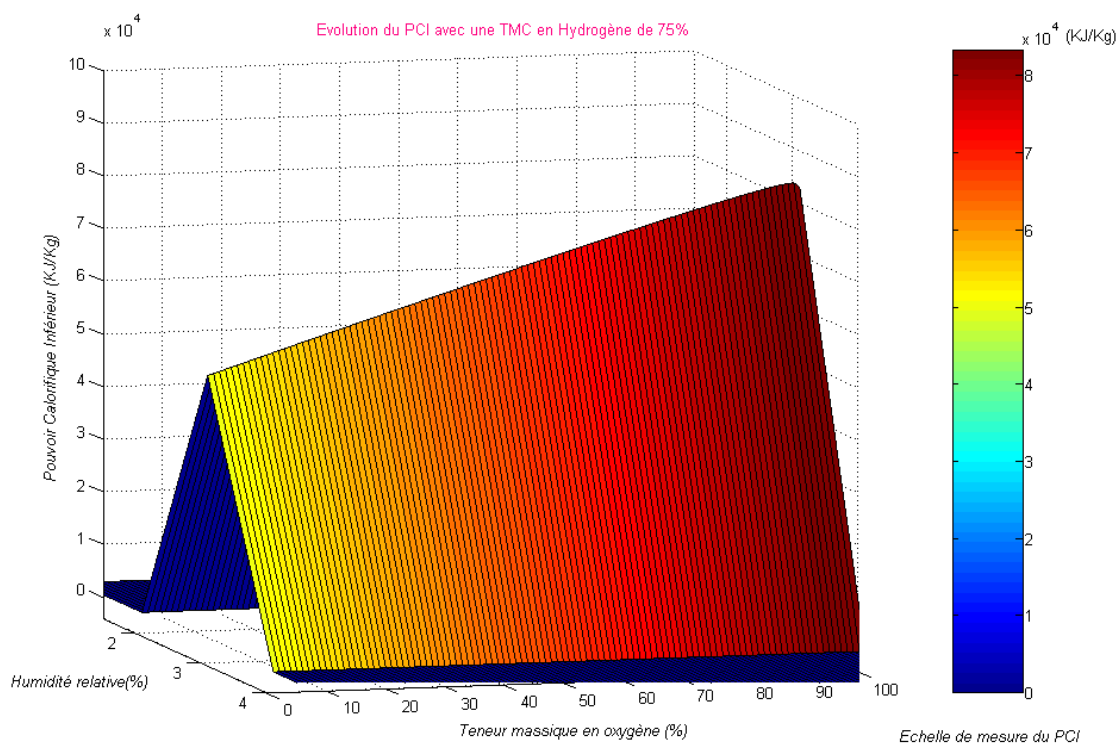


Figure III.36 : Variation du PCI avec une TMC_H de 75%

Les figures III.34,35, 36 suscitent quelques remarques :

Teneur Massique en Hydrogène (%) \ Humidité Relative (%)	Humidité Relative (%)	Min PCI (KJ/Kg)	Max PCI (KJ/Kg)
TMC_H 25%	1,5% – 3,5%	$1,8 \cdot 10^4$	$4,9 \cdot 10^4$
TMC_H 50%	1,5% – 3,5%	$3,3 \cdot 10^4$	$5,5 \cdot 10^4$
TMC_H 75%	1,5% – 3,5%	$4,9 \cdot 10^4$	$8,2 \cdot 10^4$

Tableau III.2 : Influence de la TMC_H sur les valeurs extrêmes du PCI

L'influence de TMC_H a pour effet d'avoir des valeurs de PCI élevées aussi bien à des TMC_O faibles ou élevées.

L'élévation des TMC_H permet d'avoir des Max PCI assez élevés ce qui est intéressant dans une optique d'incinération.

III.B.3.4.7. VO25%

La TMC_O est fixée à 25%

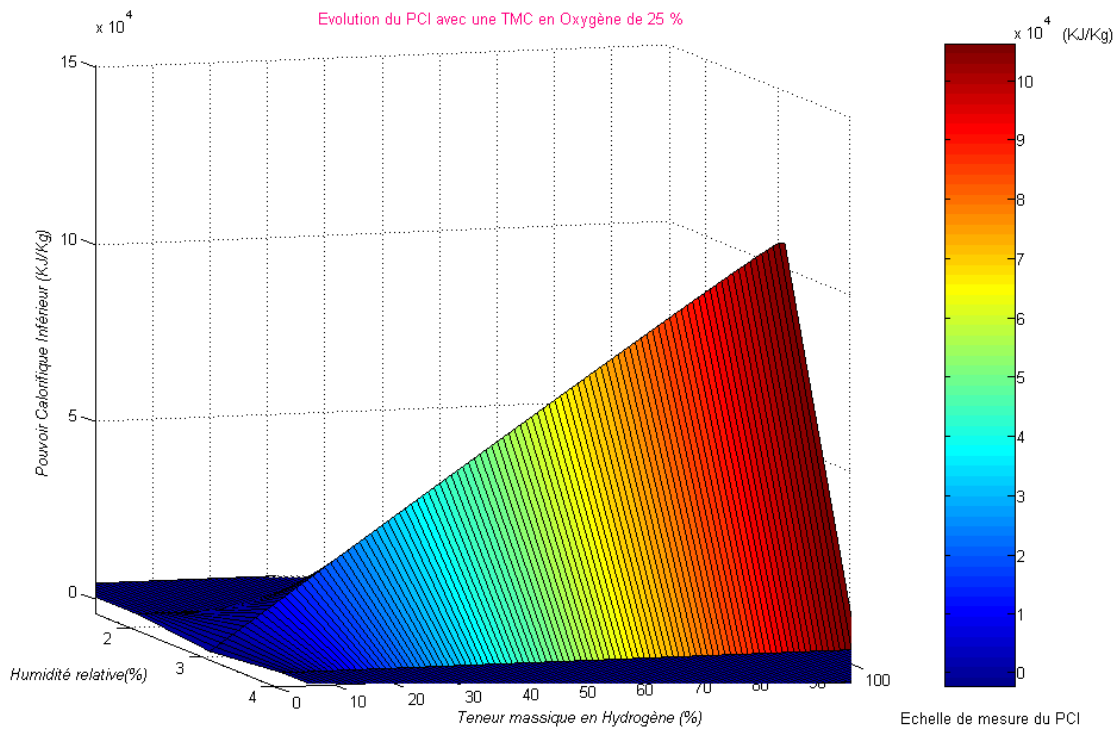


Figure III.37 : Variation du PCI avec une TMC_O de 25 %

III.B.3.4.8.VO50%

La TMC_O est fixée à 50%

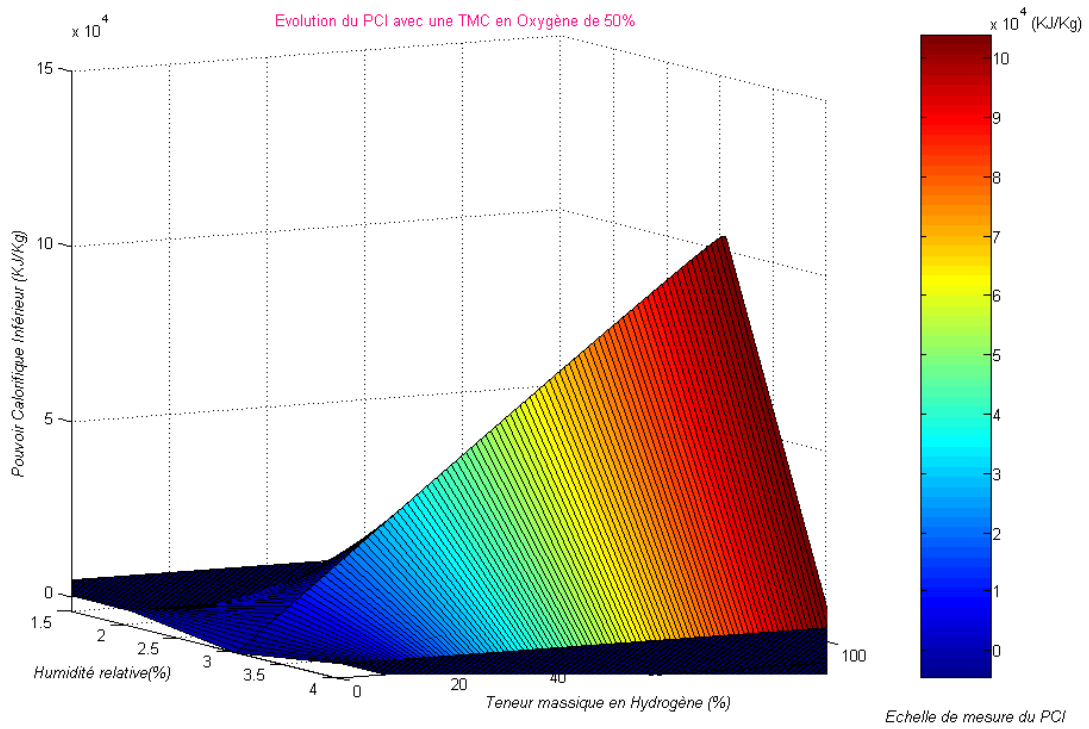


Figure III.38: Variation du PCI en fixant la TMC_O à 50%

III.B.3.4.9. VO75%

La valeur de la TMC_O est fixée à 75%

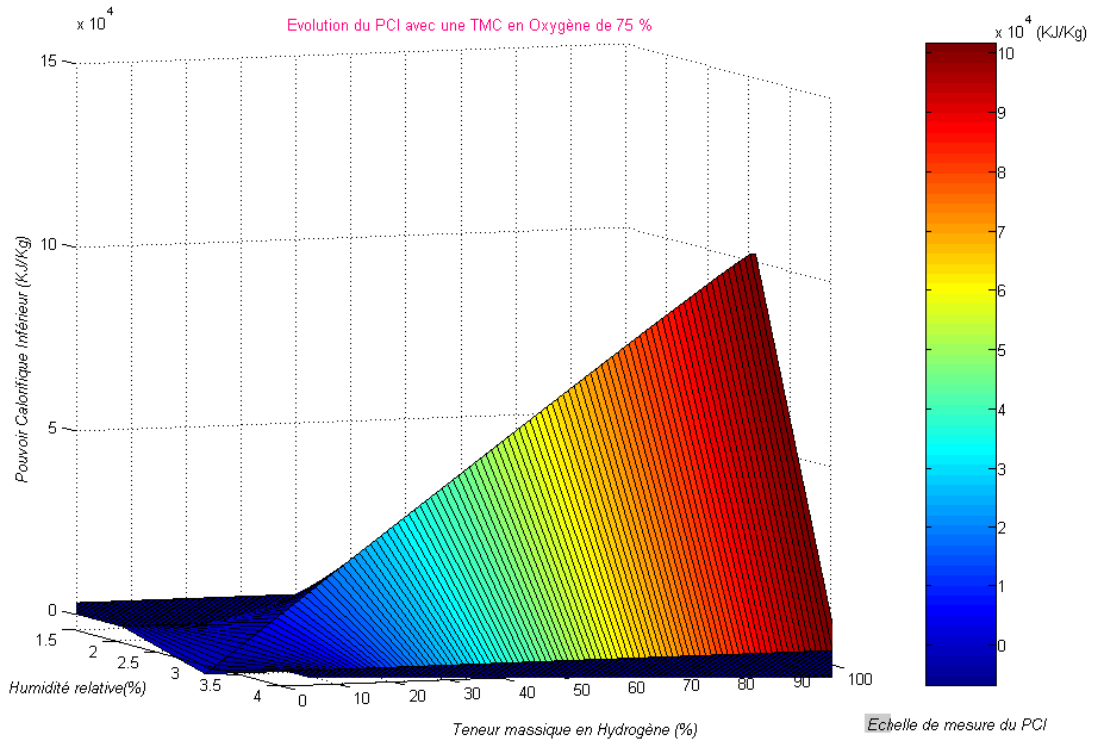


Figure III.39 : Variation du PCI avec un TMC_O fixe de 75%

Les figures III.37, III.38 et III.39 suscitent quelques remarques :

Teneur Massique en Oxygène (%)	Humidité Relative (%)	Min PCI (KJ/Kg)	Max PCI (KJ/Kg)
TMC_O 25%	1,5% – 3,5%	<0	<10.10 ⁴
TMC_O 50%	1,5% – 3,5%	<0	<10.10 ⁴
TMC_O 75%	1,5% – 3,5%	<0	<10.10 ⁴

Tableau III.3 : Influence de la TMC_O sur les valeurs extrêmes du PCI

Quelque soit la teneur en TMC_O, pour une valeur importante de TMC_H nous obtenons des valeurs max de PCI intéressants. Néanmoins la variation de la TMC_O nous donne des valeurs en dessous de zéro lorsque la TMC_H est petite. Cela nous renseigne donc sur la nécessité d’avoir une teneur en hydrogène assez importante.

Les valeurs cohérentes de PCI sont nécessairement associées à une humidité relative faible.

III.B.3.4.10. VS25%

La valeur de TMC_S est fixée à 25%

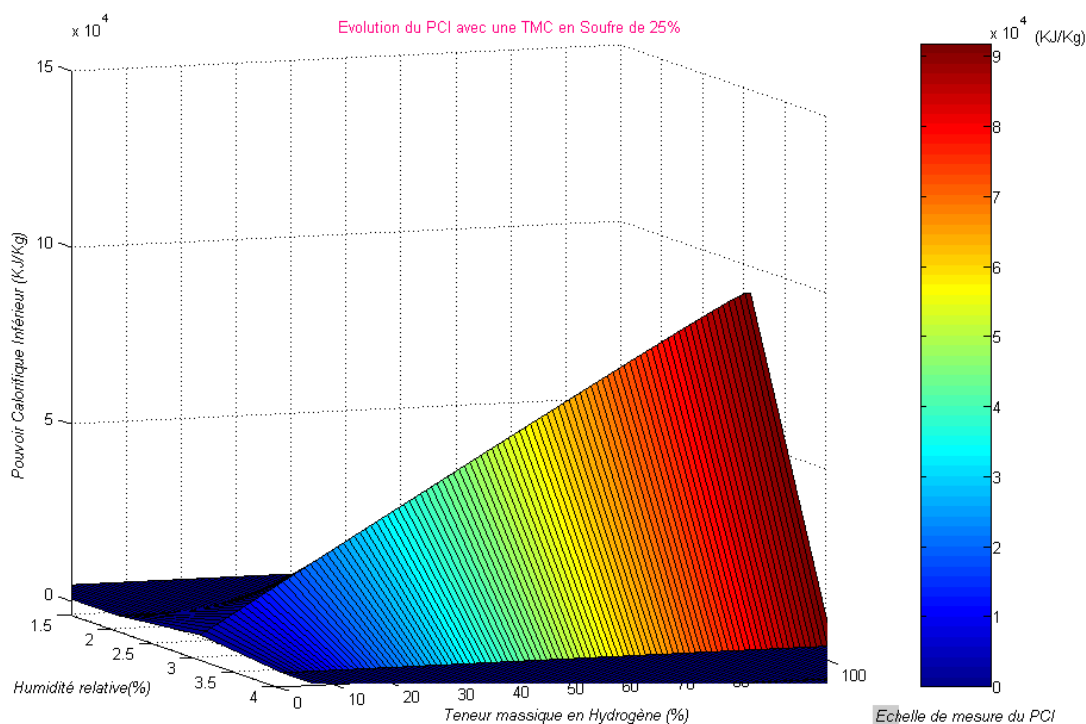


Figure III.40 : Variation du PCI avec une TMC_S de 25%

III.B.3.4.11.VS50%

La valeur de TMC_S est fixée à 50%

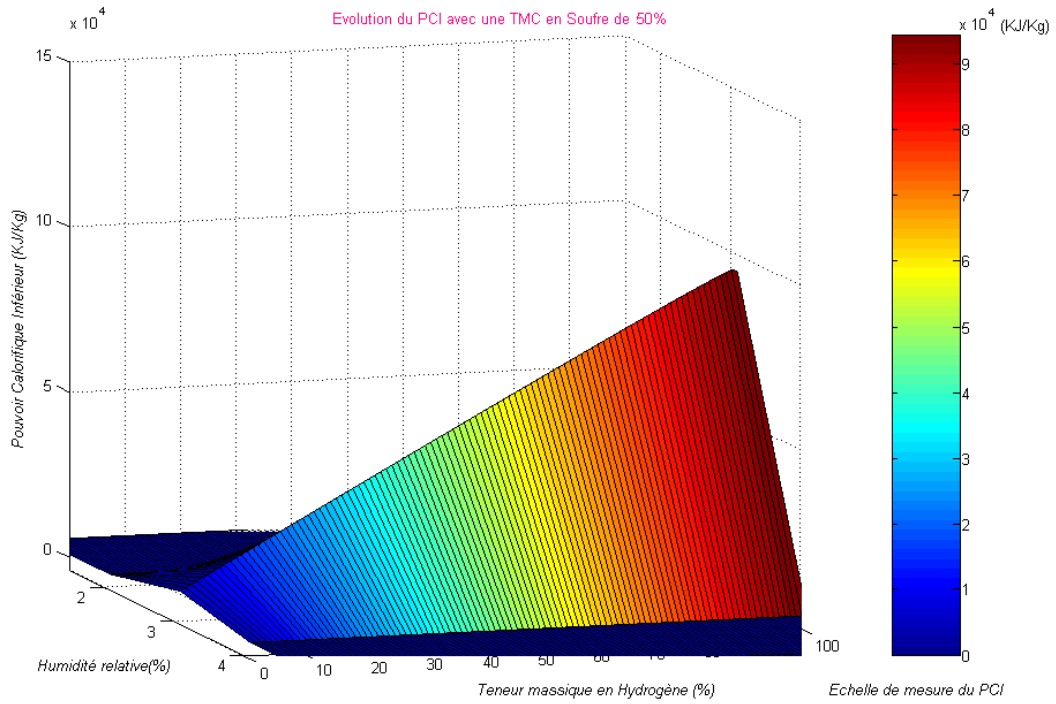


Figure III.41 : Variation du PCI avec une TMC_S de 50%

III.B.3.4.12. : VS75%

La valeur de TMC_S est fixée à 75%

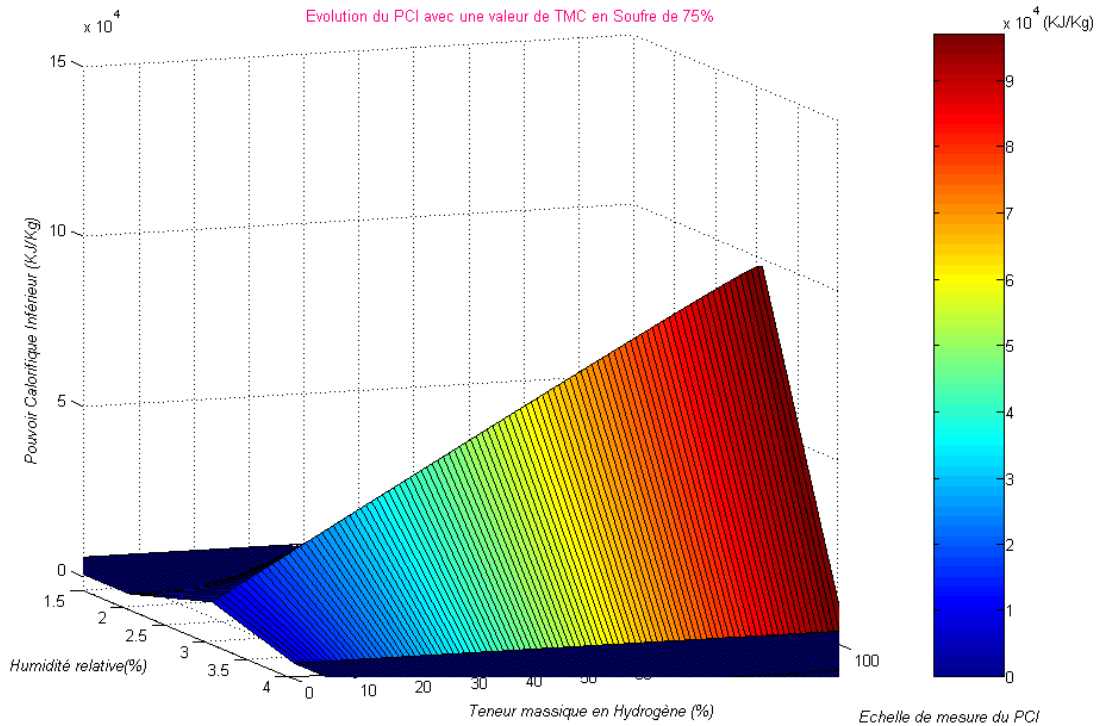


Figure III.42 : Variation du PCI avec une valeur de la TMC_S de 75%

Les figures III.40, III.41, III.42 suscitent quelques remarques :

Teneur Massique en Soufre (%)	Humidité Relative (%)	Min PCI (KJ/Kg)	Max PCI (KJ/Kg)
TMC_S 25%	1,5% – 3,5%	0,5.10 ⁴	<10.10 ⁴
TMC_S 50%	1,5% – 3,5%	0,7.10 ⁴	<10.10 ⁴
TMC_S 75%	1,5% – 3,5%	1.10 ⁴	<10.10 ⁴

Tableau III.4 : Influence de la TMC_S sur les valeurs extrêmes du PCI

L'apport en Soufre a pour conséquence d'augmenter le minimum du PCI et permet d'avoir comme valeurs max PCI des données prometteuses pour l'incinération. L'ensemble de ces données est obtenu en simulant dans une tranche d'HR relativement faible.

L'ensemble de l'étude a permis de mettre en évidence que le soufre n'était pas particulièrement un composé prédominant dans l'amélioration du PCI.

Les composés essentiels sont le Carbone et l'Oxygène : ils permettent d'atteindre des valeurs max de PCI intéressants pour une TMC_H élevée.

III.B.3.5. PCI et PCS de la boue issue de la STEP de Saint – Pierre

Le calcul du Pouvoir Calorifique Inférieur et du Pouvoir Calorifique Supérieur des boues de la station de Saint – Pierre se fait à partir de la détermination de la composition massique centésimale de la boue en Carbone, en Oxygène, en Hydrogène, en Azote et en Soufre.

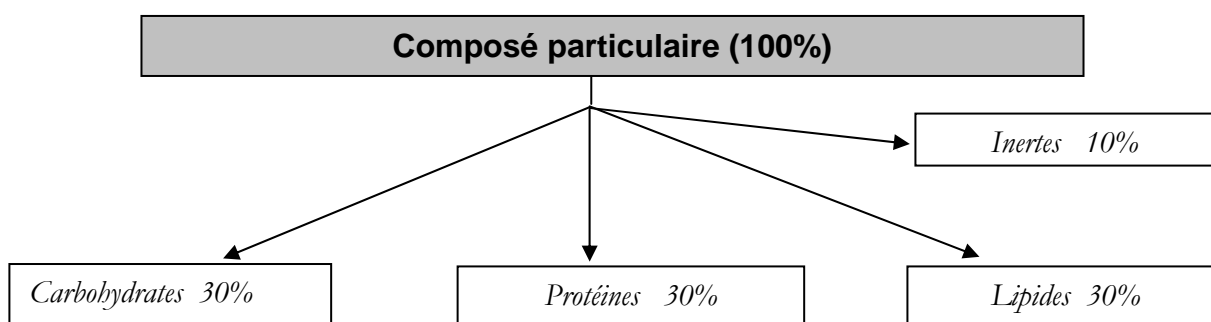


Figure III.43 : Répartition des composés

L'étude nous conduit à déterminer de manière plus approfondie la composition des Carbohydrates, des Protéines, et des Lipides en C, O, H, N et S.

III.B.3.5.1. Composition des Carbohydrates

La masse molaire des Carbohydrates : 180 g / mol.

La proportion des Carbohydrates dans le composé particulaire s'élève à 30%.

Composés	C	H	O	N	S
Teneur Massique Centésimale	12%	1,998%	15,99%	0%	0%

Tableau III.5 : Composition centésimale des Carbohydrates

III.B.3.5.2. Composition des Protéines

La masse molaire des Protéines : 2466 g / mol.

La proportion des Protéines dans le composé particulaire s'élève à 30%.

Composés	C	H	O	N	S
Teneur Massique Centésimale	13,428%	2,007%	8,175%	3,915%	0,777%

Tableau III.6 : Composition centésimale des Protéines

III.B.3.5.3. Les lipides

La masse molaire des lipides est de 440 g / mol.

La proportion des Lipides dans le composé particulaire s'élève à 30%.

Composés	C	H	O	N	S
Teneur Massique Centésimale	16,362%	2,727%	10,908%	0%	0%

Tableau III.7 : Composition centésimale des lipides

III.B.3.5.4. Proportion finale des composés

Composés	C	H	O	N	S
Teneur Massique Centésimale	41,79%	6,732%	35,073%	3,915%	0,777%

Tableau III.8 : Composition centésimale des composés

En incorporant ces Teneurs Massiques Centésimales dans le calcul du Pouvoir Calorifique Supérieur [éq.III.24] nous obtenons le résultat suivant :

$$PCS = 2,5842.10^4 \quad (\text{KJ} / \text{Kg})$$

A partir de ce résultat nous pouvons suivre le Pouvoir Calorifique Inférieur en fonction de l'Hygrométrie en incorporant le résultat précédent dans l'équation III.22 :

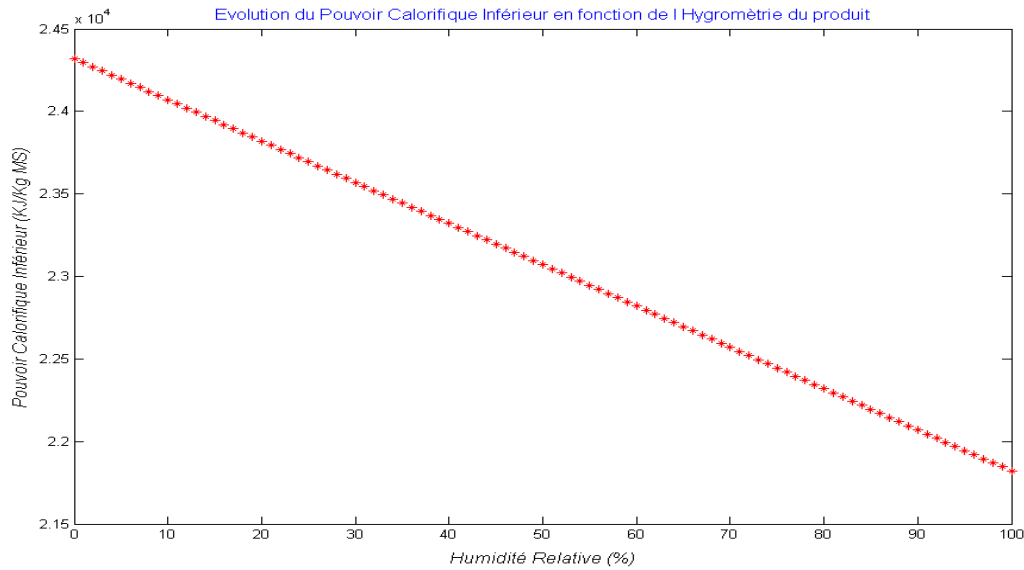


Figure III.44 : Variation du PCI en fonction de l'Hygrométrie du produit

La connaissance des teneurs Massiques Centésimales exactes, caractéristiques de l'échantillon de boue, permet de suivre avec beaucoup plus de précision l'évolution de ce dernier en fonction de l'Hygrométrie du produit [Figure III.44].

Cela nous conforte dans notre idée qu'une humidité relativement faible permet d'obtenir un PCI d'une intensité plus importante.

III.B.4 EVOLUTION DU POUVOIR CALOIFIQUE INFERIEUR EN FONCTION DE LA MATIERE SECHE ET DE LA MATIERE VOLATILE

Du fait des matières organiques qu'elles contiennent, les boues possèdent un PCI important qui dépend :

- du taux de matières volatiles (MV) qui représentent sensiblement la quantité de matières organiques combustibles.
- de la siccité du matériau

III.B.4.1 PCI en fonction de la MV et MS

Ainsi, une formule donnant le PCI peut-être : avec **MV**, la concentration de la matière volatile, **MS**, la concentration de matière sèche, **S** la siccité :

- PCI en **KJ / Kg de boue** :

$$PCI = 20.7 * \frac{MV}{MS} * \frac{S}{100} - 2.2 * \frac{(100 - S)}{100} \quad (III.25)$$

Fraction volatile (FV)

- PCI en **KWh / Kg MS** :

$$PCI = 0.048 * \frac{MV}{MS} + 1.032 \quad (III.26)$$

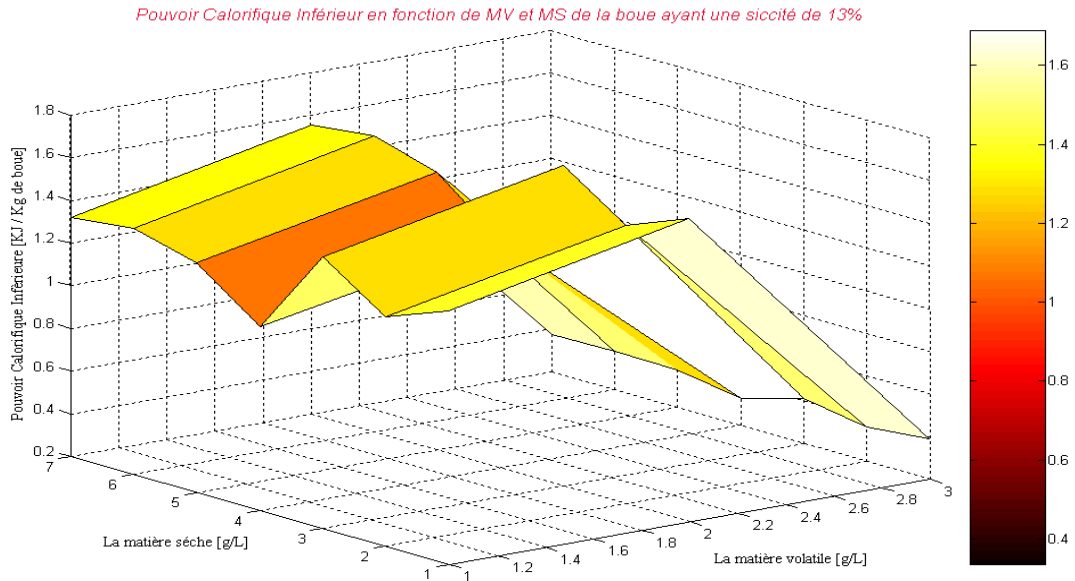


Figure III.45 : Vision Tri - dimensionnelle de l'évolution du PCI en fonction de MV et de MS

Lorsque le rapport de MV sur MS se rapproche de 1 plus le PCI est important. En effet, plus les matières organiques sont présentes en quantité significative plus l'énergie dégagée est importante lors de l'incinération.

II.B.4.2 Influence de la Fraction Volatile sur la valeur du PCI

Analysons l'influence du rapport MV sur MS appelé également **Fraction Volatile (FV)** sur le PCI en fonction de la Siccité.

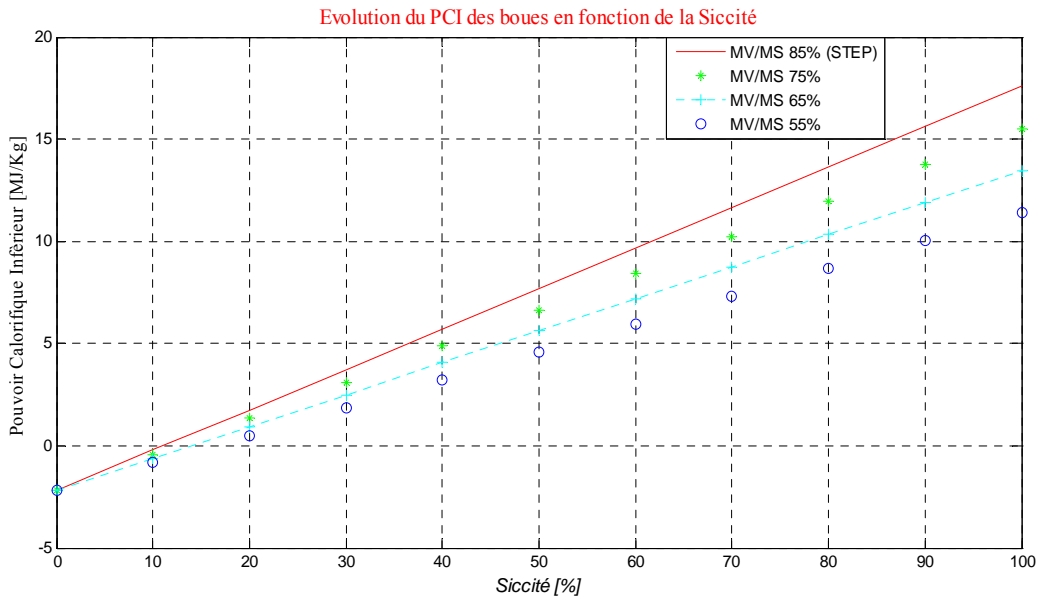


Figure III.46 : Evolution du PCI des boues selon des Fractions Volatiles différents en fonction de la siccité

D'après la **figure III.46** l'influence de la fraction volatile serait telle que plus sa proportion serait grande plus le PCI est important et cela pour des valeurs de siccité importantes.

En effet plus la matière volatile est importante plus la fraction volatile est grande et par conséquent plus la croissance du pouvoir calorifique est prononcée.

Les différentes valeurs des fractions volatiles [**Figure III.46**] caractérisent la nature des boues. Comme par exemple une fraction volatile de 75 % est caractéristique d'une boue biologique de même une fraction volatile de 55% est caractéristique d'une boue digérée.

III.B.4.3 Paramètre d'Auto – combustibilité :

C'est un paramètre important en incinération car il détermine le moment où il n'y a pas besoin de fournir de chaleur extérieure pour entretenir la combustion du produit. L'auto – combustibilité d'un produit dépend de son PCI, de sa texture, de la température des gaz de combustion.

En première approximation, on peut considérer que l'auto – combustibilité est atteinte pour un PCI de 2 KJ/Kg de boue [**Figure III.46**].

Ainsi l'auto – combustibilité peut se produire dès que la siccité est supérieure à 25% pour une fraction volatile de 75% (boue biologique) et lorsque la siccité est supérieure à 35% pour une fraction volatile de 55% (boue digérée).

Quand on chauffe ou que l'on ajoute du FeCl₃, la fraction volatile diminue. La siccité doit donc augmenter pour parvenir à l'auto – combustibilité. On voit donc que si on veut incinérer les boues dans un four spécifique, le séchage n'est pas obligatoire, la déshydratation étant en générale suffisante. Cependant, un appoint en combustible sera souvent nécessaire (problème de la variabilité des boues en entrée qui entraîne des déshydratations plus ou moins poussées).

En cas de co – incinération avec des ordures ménagères, le paramètre important est le PCI de la boue qui doit être proche de celui des ordures ménagères afin de ne pas perturber le comportement du four. En effet si le PCI est inférieur, on ne peut pas mélanger les boues et les ordures ménagères en n'importe quelle proportion car il faut respecter le diagramme de grille qui donne les valeurs possibles de PCI des déchets incinérés en fonction du débit souhaité dans le four. Or si un des fours de l'usine tombe en panne, vu qu'il n'est pas possible de stocker les boues comme on stocke des OM¹, il faut les incinérer rapidement : la proportion de boues à incinérer par rapport aux OM est donc plus grande ; le PCI de l'ensemble va diminuer et le débit incinérable aussi.

Pour atteindre un PCI équivalent à celui des OM (8500 KJ / Kg) la **figure III.46** montre qu'il faut atteindre une siccité de 55%.

Le PCI des boues ayant une siccité comprise entre 15% et 30% [**Figure III.46**] est bien en dessous de celui des OM (8-9 MJ/Kg), mais il est quand même possible d'en incinérer une partie avec les OM sans affecter la capacité thermique du four. L'eau contenue dans la boue peut alors servir de liquide de refroidissement.

Par contre les boues à 60-65% de siccité ont un PCI équivalent aux OM. Cependant, un four d'OM (à grilles) n'est pas conçu pour les boues et, si l'on en introduit trop, l'incinération ne s'effectue pas correctement (mauvais fonctionnement des grilles, fuite de boue entre les grilles).

Le PCI d'une boue à plus de 90% de siccité est supérieur à celui des OM. L'apport calorifique étant élevé, le pourcentage de boue qu'il est possible de co-incinérer est faible.

¹ OM : Ordures Ménagères

SYNTHESE

L'opération unitaire séchage est, par essence, le carrefour de nombreuses disciplines : chimie – physique, physico – chimie, thermodynamique, phénomènes de transport, mécanique, biochimie.

La modélisation du séchoir mixte et de la cinétique de séchage a suscité une approche macroscopique à travers des lois de comportement. Ces derniers s'appuient essentiellement sur le couplage produit – procédé facilement transposable à l'échelle industrielle.

Cette approche dans le cadre d'un séchage sous serre se trouve inappropriée de part l'épaisseur plus importante de la couche de boue qui engendre une stratification et une variation importante des paramètres d'humidité et de température. Le produit est considéré comme hétérogène. Une description très précise des phénomènes fut nécessaire pour traduire la réalité physique. L'opération de retournement couplée au séchoir serre a rendu l'approche phénoménologique légitime. En effet, le modèle mathématique de retournement dépend des grandeurs moyennes de paramètres physiques valides à l'échelle du pore. Une connaissance experte des phénomènes à l'échelle du pore a été nécessaire.

Les résultats présentés sont une bonne illustration de ce que peut engendrer une opération de retournement sur la cinétique de séchage. Il en résulte une vitesse de séchage plus accentuée et l'obtention d'un produit homogène ce qui est en adéquation avec nos préoccupations.

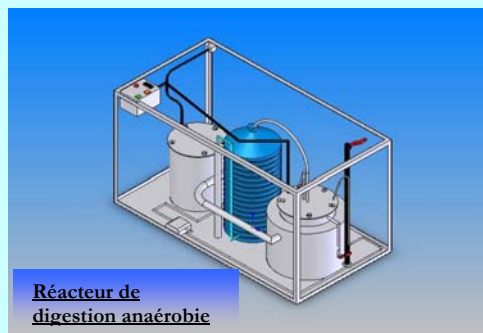
L'ensemble de ces démarches, associées à ces différentes approches a fait l'objet d'un logiciel. Un outil de simulation qui se positionne comme un outil d'aide à la décision et aux diagnostics.

L'étude du caractère énergétique de la boue séchée, selon une siccité supérieure à 55%, nous amène à considérer cette dernière comme un combustible de choix puisque le pouvoir calorifique de la boue séchée est équivalent à celui du bois.

Néanmoins, dans l'optique d'une co – incinération une étude beaucoup plus approfondie doit être menée afin d'évaluer de manière pertinente les caractéristiques physiques, chimiques et énergétiques des différents déchets respectivement en relation avec :

- ✓ la masse volumique ou volume massique, le pourcentage d'humidité, la viscosité, la granulométrie,
- ✓ la répartition centésimale des différents constituants (C, H, O, N, S),
- ✓ le pouvoir calorifique, l'humidité, le pouvoir comburivore, le pouvoir fumigène.

Si nous voulons nous inscrire dans une démarche plus vaste et complète la suite logique de la modélisation est de nous intéresser à l'évaluation de l'incertitude dont seraient entachés les paramètres d'entrée du modèle. Pour certains paramètres, l'usage de la calibration sera nécessaire. A ce titre nous consacrons le chapitre V à l'application des différents outils d'analyse aux modèles environnementaux mis en œuvre.



**ETUDE THEORIQUE DE LA
VALORISATION
ENERGETIQUE DES BOUES LIQUIDES
DES STEPS :**

*Modélisation du processus de Méthanisation
selon une approche Multi -Modèles*

SOMMAIRE

NOMENCLATURE	163
INTRODUCTION	165
<i>IV.A PRESENTATION DU PROCESSUS DE FERMENTATION ANAEROBIE DES BOUES</i>	166
IV.A.1. GENERALITES SUR LA FERMENTATION ANAEROBIE.....	166
IV.A.1.1 Description du processus de digestion anaérobie.....	166
IV.A.1.1.a <i>Phase d'Hydrolyse</i>	167
IV.A.1.1.b <i>Phase Acidogénèse</i>	167
IV.A.1.1.c <i>Phase Acétogénèse</i>	167
IV.A.1.1.d <i>Phase Méthanogénèse</i>	168
IV.A.1.2 Influence de l'Environnement du milieu de culture.....	169
IV.A.1.2.a <i>Temps de séjour – Charges en matière organique</i>	169
IV.A.1.2.b <i>La température</i>	170
IV.A.1.2.c <i>Le pH - Alcalinité</i>	170
IV.A.1.2.d <i>Potentiel redox</i>	170
IV.A.1.2.e <i>L'agitation</i>	171
IV.A.1.2.f <i>Les Acides Gras Volatils</i>	171
IV.A.1.2.g <i>L'oxygène</i>	171
IV.A.1.2.h <i>L'ammoniac</i>	172
IV.A.1.3 Les différentes configurations du réacteur.....	172
IV.A.1.4 Nature des différentes fermentations.....	172
IV.A.1.4.a <i>Fermentations discontinues dite de type batch</i>	172
IV.A.1.4.b <i>Fermentation continue</i>	176
IV.A.1.4.c <i>Fermentation en continu - discontinu de type fed - batch</i>	177
IV.A.2 COMPOSITION DE LA MATIERE ORGANIQUE (MO).....	178
IV.A.3 DEGRADATION DE LA MATIERE ORGANIQUE ET CINETIQUE DE CROISSANCE.....	179
IV.A.3.1. Cinétique d'ordre 1.....	179
IV.A.3.2 Cinétique de Michaelis – Menten.....	181
IV.A.3.3 Modèle de Monod.....	182
IV.A.3.4 choix du modèle pertinent.....	183
<i>IV.B DESCRIPTION DES DIFFERENTES APPROCHES DE MODELISATION DE LA FERMENTATION ANAEROBIE, EN REGIME MESOPHILE ET SELON UN PROCEDE CONTINU</i>	186
IV.B.1 APPROCHE BI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – METHANOGENESE.....	186
IV.B.1.1 Taux spécifiques de croissance de la biomasse.....	187
IV.B.1.2 Bilan massique du système.....	188
IV.B.1.2.a <i>Variation de la biomasse acidogène</i>	188
IV.B.1.2.b <i>Variation des biomasses méthanogène</i>	188
IV.B.1.2.c <i>Variation du substrat complexe de départ</i>	188
IV.B.1.2.d <i>Variation de l'acide acétique</i>	189
IV.B.1.2.e <i>Vitesse de production de méthane</i>	189
IV.B.1.2.f <i>Vitesse de production de gaz carbonique</i>	189
IV.B.1.3 Débits d'écoulement du biogaz et de ses composants.....	192

IV.B.1.4 Calcul du pH et des concentrations respectives des bicarbonates et de l'ammoniac	192
IV.B.1.5 Le code de calcul : SLUDGE RUN.....	193
IV.B.1.5.a <i>Présentation structurelle</i>	194
IV.B.1.5.b <i>Présentation fonctionnelle</i>	197
IV.B.1.5.c <i>Présentation de quelques résultats de simulation</i>	198
IV.B.2 APPROCHE TRI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE	200
IV.B.2.1 Hypothèses simplificatrices :	201
IV.B.2.2 Processus du modèle	201
IV.B.2.3 Formulation mathématique de la cinétique de croissance des bactéries acétogènes	201
IV.B.2.4 Outil de simulation	203
IV.B.3 APPROCHE QUADRI – PHASIQUE: HYDROLYSE – ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE	205
IV.B.3.1 Présentation du processus Quadri - phasique.....	206
IV.B.3.2 Modélisation Mathématique.....	206
IV.B.3.3 Présentation des résultats de simulation.....	207
IV.B.3.3.a <i>Paramètres fonctionnels du modèle</i>	207
IV.B.3.3.b <i>Les cinétiques d'Hydrolyse</i>	209
IV.B.3.3.c <i>Cinétiques de la Biomasse à travers une approche tri – phasique et une approche quadri – phasique</i>	210
IV.B.3.3.d <i>Evolution des paramètres de pollution : DCO_{Particulaire} et DCO_{Soluble}</i>	212
IV.B.3.3.e <i>Evolution du débit du méthane et du Dioxyde de carbone</i>	213
IV.C MODELISATION DYNAMIQUE DE LA DIGESTION ANAEROBIE DES BOUES EN REGIME MESOPHILE SELON UN PROCEDE DISCONTINU SBR.	214
IV.C.1 PRESENTATION DU MODELE.....	214
IV.C.2 LES RESULTATS DE SIMULATION	214
IV.C.2.1 Evolution du pH durant la méthanisation	214
IV.C.2.2 Evolution de la croissance des micro-organismes	215
IV.C.2.3 Evolution des pressions partielles	216
IV.C.2.4 Consommation de l'acide acétique et débit de méthane	217
IV.C.2.5 Etude du comportement du modèle.....	217
IV.C.2.5.a <i>Concentration initiale de la biomasse</i>	217
IV.C.2.5.b <i>Effet d'inhibition de l'ammoniac</i>	218
SYNTHESE	220

NOMENCLATURE CHAPITRE IV

A	: Concentration totale d'acide acétique	[g.l ⁻¹]
A _h	: Concentration en acide acétique non ionisé	[g.l ⁻¹]
A _{inf}	: Concentration en acide acétique de l'influent	[g.l ⁻¹]
CH ₄	: Production de méthane	[g.l ⁻¹]
CO ₂	: Concentration en CO ₂ dissous dans l'effluent	[mol.l ⁻¹]
CO _{2inf}	: Concentration en CO ₂ dissous dans l'influent	[mol.l ⁻¹]
D	: Vitesse de dilution	[jour ⁻¹]
H ⁺	: Concentration en ions hydronium	[mol.l ⁻¹]
HCO ₃ ⁻	: Concentration en bicarbonate de l'effluent	[mol.l ⁻¹]
HCO _{3inf} ⁻	: Concentration en bicarbonate de l'influent	[mol.l ⁻¹]
K _c	: Constante de dissociation de l'acide acétique	[]
k _{cr}	: Constante de croissance des monomères	[j ⁻¹]
K _{CO₂}	: Constante d'ionisation de CO ₂	[]
K _{da}	: Vitesse de décroissance de la biomasse acidogène	[jour ⁻¹]
K _{dac}	: Vitesse de décroissance de la biomasse acétogène	[jour ⁻¹]
K _{dm}	: Vitesse de décroissance de biomasse méthanogène	[jour ⁻¹]
K _{HCO₂}	: Constante de gaz de Henry pour le CO ₂	[mol/mmHg]
K _{HNH₃}	: Constante de gaz pour la loi d'Henry pour l'ammonium	[mol/mmHg]
K _{im}	: Constante d'inhibition d'acide acétique sur la production de méthane	[g.l ⁻¹]
K _{iam}	: Coefficient d'inhibition de l'ammoniac	[g.l ⁻¹]
K _{ixa}	: Constante d'inhibition de la croissance des bactéries acidogènes	[g.l ⁻¹]
K _{ixm}	: Constante d'inhibition de la croissance des bactéries méthanogènes	[g.l ⁻¹]
K _{la}	: Coefficient de transfert de gaz	[j ⁻¹]
k _{hyd}	: Constante d'hydrolyse des polymères	[j ⁻¹]
K _m	: Constante de saturation de production de méthane	[g.l ⁻¹]
K _{NH₄}	: Constante d'ionisation de NH ₄	[]
K _{za}	: Constante de saturation pour la croissance des bactéries acidogènes	[g.l ⁻¹]
K _{zm}	: Constante de saturation pour la croissance des bactéries méthanogènes	[g.l ⁻¹]
M _a	: Masse molaire de l'acide acétique	[g.mol ⁻¹]
M _{CH₄}	: Masse molaire du méthane	[g.mol ⁻¹]
M _{NH₃}	: Masse molaire de NH ₃	[g.mol ⁻¹]
M _{NH₄}	: Masse molaire de l'ammonium	[g.mol ⁻¹]
M _x	: Masse molaire de l'organisme	[g.mol ⁻¹]
NH ₃	: Concentration d'ammoniac non ionisé	[mol.l ⁻¹]
NH ₄ ⁺	: Concentration en ammonium de l'effluent	[g.l ⁻¹]
NH _{4inf} ⁺	: Concentration en ammonium de l'influent	[g.l ⁻¹]
P _{CO₂}	: Pression partielle de CO ₂ en phase gazeuse	[mmHg]
P _{NH₃}	: Pression partielle de l'ammoniac dans la phase gazeuse	[mmHg]
Q	: Débit volumique total de l'écoulement du gaz	[l.j ⁻¹]
Q _{CH₄}	: Débit volumique de méthane	[l.j ⁻¹]
Q _{CO₂}	: Débit volumique de dioxyde de carbone	[l.j ⁻¹]

Q_{NH_3}	: Débit volumique d'ammoniac	[l.j ⁻¹]
R_{AC}	: Vitesse de production de CO ₂ à partir de HCO ₃ ⁻	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
R_{AF}	: Vitesse de formation de CO ₂ par la formation d'acide	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
R_M	: Vitesse de formation de CO ₂ lors de la formation du méthane	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
R_{NH_4}	: Vitesse de consommation de CO ₂ lors de la formation de HCO ₃ ⁻	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
R_T	: Vitesse de transfert du CO ₂ à la phase gazeuse	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
R_z	: Vitesse de consommation de CO ₂ lors de la formation de HCO ₃ ⁻	[mol.l ⁻¹ .j ⁻¹]
S	: Concentration en glucose équivalent du substrat	[g.l ⁻¹]
S_p	: Concentration en Monomères avec p= aa, Su, fa	[g.l ⁻¹]
S_{inf}	: Concentration en glucose équivalent d'influent du substrat	[g.l ⁻¹]
S_v	: Volume standard	[l.mol ⁻¹]
T_p	: Pression totale de CO ₂ , de CH ₄ et de NH ₃	[mmHg]
V_{gsv}	: Volume de gaz dans le réacteur (digesteur)	[l]
$V_{m\ max}$: Vitesse maximum de production de méthane (en g) par gramme de bactéries méthanogènes par jour	[g.g ⁻¹ .j ⁻¹]
V_{rec}	: Volume du réacteur (digesteur)	[l]
X	: Concentration du substrat ou de la biomasse selon les indices	[g.l ⁻¹]
Y_a	: Coefficient de rendement pour les bactéries acidogènes	[g.g ⁻¹]
Y_{cat}	: Coefficient de rendement des cations autres que NH ₄ ⁺ et H ⁺	[mol.l ⁻¹]
Y_{CH_4}	: Coefficient de rendement pour les bactéries méthanogènes	[mol.mol ⁻¹]
Y_{CO_2a}	: Coefficient de rendement de la biomasse acidogène	[g.g ⁻¹]
Y_{CO_2m}	: Coefficient de rendement des bactéries méthanogènes	[g.g ⁻¹]
Y_{NH_4}	: Coefficient de rendement de l'ammonium à partir du déchet brut e	[g.g ⁻¹]
Y_{so}	: Coefficient de rendement pour les matières organiques solubles	[g.g ⁻¹]
Y_m	: Coefficient de rendement pour les bactéries méthanogènes	[g.g ⁻¹]
Y_{va}	: Coefficient de rendement de l'acide acétique	[g.g ⁻¹]
Z	: Concentration des cations autres que NH ₄ ⁺ et H ⁺	[mol.l ⁻¹]
Z_{inf}	: Concentration en cations dans l'influent autres que NH ₄ ⁺ et H ⁺	[mol.l ⁻¹]

Lettres grecques

μ_a	: Vitesse spécifique de croissance de la biomasse acidogène	[jour ⁻¹]
$\mu_{a\ max}$: Vitesse spécifique maximum de croissance de biomasse acidogène	[jour ⁻¹]
μ_{ac}	: Vitesse spécifique de croissance de la biomasse acétogène	[jour ⁻¹]
$\mu_{ac\ max}$: Vitesse spécifique maximum de croissance de la biomasse acétogène	[jour ⁻¹]
μ_m	: Vitesse spécifique de croissance de biomasse méthanogène	[jour ⁻¹]
$\mu_{m\ max}$: Vitesse spécifique maximum de croissance de la biomasse méthanogène	[jour ⁻¹]

Les indices du substrat :

<i>aa</i> : Acides Aminés	<i>hyd</i> : hydrolyse
<i>ch</i> : Carbohydrates	<i>Li</i> : Lipides
<i>cr</i> : croissance	<i>Pr</i> : Protéines
<i>fa</i> : Acides Gras	<i>Su</i> : Monosaccharides

Les indices de la biomasse :

<i>a</i> : Acidogène
<i>ac</i> : Acétogène
<i>h</i> : Hydrolytique
<i>m</i> : Méthanogène

INTRODUCTION

La fermentation anaérobie appelée couramment Méthanisation est un processus de conversion bioénergétique. Cette dernière se positionne idéalement dans la problématique de la gestion des boues liquides.

Le procédé du traitement en anaérobie des eaux usées présente des avantages intéressants par rapport au procédé aérobie classique. En effet, il possède une forte capacité :

- ✓ à traiter des substrats difficilement dégradables,
- ✓ à réduire le volume de boue,
- ✓ à produire de l'énergie de substitution par le biais de la combustion du méthane produit.

Pourtant, en dépit de ces avantages, la mise en œuvre du traitement en anaérobie demeure encore très rare à l'échelle industrielle du fait de sa stabilité fragile liée aux conditions opératoires du processus (température, pH du milieu...) [Fripiat, 84].

Néanmoins, cet inconvénient peut être surmonté en mettant en œuvre un code numérique de suivi et de contrôle du processus, ce qui permet d'améliorer la stabilité de l'opération de traitement des eaux usées [Perrier & Dochain, 93] [Steyer, 99].

Par conséquent, il est nécessaire de disposer d'un modèle dynamique fiable du procédé dans le but de développer des algorithmes de contrôle et de suivi du procédé.

La modélisation du processus a fait l'objet de travaux de recherche durant ces quatre dernières décennies [Andrews, 1968] [Graef & Andrews, 1974]. Les connaissances de l'époque permettaient une description en deux phases à savoir l'acidogénèse et la méthanogénèse [Hill and Bart, 1977] approfondie par Moletta [Moletta, 1986]. Ces travaux complétés par Kiely [Kiely, 1997] et Bernard [Bernard, 2001] ont permis la prise en compte des effets inhibiteurs tels que la concentration en ammoniac sur le processus.

Cependant, certaines phases telles que la phase de démarrage dite phase de latence et celle qui précède la phase de méthanogénèse : l'acétogénèse, n'ont pas été approchées de manière claires.

A ce titre, notre démarche consiste à décrire et à modéliser le processus à travers une **approche multi – modèles** associée à une description graduelle des différentes phases du processus.

Cette étude aboutit à la mise en œuvre d'un **outil de simulation multi –modèles** dans l'optique de développer un outil de contrôle.

IV.A PRESENTATION DU PROCESSUS DE FERMENTATION ANAEROBIES DES BOUES

IV.A.1. GENERALITES SUR LA FERMENTATION ANAEROBIE

Ce terme de fermentation est souvent objet de confusion, certains voient un bouillonnement mystérieux, d'autre une putréfaction. A l'origine, pour Pasteur, il s'agissait essentiellement d'une activité microbienne en absence d'air avec dégagement gazeux ; actuellement on l'emploie indistinctement pour des cultures microbiennes en présence ou en absence d'oxygène, c'est-à-dire en aérobie ou en anaérobie.

D'un point de vue technologique, la fermentation se définit comme l'ensemble des opérations qui permettent de cultiver des microorganismes et de contrôler leurs activités biosynthétiques : synthèse de biomasse, d'enzymes ou de molécules diverses.

Une double définition peut être donnée.

- D'une part la fermentation recouvre l'ensemble des processus de transformation conduisant d'un substrat organique à un métabolite particulier avec libération d'énergie [Demeyer & al, 82]. La méthanisation, ou fermentation méthanique, est donc un processus naturel de fermentation anaérobie au cours duquel une bioconversion de la matière organique ou volatile (MO ou MV), réalisée par un écosystème constitué de nombreuses bactéries anaérobies, se déroule à l'intérieur d'un réacteur.
- D'autre part, la fermentation d'un point de vue technologique se définit comme l'ensemble des opérations permettant de cultiver des microorganismes et de contrôler leurs activités biosynthétiques : production de biomasse microbienne, d'enzymes ou d'autres molécules organiques.

La fermentation méthanique permet d'atteindre deux objectifs :

- Du biogaz, un gaz combustible composé principalement de méthane CH_4 constituant majeur du gaz naturel (50% à 90%), de gaz carbonique CO_2 (10% à 40%), de vapeur d'eau et d'autres gaz à l'état de traces, en particulier l'hydrogène sulfuré H_2S , azote, oxygène...
- Un résidu stabilisé et désodorisé qui peut être valorisé sous forme solide ou liquide.

IV.A.1.1 Description du processus de digestion anaérobie

La dégradation anaérobie de la matière organique met en jeu différents groupes de microorganismes anaérobies qui accomplissent la fermentation méthanique. En fonction des transformations effectuées par ces différents micro-organismes, on peut considérer quatre phases Figure IV.1:

IV.A.1.1.a Phase d'Hydrolyse

Les matières organiques sont constituées de longues chaînes de molécules qui se répètent appelées. La phase d'hydrolyse permet donc de casser les polymères en monomères à travers deux phénomènes physico-chimique et biochimique à savoir respectivement:

- une *solubilisation* au sens classique du terme (cassure des liaisons à faibles énergies (énergie de liaison de 4 kJ/mol) : liaisons hydrogène & liaisons par interactions électrostatiques dipolaires de type de Van der Waals.

- une *hydrolyse enzymatique* (cassure des liaisons à fortes énergies (430 kJ/mol) : certains microorganismes libèrent dans le milieu des enzymes (protéases, lipases, cellulases...) capables d'hydrolyser les macromolécules ou polymères (protéines, lipides, glucides, polysaccharides) en monomères. En effet, les lipides sont ainsi transformés en acide gras, glycérol ou autres alcools, les glucides en monosaccharides, les protéines donnant de leur côté des acides aminés. Cette hydrolyse permet de rendre assimilable la matière organique par le métabolisme microbien.

IV.A.1.1.b Phase Acidogénèse

Les monomères issus de l'hydrolyse sont transformés en alcools (méthanol, éthanol) mais surtout des acides organiques (formique, acétique, propionique, butyrique, valérique, lactique), du gaz carbonique et de l'hydrogène.

L'acidogénèse est réalisée par divers organismes anaérobies stricts ou facultatifs appelés bactéries acidogènes. Ces derniers ont un taux de croissance généralement élevé et s'adaptent rapidement à une augmentation brutale de la charge organique.

IV.A.1.1.c Phase Acétogénèse

Durant cette phase, les bactéries acétogènes transforment les divers composés de la phase précédente en précurseurs directs du méthane :

- ✓ l'ion acétate CH_3COO^-
- ✓ le dioxyde de carbone et l'hydrogène

Ces bactéries se développent dans les milieux riches en CO_2 ce qui est très souvent le cas dans les habitats anaérobies. Elles sont la plupart autotrophes et peuvent se développer sur le CO_2 et l' H_2 . L'acétate est le principal produit de la fermentation. Les formes « homo acétogènes » ne produisent essentiellement que de l'acétate. Les « hétéro acétogènes » forment du butyrate et d'autres composés en plus de l'acétate. Les acétogènes ne produisent pas de méthane où n'en produisent que des quantités insignifiantes.

Ces bactéries sont rarement seules dans le milieu. Elles peuvent cohabiter avec d'autres espèces consommatrices ou productrices de CO_2 et d' H_2 .

L' H_2 , inévitablement produit par les bactéries acétogènes (appelées OHPA :Obligate Hydrogen Producing Acetogenic Bacteria), est systématiquement transféré vers des bactéries utilisatrices de H_2 , ce processus de transfert évitant toute inhibition de l'acétogénèse par accumulation de H_2 dans le milieu.

Ces associations obligatoires entre une bactérie acétogène et une bactérie méthanogène utilisatrice de H_2 sont appelées associations syntrophiques.

IV.A.1.1.d Phase Méthanogénèse

Il s'agit de la phase ultime, réalisée par des bactéries anaérobies à croissance lente, au cours de laquelle le méthane est synthétisé. Les bactéries méthanogènes sont des microorganismes anaérobies stricts, souvent extrêmement sensibles à l'action de l'oxygène et qui se développent dans des milieux réducteurs. Elles vivent en association avec d'autres bactéries anaérobies qui leur fournissent en continu les éléments H_2 , CO_2 et acide acétique. Leur taux de croissance optimum pour un pH compris entre 7 et 7.6 reste relativement faible. La formation de méthane s'accompagne d'une consommation de H_2 , ce qui permet d'éviter l'inhibition de la réaction d'acétogénèse par une concentration trop importante d' H_2 .

Ces bactéries n'utilisent que des composés extrêmement simples : méthanol, formate, acétate, méthylamine ; assez souvent, elles ont besoin de facteurs de croissance. Certaines d'entre elles se contentent de gaz carbonique et d'hydrogène, elles peuvent être considérées comme de véritables autotrophes.

Il ressort que la conversion du métabolite en méthane et gaz carbonique s'accompagne d'une chute de 10% du potentiel énergétique. Ainsi, plus de 90% de l'énergie, disponible par oxydation directe des sucres, se trouvent stockés dans le méthane apparus. En conséquence, la production de biomasse microbienne est très limitée, l'essentiel de l'énergie mise en jeu servant à la production du métabolite terminal, le méthane.

Ces réactions sont lentes et peu exothermiques. Elles génèrent néanmoins 70% du méthane produit issus de la transformation des divers composés [Tableau IV.1].

Nature	Conversion en gaz %	Richesse du gaz en CH_4 %	Gaz total produit m^3/kg
<i>Hydrates de carbone</i>	100	50	0,83
<i>Acides Gras</i>	80 - 90	62 - 72	1
<i>Graisses (triglycérides)</i>	65 - 85	62 - 72	1
<i>Protéines</i>	31 - 52	73	0,5 – 0,6
<i>Lignine et fibres (cellulose)</i>	0 - 40	45 - 50	0,65
<i>Carbone organique (théorique)</i>	100	65 - 75	1,868

Tableau IV.1 : Digestion anaérobie. Teneur en méthane de quelques substances par voie anaérobie [POPEL F., 1967 & DIETRICH R., 1968]

La phase méthanogénèse complète donc les réactions précédentes et les favorise : les quatre phases décrites sont indissociables, formant un tout dynamique appelé fermentation anaérobie illustrée à la **figure IV.1**.

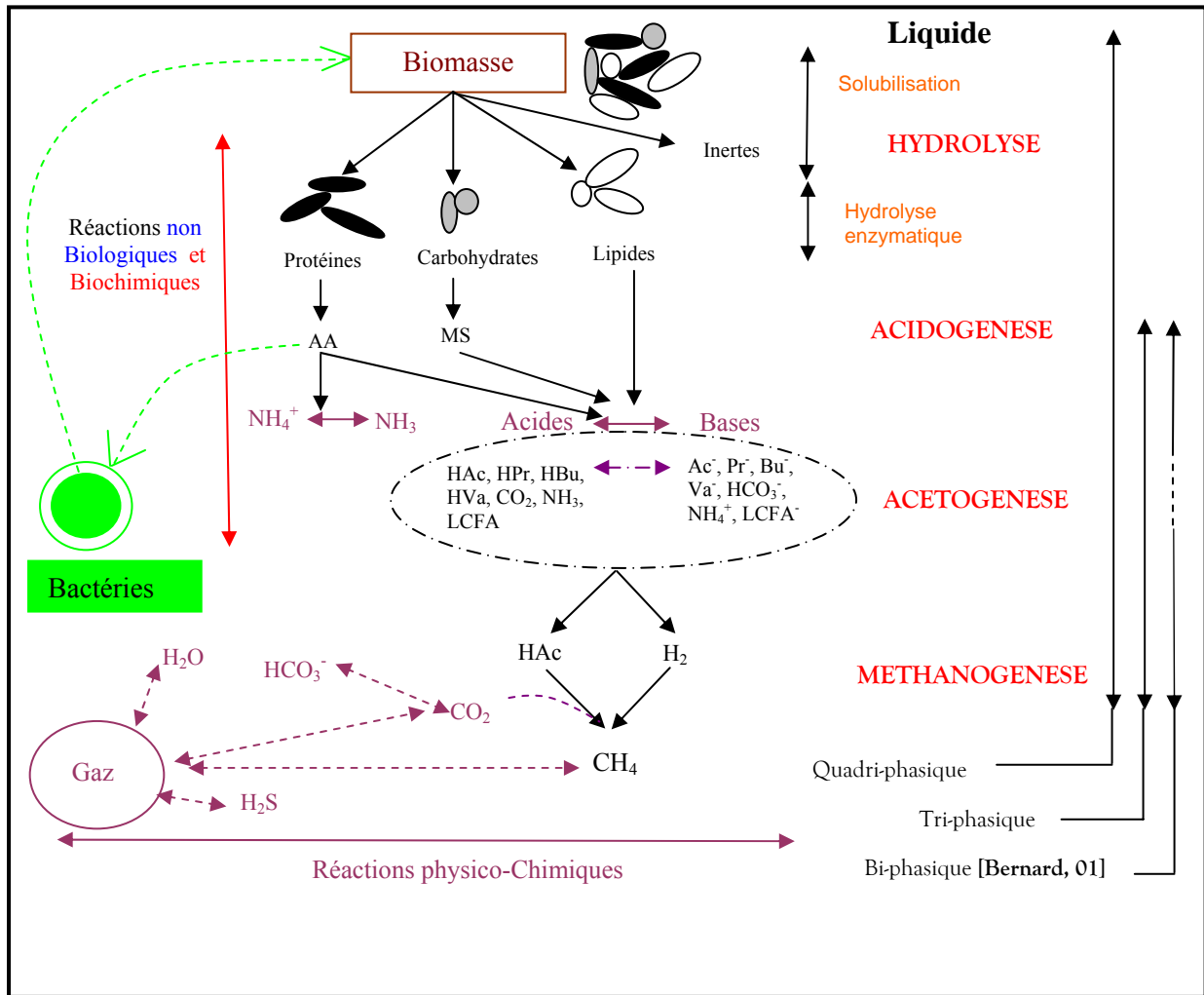


Figure IV.1 : Schéma réactionnel de la fermentation anaérobie

IV.A.1.2 Influence de l'Environnement du milieu de culture

Il existe un réacteur méthanique particulièrement efficace, c'est le rumen ; à ce jour, il n'a pas été possible d'obtenir de rendements comparables *in vitro*. L'environnement physico-chimique et biologique des bactéries est essentiel à l'expression optimale de leurs potentialités et par conséquent à la bonne productivité du biogaz.

IV.A.1.2.a Temps de séjour – Charges en matière organique

Le temps de séjour des déchets dans le digesteur dépend tout d'abord du procédé retenu : discontinu ou continu. Pour certains déchets (fumiers ou fumiers pailleux), la fermentation méthanique est très souvent conduite en discontinu. La durée de cycle à 35°C est de cinq à six semaines, laps de temps permettant de récupérer 80% du méthane potentiel. Ce cycle peut-être raccourci en pratiquant une pré - fermentation aérobie, en inoculant ou en travaillant en zone thermophile.

IV.A.1.2.b La température

Les micro-organismes ne peuvent réguler leur température ; celle-ci est donc identique à la température du milieu dans lequel ils se développent et leur métabolisme peut en être affecté. Il existe pour chaque micro-organisme une température optimale de croissance.

En fonction de leur température optimale et des plages de températures à l'intérieur desquelles ils peuvent se multiplier, les micro-organismes peuvent être classés ainsi [PFEFFER J.T, 1979]:

- Les *psychrophiles*, dont la température optimale de croissance est inférieure à 30°C.
- Les *mésophiles* (les plus nombreux), dont la température optimale est comprise entre 35 et 40°C.
- Les *thermophiles* (peu nombreux) dont la température optimale se situe au delà de 45°C, le plus généralement vers 50-60°C.

Tout le monde s'accorde pour dire que **la stabilité de la température** est essentielle pour un bon déroulement de la fermentation méthanique, or les marges de fluctuations tolérables sont plus étroites en zone thermophile qu'en zone mésophile [LOLL U., 1978]

IV.A.1.2.c Le pH - Alcalinité

En fermentation méthanique, on observe régulièrement deux phases successives : la première est une diminution du pH jusque vers 6,5, la seconde se caractérise par une remontée du pH et sa stabilisation aux environs de 7 – 7,8 tandis que le méthane commence à se dégager.

Si pour une raison indéterminée, en marche stabilisée, le pH tombe au – dessous de 6.6, une inhibition significative de la méthanogénèse intervient, très souvent due à une accumulation d'acides organiques. Comme les bactéries fermentaires ne sont pas sensibles à une aussi faible chute de pH, elles continuent à produire des acides, ce qui abaisse le pH jusqu'à 4,5 et accélère les processus d'inhibition de la méthanogénèse. A l'opposé, si le pH devient trop alcalin, une formation d'hydrogène et d'hydrogène sulfuré est induite, de l'ammoniac peut se dégager.

L'équilibre du pH dépend, en particulier, de la concentration en ions bicarbonates, eux-mêmes en équilibre avec le gaz carbonique dissous. Des concentrations de 2,5 à 5 g/L de bicarbonate assurent un bon effet tampon. Si par accident, la méthanogénèse est inhibée, l'accumulation d'acides gras volatils va entraîner une diminution des bicarbonates dissous et une libération du gaz carbonique. Mais en fait, bien avant que la variation du pH soit sensible, on peut observer la chute de « l'alcalinité due aux bicarbonates ». Aussi, certains auteurs [MORFAUX, 1980] préconisent – ils de mesurer ce paramètre afin de contrôler la marche des digesteurs et éviter notamment les surcharges. Le seuil d'alarme semble se situer aux environs de 1,5 g/L. En deçà, on observe une chute de pH et une inhibition de la méthanogénèse.

IV.A.1.2.d Potentiel redox

En culture pure, les bactéries méthanogènes exigent de bas potentiels redox : à partir de – 300 - 330 mV [WOLFE, 1979]. Au sein d'un digesteur en pleine activité, on mesure parfois des

potentiels redox nettement plus élevés, - 50 mV voir 0 mV, on explique le maintien de cette activité à un tel E_0' par l'hétérogénéité du milieu de fermentation. On a, en fait, une phase liquide dont on mesure le potentiel redox et des agrégats, au sein desquels doivent régner des conditions d'anaérobiose beaucoup plus strictes.

Si, comme l'ont montré différentes expériences, la méthanogénèse est l'une des deux étapes limitantes avec l'hydrolyse, il importe donc de favoriser la multiplication et l'activité de ce groupe bactérien en lui assurant un potentiel redox favorable en tout point du réacteur. Pour ce faire, on limite au minimum l'apport de substances oxydantes tels les nitrates, les nitrites et évidemment l'oxygène.

D'un point de vue pratique, on doit veiller à l'étanchéité. Pour obtenir de bas potentiels redox, on se contente très souvent de prévenir toute entrée d'oxygène dans les digesteurs, d'une en maintenant une légère surpression interne, et d'autre part en plaçant en amont du digesteur un réacteur de désoxygénation des substrats.

IV.A.1.2.e L'agitation

L'agitation favorise les transferts thermiques, ioniques et métaboliques. Elle facilite en particulier la dégazéification des boues en accélérant la coalescence des bulles produites à la surface du floc (agrégats de matière organique et de micro – organismes). Si une bonne homogénéisation est aisée au niveau pilote, elle est par contre plus difficile et onéreuse au niveau fermenteur.

IV.A.1.2.f Les Acides Gras Volatils

Les fortes concentrations en Acides Gras Volatils (AGV) sont souvent associées aux effets de toxicité et d'inhibition. Une accumulation des acides gras volatils [Tableau IV.2] lors de la digestion anaérobie diminue le pH du milieu de culture. Cependant plusieurs expériences ont montré le caractère toxique des AGV. En effet selon le pH, une concentration de l'ordre du gramme par litre en acide propionique peut être tolérée avec une incidence minimale sur degré de toxicité du milieu. Cependant à des valeurs de pH faible l'acide propionique est beaucoup plus présente sous sa forme acide HPr qui est beaucoup plus toxique que l'ion propionate Pr-. A titre indicatif, en fonctionnement optimal (forte alimentation), la concentration en acide propionique est inférieure à 100 mg/L.

<i>Acide</i>	<i>Stoechiométrie</i>
Formique	HCOOH
Acétique	CH ₃ COOH
Propionique	CH ₃ CH ₂ COOH
Butyrique	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH
Valérique	CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ COOH
Hexanoïque	CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ COOH
Heptanoïque	CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ COOH
Octanoïque	CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ CH ₂ COOH

Tableau IV.2: Acides Gras Volatils présents dans le processus de digestion anaérobie

IV.A.1.2.g L'oxygène

Les processus en anaérobie stricts sont très sensibles à la présence de l'Oxygène. L'Oxygène peut causer des dissociations irréversibles de certains enzymes mais également peut augmenter le potentiel standard redox (E_h). La production optimale de méthane se déroule avec un potentiel redox compris entre $- 520$ et $- 530$ mV avec une valeur limite aux environs de $- 350$ mV. Par conséquent, un environnement réduit (absence d'oxygène) doit être maintenu afin d'assurer des conditions optimales aux bactéries anaérobies [PFEFFER, 1979].

IV.A.1.2.h L'ammoniac

L'ammoniac est libéré par la fermentation des acides aminés et des protéines et la cassure de la méthylamine et autres composés azotés [ANDERSON AND YANG, 1992]. Bien que l'ammoniac agît comme un effet tampon par rapport à l'acidité produite par la digestion anaérobie, ce dernier n'est bénéfique qu'à de faibles concentrations. A hautes concentrations, cela peut provoquer l'inhibition du processus. Selon le pH du réacteur anaérobie, l'ammoniac peut être présent sous forme d'ion ammonium (NH_4^+) ou sous forme de gaz en solution (NH_3).

A des valeurs de pH avoisinants la neutralité, l'ammoniac est présent sous forme d'azote ammoniacal NH_4 qui est moins toxique que l'ammoniac dissout. La concentration maximale d'ammoniac dissout à ne pas excéder pour ne pas inhiber le processus, évaluée par Kasapgil en 1994, est de 150 mg/L.

IV.A.1.3 Les différentes configurations du réacteur

Le traitement anaérobie des eaux résiduaires est une pratique technologique de plus de 100 ans. Cette dernière a évolué d'un système composé d'un simple réacteur non contrôlé à celui de réacteur complètement contrôlé utilisé pour les effluents industriels complexes. Dans les systèmes anaérobies la population microbienne a un taux de croissance plus lent que dans les réacteurs aérobies. Cela demande un temps de rétention plus long mais permet d'atteindre un état d'équilibre stable entre les différents membres de la communauté microbienne. Le détail des différentes configurations est illustré en **ANNEXE IV**.

IV.A.1.4 Nature des différentes fermentations

IV.A.1.4.a Fermentations discontinues dite de type batch

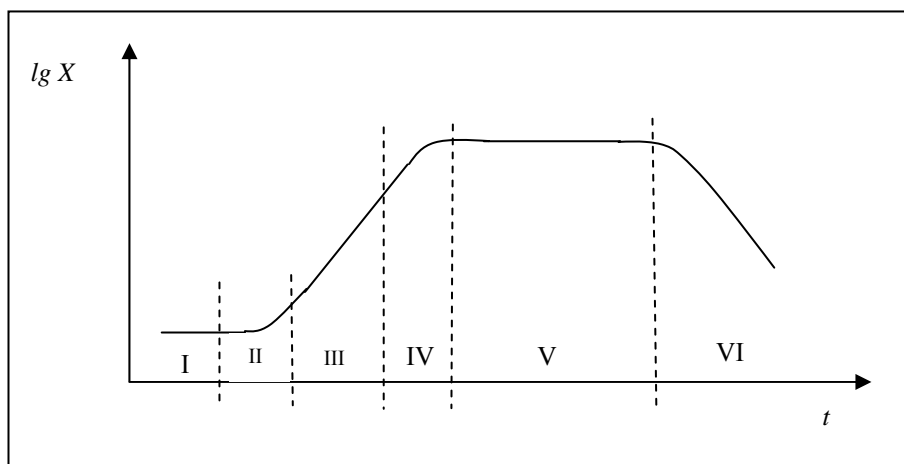


Figure IV.2 : Différents stades de la croissance d'un micro-organisme (en régime discontinu)

Lorsqu'un *inoculum*¹ bactérien est placé dans une enceinte (aérée ou non, selon le type de bactérie) contenant un **milieu nutritif non renouvelé**, la courbe donnant la quantité de *biomasse*² bactérienne X en fonction du temps a l'allure donnée sur **la Figure IV.2**.

On distingue 6 phases successives :

- I : latence
- IV : accélération de croissance
- IVI : croissance exponentielle
- IV : décélération de croissance
- V : phase stationnaire
- VI : déclin

- Les **phases I et IV** correspondent à l'adaptation de l'inoculum au milieu. C'est un phénomène complexe marqué par de profondes modifications de l'activité enzymatique des bactéries. Le **temps de Latence** est en fait l'influence du milieu de culture sur la croissance.
- Dans la **phase IVI**, l'augmentation de la croissance en biomasse bactérienne X est proportionnelle au temps et à la concentration en bactéries présentes :

$$dX = \mu.X.dt \quad \text{IV.1}$$

où μ est appelé **taux de croissance**, de dimension $[T]^{-1}$

- Pendant la phase IVI, la croissance à taux μ constant est assurée par la consommation du substrat Nutriments S (exprimé en concentration).

On appelle **rendement de croissance** $Y = dX / dS$

L'expérience montre que Y , qui caractérise de façon univoque le couple espèce milieu, reste constant pendant cette phase.

La quantité de substrat consommé est proportionnelle au temps et à la quantité de biomasse :

$$dS = q_s.X.dt \quad \text{IV.2}$$

q_s est appelé quotient métabolite pour un substrat donné, de dimension $[T]^{-1}$.

Compte tenu des définitions précédentes, on a $q_s = \mu / Y$.

- La **phase exponentielle** se poursuit tant que n'intervient pas de facteur limitant la croissance.

Un facteur limitant, *à priori* évident, est le **volume du fermenteur**. S'il était seul à jouer, on pourrait observer théoriquement une densité microbienne maximale de 10^{11}

¹ Faible quantité de cellules bactériennes vivantes qui se multiplieront ultérieurement en grande masse, après introduction dans un milieu nutritif primitivement stérile

² Terme générique caractérisant un ensemble d'organismes vivants. Dans une acception plus restreinte, correspond à l'ensemble des micro-organismes rencontrés dans un réacteur de fermentation.

cellules/mL. En fait, on dépasse rarement 10^9 dans les meilleures conditions car les vrais facteurs limitants sont d'une part la quantité de nutriments disponibles, d'autre part l'apparition de métabolites³ bactériens *bactériostatiques* (c'est-à-dire inhibant la croissance des bactéries sans les tuer) voire bactéricides.

- L'intervention de ces derniers et la raréfaction des nutriments caractérisent la **phase IV**. Toutes les réactions de croissance étant de nature enzymatique, si l'on assimile une biomasse à un ensemble cohérent de sites enzymatiques, on obtient, grâce à un raisonnement analogue à celui qui permet d'établir l'équation de Michaelis - Menten pour les enzymes, une forme transposée de cette dernière pour la croissance microbienne.

C'est l'**équation de Monod** donnant l'expression du **taux de croissance** :

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad \text{IV.3}$$

avec μ_{\max} taux de croissance maximal sans facteur limitant (phase IVI)

K_s **Constante de saturation** (ayant la dimension d'une concentration)

K_s est inversement proportionnel à l'affinité du micro-organisme pour son substrat ; elle est analogue à la constante K_m de Michaelis-Menten.

La traduction graphique de l'équation de Monod a l'allure donnée sur la **Figure IV.3**.

On constate que tant que S est supérieur à $10K_s$ la croissance reste exponentielle à 10% près.

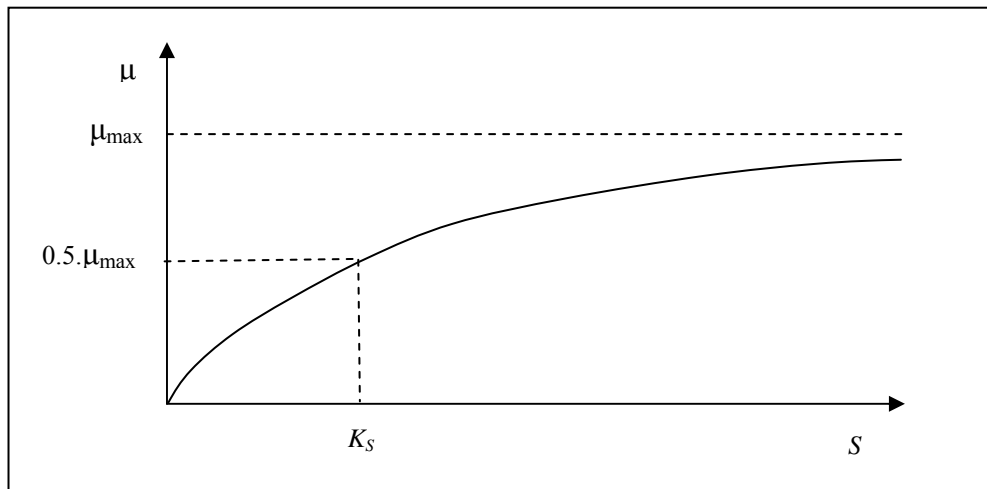


Figure IV.3 : Représentation graphique de l'équation de Monod

L'équation décrivant les phases III et IV est directement dérivée de l'équation de Monod. En toute rigueur mathématique, on obtient :

$$-A \cdot \lg \frac{YS_0 + X_0 - X}{YS_0} + B \cdot \lg \frac{X}{X_0} = \mu_{\max} t \quad \text{IV.4}$$

³ Intermédiaire apparaissant dans les phases de synthèse ou de dégradation d'une cellule vivante. Dans un sens plus restreint, produit sécrété par un micro-organisme lors d'une fermentation.

S_0 étant la concentration initiale en substrat, avec :

$$A = \frac{K_s Y}{Y S_0 + X_0} \quad \text{et} \quad B = \frac{K_s Y + Y S_0 + X_0}{Y S_0 + X_0}$$

Des formules empiriques existent également avec des écritures mathématiques plus simples :

- l'équation de Kono, somme des deux cinétiques :

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (\text{phase III}) \quad \text{IV.5}$$

Et

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot \phi \cdot X \quad \text{avec} \quad 0 < \phi < 1 \quad (\text{phase IV}) \quad \text{IV.6}$$

- l'équation de Teissier :

$$\mu = \mu_{\max} \exp \left[1 - \exp \left(-\frac{S}{K_s} \right) \right] \quad \text{IV.7}$$

- l'équation de Moser :

$$\mu = \frac{\mu_{\max}}{\sqrt{1 + \frac{K_s}{S^a}}} \quad \text{avec} \quad a = \text{Cte} \quad \text{IV.8}$$

- l'équation de Contois :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K \cdot X + S} \quad \text{IV.9}$$

Exprimant la variation de la constante de saturation avec la concentration en biomasse, avec $K = \text{Cte}$

La phase V se traduit par une croissance *apparente nulle*.

En fait, plusieurs cinétiques se superposent dès que le taux de croissance diminue jusqu'à être de l'ordre du vingtième de μ_{\max} ; la division cellulaire donne alors fréquemment une cellule morte – née sur les deux cellules produites. Enfin un début de *lyse*⁴ proprement dite apparaît.

⁴ Ensemble des processus biochimiques aboutissant à la disparition de la structure cellulaire d'un organisme.

On a pour la phase V, l'équation simplifiée :

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - \mu_d X \quad \text{IV.10}$$

\uparrow
*Augmentation de la
biomasse*

\uparrow
*croissance
de la biomasse*

\uparrow
Lyse de la biomasse

avec μ_d taux de mortalité, de dimension $[T]^{-1}$

$$X = X_0 \cdot \exp[(\mu - \mu_d) \cdot t] \quad \text{IV.11}$$

Il faut remarquer que, pour les cellules en croissance, cette dernière est encore exponentielle, mais son taux global est très faible car $(\mu - \mu_d)$ est petit devant μ .

Enfin, en phase VI, la lyse devient la règle, la concentration en biomasse suivant une exponentielle décroissante.

IV.A.1.4.b Fermentation continue

Depuis les travaux de Monod en 1949 [Monod, 1949] et l'établissement expérimental de son équation, on sait pratiquer la culture des micro-organismes en continu, en alimentant de façon ininterrompue un fermenteur avec un milieu nutritif stérile, tout en soutirant en continu un volume égal du mélange biomasse – milieu liquide, de façon à maintenir **le volume du réacteur constant**.

Un tel dispositif permet, contrairement à la fermentation discontinue, de maintenir constants et à une valeur voulue :

- ✓ la concentration cellulaire ;
- ✓ le taux de croissance de la biomasse ;
- ✓ les équilibres nutritifs du milieu ;
- ✓ la production en métabolites recherchés.

Il est intéressant de remarquer que, jusqu'à ce que l'on prenne en compte l'équation de Monod, on a longtemps cru que la fermentation en continu n'était pas possible dans son principe.

Deux dispositifs expérimentaux permettent de mettre en œuvre la fermentation continue : le **chemostat** et le **turbidostat** dont l'appellation anglophone regroupe la famille des **Continuous Stirred Tank Reactor (C.S.T.R)**

Dans le premier cas, le fermenteur est alimenté en continu avec un milieu nutritif complet contenant tous les composants en excès par rapport aux besoins des micro-organismes sauf un, dit **facteur limitant**, qui va contrôler la quantité de biomasse à l'état d'équilibre stationnaire.

Dans le deuxième cas, l'alimentation est asservie à la mesure de la concentration en biomasse par turbidimétrie (mesures optiques de la turbidité).

Dans un **chemostat**, l'équation du bilan de biomasse s'écrit, avec les conventions précédentes :

$$\begin{array}{ccccccccc}
 \text{Accumulation} & = & \text{Biomasse} & - & \text{Biomasse} & + & \text{Croissance} & - & \text{Mort} \\
 \text{de la biomasse} & & \text{entrante} & & \text{sortante} & & \text{cellulaire} & & \text{cellulaire} \\
 \\
 \frac{dX}{dt} & = & \frac{F}{V} X_0 & - & \frac{F}{V} X & + & \mu X & - & \mu_d X
 \end{array}$$

IV.A.12

F étant le débit volumique du milieu nutritif et V le volume du fermenteur.

A l'équilibre, on a :

$$\frac{dX}{dt} = 0 \quad \text{d'où} \quad \mu = \frac{F}{V} = D \quad \text{IV.13}$$

D étant le **taux de dilution** (égal à l'inverse du temps de séjour).

Donc le taux de croissance de la biomasse étant égal au taux de dilution, le premier peut être fixé *a priori* par l'expérimentateur.

Par application de la loi de Monod, on montre également que :

$$D = D_c \frac{S}{K_s + S} \quad \text{IV.14}$$

$D_c = \mu_{max}$ étant le taux de dilution critique, taux maximal en régime instable auquel peut opérer le chemostat.

Dans le chemostat le taux de dilution D , donc le taux de croissance μ , est fixé et la concentration en biomasse s'adapte aux conditions d'équilibre. Le taux de croissance peut être modifié à volonté sans autre changement que la concentration en substrat limitant, ce qui est impossible en fermentation discontinue.

IV.A.1.4.c Fermentation en continu - discontinu de type fed - batch

Il s'agit d'une culture discontinue, sans soutirage, alimentée en continu par un milieu nutritif. Elle se distingue de la culture en chemostat par le fait que le volume du fermenteur varie continuellement. La culture en *fed - batch* est très utilisée dans l'industrie lorsque l'on veut optimiser l'apport d'un nutriment susceptible d'avoir un effet retardateur sur la croissance.

On montre, avec les notations précédentes, que :

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - D).X \quad \text{IV.15}$$

Lorsque X s'approche de la valeur maximale X_{max} , dX/dt tend vers 0 et μ tend vers D . La concentration en substrat S est donnée par $DK_S/(\mu_{max}-D)$.

Alors que D était constant en culture en continu, D et donc μ décroissent en régime *fed-batch*, il s'ensuit que la biomasse est variable et sous contrôle de l'alimentation.

IV.A.2 COMPOSITION DE LA MATIERE ORGANIQUE (MO)

La matière organique se compose de trois grandes familles :

- Protéines et acides aminés

Les protéines sont les macromolécules les plus abondantes des cellules et constituent plus de la moitié de leur poids sec. Dans la plupart des cas, elles sont bâties à partir d'une vingtaine d'acides – aminés différents, unis par la covalence, formant des chaînes de 100 à plus de 1000 unités. Elles ne diffèrent que par rapport à leur séquence d'acides aminés.

- Glucides

Les glucides sont des composés aldéhydriques ou cétoniques polyhydroxylés, de formule générale $[C_n (H_2O)_n]$. Les glucides jouent des rôles très divers : sécrétions extracellulaires, polymères structuraux, réserve énergétique. Leur concentration chez les végétaux supérieurs est de 50 à 130 mg/100mg de C_{org} , alors que chez les bactéries les teneurs sont inférieures à 20 mg/100mg de C_{org} [Cowie & Hedges, 1984]. Composés de Glucose, ces derniers participent activement à la formation du biogaz composé de méthane et de dioxyde de carbone.

- Lipides

Les lipides sont définis comme le groupe des composés solubles dans les solvants organiques. Leur caractère hydrophobe leur confère une grande résistance à la biodégradation (charbons, pétroles). En fonction du type de structure (aliphatique ou aromatique, linéaire ou ramifiée) on distingue plusieurs classes : les acides gras, les cires et la vaste classe des terpénoides. Durant la fermentation anaérobie la classe qui prédomine est celle des acides gras. Ces derniers participent activement, par l'action des bactéries acétogènes, à l'élaboration des bases pour la phase finale.

IV.A.3 DEGRADATION DE LA MATIERE ORGANIQUE ET CINETIQUE DE CROISSANCE

Les cinétiques de dégradation sont décrites par une variété d'expressions mathématiques de complexité croissantes au fur et à mesure des tentatives d'intégration des nombreuses variables affectant la disparition de la MO. Nous ne donnerons qu'un résumé des différentes expressions les plus communément utilisées pour décrire les réactions de dégradation.

IV.A.3.1. Cinétique d'ordre 1

L'un des modèles le plus utilisé est une cinétique d'ordre 1. La vitesse de dégradation est proportionnelle à la concentration d'un seul réactant : la MO. Ce modèle considère la MO comme une substance homogène, c'est-à-dire mono – moléculaire, de vitesse de dégradation constante égale à k :

$$\frac{d[S]}{dt} = -k[S] \quad \text{IV.16}$$

qui s'intègre en :

$$e^{-kt} = \frac{[S]}{[S_0]} \quad \text{ou} \quad [S] = [S_0].e^{-kt} \quad \text{IV.17}$$

Avec k : constante de dégradation ou d'hydrolyse [j^{-1}]
 t : durée de la dégradation [j]
 $[S_0]$: concentration de substrat initiale [mol.L^{-1}]
 $[S]$: concentration de substrat au temps t [mol.L^{-1}]

Cette cinétique de décomposition du premier ordre, en fait une courbe de dilution, est connue en géochimie sous le nom de *one - G model* [Berner, 80]. De l'équation IV.17, nous tirons la valeur de la constante k :

$$\ln\left(\frac{[S]}{[S_0]}\right) = -k.t \quad \text{IV.18}$$

Cette vision de la dégradation selon une cinétique d'ordre 1 vient du fait que l'étape limitante est la décomposition des polymères en petites molécules solubles (acides aminés, monosaccharides, acides gras,...). La réaction la plus rapide impose sa vitesse à la dégradation ; nous retrouvons là l'idée de « *réaction maîtresse* » dictant sa vitesse à l'ensemble d'un système, avancée par Jacques Monod pour des réactions enzymatiques. C'est intuitivement l'idée que nous avons de la dynamique de la dégradation de la MO. Au début, les composés relativement faciles à dégrader, comme les glucides et les protéines, sont rapidement utilisés par les décomposeurs, alors que le matériel réfractaire, comme le cires, s'élimine à vitesse relativement plus lente. Ainsi, avec le temps la proportion de MO réfractaire augmentera progressivement, et la vitesse absolue de dégradation diminuera pendant que la vitesse relative de dégradation restera constante. La constante k permet de calculer le temps de demie – vie $\tau_{\frac{1}{2}}$:

$$\tau_{\frac{1}{2}} = \frac{\ln 2}{k} \quad \text{IV.19}$$

En réalité, les substrats hétérogènes se décomposant sous des conditions constantes ne suivent pas en général une exponentielle simple. Mindersman (1968) suggéra que chaque famille de composés se dégrade individuellement selon une exponentielle simple. Il proposa l'utilisation d'un modèle à plusieurs exponentielles pour tenir compte de la variabilité du coefficient k . Otsuki & Hanya (1972) divisèrent en deux compartiments, l'un labile et l'autre réfractaire, et modélisèrent la dégradation de l'algue verte à l'aide d'un modèle à deux exponentielles. Dans les litières, Hunt (1977) adopta le même compromis en utilisant une double exponentielle.

$$\frac{[S]}{[S_0]} = \alpha \cdot e^{-k_1 t} + (1 - \alpha) \cdot e^{-k_2 t} \quad \text{IV.20}$$

Avec : k_1 : constante de dégradation de la MO labile [jour⁻¹]
 k_2 : constante de dégradation de la MO réfractaire [jour⁻¹]
 α : fraction de la MO labile
 $[S_0]$: quantité initiale [g. L⁻¹]
 $[S]$: quantité au temps t [g.L⁻¹]

Hunt (1977) calcula des k_1 et k_2 relativement constants pour des végétations herbacées différentes. En fait, la vitesse de dégradation est bien liée à la nature de la MO présente dans chaque fraction de substrat.

Ce modèle, appelé multi-G, est utilisé par Berner pour modéliser la MO au cours de diagenèse précoce dans les sédiments. La MO est classée en groupe de réactivité décroissante, chacun se dégradant selon une cinétique d'ordre 1. La quantité de MO est la somme de i groupes G_i de constante k :

$$\frac{dG_i}{dt} = -k_i \cdot G_i \quad \text{IV.21}$$

$$\frac{dG}{dt} = -\sum_{i=1}^n k_i G_i \quad \text{IV.22}$$

Dans la pratique la MO est scindée en trois groupes de dégradabilité décroissante. La teneur totale G_i d'un sédiment est donc :

$$G_t = G_1 \cdot e^{-k_1 t} + G_2 \cdot e^{-k_2 t} + G_3 \quad \text{IV.23}$$

Avec : G_1 & k_1 : Quantité & constante de dégradation de la MO rapidement dégradable
 G_2 & k_2 : Quantité & constante de dégradation de la MO lentement dégradable
 G_3 : MO réfractaire ou nécessitant un co-substrat

Selon Wieder & Lang (1982), les exponentielles simples et doubles décrivent le mieux les pertes de masse dans le temps avec un certain réalisme biologique et ils critiquèrent les modèles dont les valeurs tendent vers l'infini aux extrêmes, comme les fonctions quadratique et puissance.

Signalons en passant l'écueil sur lequel butent, souvent inconsciemment, de nombreuses études : les problèmes de régression linéaire sur fonction linéarisée. Dans la majorité des études le coefficient k est calculé par régression linéaire de l'équation logarithmique suivante :

$$\ln\left(\frac{[S]}{[S_0]}\right) = -k.t + a \quad \text{IV.24}$$

- D'une part ce modèle, et le sens commun, supposent qu'au temps $t=0$, la quantité de MO restante soit égale à la quantité initiale ($[S]/[S_0]=1$), aussi nous pouvons nous interroger sur la signification de la constante a . Outre l'avantage majeur d'améliorer le coefficient de corrélation, Cortes et al. (1995) l'interprètent comme une correction de l'interférence due à la formation de dépôts (*effect of silting*).
- D'autre part, nous retrouvons le problème classique de linéarisation des équations de cinétique lié à la modification des surfaces d'erreur des points expérimentaux, voir notamment à ce propos Cornish – Bowden (1976, p.23). L'utilisation de la linéarisation, compréhensible avant le développement de la micro – informatique, peut, et actuellement doit, être évitée. Chauvet (1987) trouva en calculant les coefficients k par régression non – linéaire, des valeurs deux fois plus élevées que par régression linéaire de l'équation logarithmique.

Nous proposons, lors du chapitre IV portant sur la validation, une étude sur la détermination de la valeur de k afin que cette dernière ne soit plus sur ou sous - estimée. Cette étude se base sur une approche probabiliste à travers l'inférence bayésienne qui nous permet une estimation paramétrique de k en lui associant une densité de probabilité projeté sur sa gamme de variation.

IV.A.3.2 Cinétique de Michaelis – Menten

Malgré l'hétérogénéité des populations microbiennes aquatiques, il semble que la vitesse d'utilisation d'un substrat par la biomasse microbienne obéisse à une cinétique michaelienne [Williams, 1973].

$$\frac{d[S]}{dt} = -\frac{V_{\max} \cdot [S]}{K_m + [S]} \quad \text{IV.25}$$

Avec V_{\max} : vitesse maximale de réaction [$\text{g.L}^{-1} \cdot \text{jour}^{-1}$]

$[S]$: Quantité de substrat [g.L^{-1}]

K_m : Constante de saturation ou de Michaelis ($K_m = [S]$ pour $V = V_{\max}/2$) [g.L^{-1}]

La signification de la constante K_m est modifiée, elle ne mesure plus l'affinité d'une enzyme pour son substrat mais prend en compte également les barrières de diffusion créées par la morphologie de la biomasse et la structure de la MO. En fait, l'équation de Michaelis & Menten ne s'applique en toute rigueur qu'à une enzyme pure. En présence d'une population à n espèces, la vitesse de disparition sera la somme des vitesses individuelles. :

$$v = \sum_{i=1}^n v_i = \sum_{i=1}^n \frac{V_{\max_i} \cdot [S]}{k_{m_i} + [S]} \quad \text{IV.26}$$

Les micro – organismes se multipliant, changeant leur activité catalytique en cours de cinétique et plusieurs espèces étant en compétition, cette dernière équation ne peut être réduite à la précédente, avec un K_m moyen et la somme des V_{\max} individuelles. Nous verrons au paragraphe prochain « choix du modèle pertinent », les limites de validité entre lesquelles l'équation de Michaelis & Menten peut être appliquée de manière satisfaisante. Si $[S]$ est petit, c'est le cas dans les rivières où $[S] \ll K_m$, alors v devient :

$$v = \frac{V_{\max}}{k_m} [S] = k [S] \quad \text{IV.27}$$

Nous retrouvons la formulation mono – moléculaire d'ordre 1 avec $k=V_{\max}/K_m$. La vitesse ne dépend plus que de la quantité de MO disponible.

IV.A.3.3 Modèle de Monod

Les réactions enzymatiques peuvent être utilisées pour décrire non plus une réaction isolée mais un ensemble de réaction (croissances de populations microbiennes). Les vitesses v et V_{\max} sont remplacées par μ et μ_{\max} (taux de croissance) et l'équation de Michaelis & Menten devient l'équation de Monod :

$$\mu = \frac{1}{B} \cdot \frac{dB}{dt} = \frac{\mu_{\max} \cdot [S]}{k_s + [S]} \quad \text{IV.28}$$

Avec : B : quantité de biomasse $[g.L^{-1}]$

μ et μ_{\max} : taux de croissance réel & maximal de la biomasse $[jour^{-1}]$

$[S]$: quantité de biomasse $[g.L^{-1}]$

K_m : Constante de saturation $[g.L^{-1}]$

Nous ne mesurons plus la disparition d'espèces chimiques mais l'accroissement de biomasse B résultant de l'assimilation de la MO. Cette équation décrivant l'accroissement de biomasse en fonction du substrat peut être vue comme une mesure indirecte de son utilisation par les micro-organismes. Si nous posons l'hypothèse que le rendement de croissance r , c'est-à-dire la quantité de substrat consommé ΔS pour une quantité de biomasse ΔB , reste identique quelle que soit la MO, ce n'est qu'une hypothèse simplificatrice, alors ce coefficient r de rendement mesurant l'efficacité de la conversion de la MO en cellule peut être incorporé à l'équation de Monod pour donner :

$$\frac{d[S]}{dt} = \frac{\mu_{\max} B \cdot [S]}{r(k_s + [S])} \quad \text{IV.29}$$

Servais (1989) utilise cette équation dans son modèle H3SB de dégradation microbienne dans lequel la MO est répartie en quatre classes de labilité décroissante : une classe directement assimilable qui contrôle effectivement la croissance microbienne, deux classes produites par hydrolyse exo – enzymatique de composés de hauts poids moléculaire (facilement et lentement hydrolysable) et enfin une classe non hydrolysable, inutilisable par les micro – organismes. L'évolution de la concentration en carbone organique dissous en fonction de temps est donnée par l'étape suivante :

$$\frac{d[S]}{dt} = \left(\frac{\mu_{\max_1} \cdot [S_1]}{[S_1] + k_1} + \frac{\mu_{\max_2} \cdot [S_2]}{[S_2] + k_2} \right) X - \frac{\mu_{\max_d} \cdot [S_d]}{[S_d] + K_d} \cdot X + P_s \quad \text{IV.30}$$

Avec μ_{\max} : croissance maximale [jour⁻¹]

[S] : quantité de COD directement (d) facilement (l) et lentement assimilable [g.L⁻¹]

K : constante de saturation [g.L⁻¹]

P_s : apport allochtone [g.L⁻¹.jour⁻¹]

X : biomasse exprimée en carbone inorganique [g.L⁻¹]

IV.A.3.4 choix du modèle pertinent

La biodégradation peut donc se modéliser selon plusieurs cinétiques. Simkins & Alexander (1984) proposent de voir dans la grande variété d'expressions mathématiques et de formes des courbes de biodégradation, le résultat d'interactions entre la concentration en substrat [S] et la densité de biomasse B. En supposant que l'équation de Monod décrive fidèlement la relation entre croissance microbienne μ et concentration en substrat [S], la relation entre le changement de taille des populations et la modification concomitante de la concentration [S] est décrite par le bilan massique :

$$[S_0] + qB_0 = [S] + qB \quad \text{IV.31}$$

Où q est un facteur de conversion de la biomasse en MO. Si nous considérons q comme constant, l'expression qB peut être remplacée par X , quantité de substrat nécessaire pour produire une densité de population égale à B . L'équation de Monod peut s'écrire ainsi :

$$\frac{1}{X} \cdot \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} \cdot [S]}{k_s + [S]} \quad \text{IV.32}$$

Si nous posons $X_0 = qB_0$ alors l'équation IV.31 s'écrit :

$$[S_0] + X_0 = [S] + X \quad \text{IV.33}$$

Et la disparition du substrat en fonction de la biomasse devient :

$$-\frac{d[S]}{dt} = \frac{\mu_{\max} [S] ([S_0] + X_0 - [S])}{k_s + [S]} \quad \text{IV.34}$$

Cette équation différentielle est l'expression générale de la disparition du substrat dans un système où seule la densité de population et la concentration en substrat déterminent la cinétique de dégradation. Elle traduit à la fois l'effet linéaire du changement de densité de population et l'effet non linéaire du changement de concentration en substrat. La **Figure IV.4** donne un exemple avec $k_s = 1 \text{ mg/L}$ et la quantité de substrat nécessaire pour la formation d'une cellule microbienne $q = 1 \text{ pg/cellule}$. La diagonale correspond à la concentration en substrat qui permet la division d'une cellule. Si la densité microbienne est supérieure, elle restera constante, la quantité de substrat ne pouvant supporter une augmentation de population. La ligne brisée correspond à une concentration 32 fois supérieure au k_s et délimite les situations où Simkins & Alexander (1984) considèrent le système comme saturé par le substrat ; en effet, pour cette valeur $\nu = 97,8\%$.

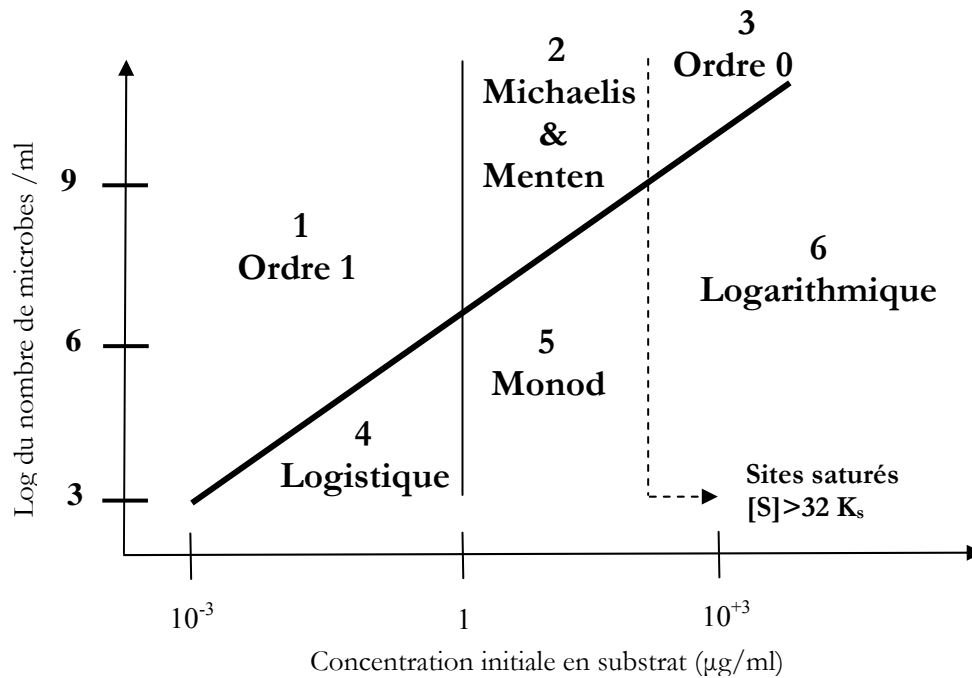


Figure IV.4 : Modèles cinétiques en fonction de la concentration initiale en substrat et de la densité en cellules microbiennes. Les numéros de chaque zone renvoient à des explications dans le paragraphe correspondant du texte ci-dessous

Pour des rapports extrêmes entre densité de biomasse X_0 et concentration en substrat $[S]$ ou entre $[S]$ et k_s , l'équation IV.34 se simplifie de la manière suivante :

1. $X_0 \gg [S_0]$ & $[S_0] \ll K_s$. A biomasse constante et concentration en substrat sévèrement limitante, la vitesse de dégradation est proportionnelle à $[S_0]$, c'est l'exemple type des **cinétiques d'ordre 1**. Pas d'accroissement de biomasse dû soit à une concentration limite $[S_0] \ll K_s$, soit un nombre initial de micro-organismes trop important pour la quantité de substrat;
2. $X_0 \gg [S_0]$. L'équation de **Michaelis & Menten** (équation de Monod sans croissance microbienne) peut être utilisée quand les sites d'absorption des micro-organismes ne sont pas saturés au départ de l'incubation. Toutefois, la concentration initiale en substrat est insuffisante pour supporter une croissance significative de la biomasse. Nous nous retrouvons dans une situation analogue à celle d'une réaction enzymatique;
3. $X_0 \gg [S_0]$ & $[S_0] \gg K_s$. Saturation des sites enzymatiques et pas d'accroissement de la biomasse. Si la densité microbienne est si grande que la quantité de substrat est insuffisante pour supporter une augmentation de la biomasse, la cinétique de disparition de la MO est **d'ordre 0** (linéaire au cours du temps).

4. $[S_0] \ll K_s$. Faible biomasse de départ augmentant sur une concentration en substrat faible. Dans ces conditions, l'accroissement de biomasse a lieu à vitesse décroissante au fur et à mesure que $[S_0]$ diminue. Cette croissance sur ressource limitante donne la courbe sigmoïde ou **logistique**, en forme de S, symétrique par rapport au point d'inflexion;
5. Une faible densité de micro-organismes dans un milieu où $[S_0]$ est supérieur à k_s . Il y a croissance microbienne avec disparition du substrat, la dégradation est décrite par **l'équation de Monod** ;
6. $[S_0] \gg k_s$. Quand $[S_0]$ est très supérieur à K_s (en pratique $[S_0] > 32K_s$) la majeure partie du substrat disparaît alors que le système de la cellule est saturé. Dans ces conditions ($K_s + [S_0] \approx [S_0]$) la cinétique de dégradation suit un **modèle logarithmique**. C'est la situation la plus communément étudiée par les bactériologistes [Monod, 1949]

Modèles	$\frac{d[S]}{dt} =$	Constantes de vitesse (unités)
1- Ordre 1	$k[S]$	$k = \mu_{\max} \frac{X_0}{k_s} (h^{-1})$
2- Michaelis and Menten	$k \frac{[S]}{K_s + [S]}$	$k = \mu_{\max} X_0 (mg.l^{-1}.h^{-1})$
3- Ordre 0	k	$k = \mu_{\max} X_0 (mg.l^{-1}.h^{-1})$
4- Logistique	$k[S]([S_0] + X_0 - [S])$	$k = \frac{\mu_{\max}}{K_s} (l.mg^{-1}.h^{-1})$
5- Monod	$\frac{k[S]([S_0] + X_0 - [S])}{K_s + [S]}$	$k = \mu_{\max} (h^{-1})$
6- Logarithmique	$k([S_0] + X_0 - [S])$	$k = \mu_{\max} (h^{-1})$

Tableau IV.3 : Récapitulatif des différents modèles de cinétique de biodégradation en fonction de la concentration en substrat S et de la densité de la population microbienne X (d'après Battersby, 1990)

L'incertitude sur les données expérimentales ne permet pas toujours de trancher entre la relation 1 (ordre 1) et la relation 4 (loi logistique) bien que cette dernière soit plus réaliste selon Alexander (1985). De plus, ces modèles théoriques ne prennent pas en compte divers facteurs qui dans le milieu naturel, altèrent les formes des courbes de disparition de la MO, comme la prédation, les temps d'induction, l'accumulation de toxines, les carences en éléments minéraux ou en facteurs de croissance ou encore la fixation sur les colloïdes. Aussi, la totalité des chercheurs utilise le modèle d'ordre 1, facile à linéariser et dont l'intérêt réside dans sa constante k , caractéristique de la perte de masse. Nous avons vu que, malgré son caractère non – physiologique, la cinétique d'ordre 1 est une bonne approximation de l'équation de Monod quand $X_0 \gg [S_0]$ & $[S_0] \ll K_s$. Le coefficient k exprime la réactivité globale de la MO vis-à-vis des facteurs biologiques et abiotiques de dégradation. Il est particulièrement utile pour comparer des compositions d'origines diverses entre elles ou des conditions de dégradation différentes sur une même MO. La constante k représente la moyenne statistique des vitesses de dégradation des composés organiques.

La formulation mathématique des cinétiques microbiennes permet de décrire très précisément les différents mécanismes biochimiques, physico-chimique voire physique qui se déroule au sein du milieu de culture et dans le fonctionnement global du fermenteur anaérobie. L'expression mathématique du processus de digestion peut se concevoir au travers de trois approches :

- Une approche **Bi - phasique**
- Une approche **Tri – phasique**
- Une approche **Quadri – phasique**

Chaque approche apporte des informations complémentaires ou plus pertinentes sur le comportement du digesteur en relation avec la croissance bactérienne, les indicateurs de pollution et l'évolution du biogaz. Les précisions apportées par des descriptions plus fines à travers une meilleure prise en compte des phénomènes offrent des prédictions du modèle beaucoup plus pertinentes.

IV.B DESCRIPTION DES DIFFERENTES APPROCHES DE MODELISATION DE LA FERMENTATION ANAEROBIE, EN REGIME MESOPHILE ET SELON UN PROCEDE CONTINU

La description mathématique du processus de fermentation anaérobie peut se concevoir à travers trois approches qui sont les suivantes :

- Une **approche bi – phasique** : la connaissance du processus se limite à deux étapes : l'étape Acidogénèse et l'étape Méthanogénèse. Cette vision permet d'avoir des prédictions basiques sur les aspects biochimiques (croissance des bactéries acidogènes et méthanogènes), chimiques (potentiel Hydrogène & concentration en ammoniac) et bien évidemment sur la quantité de biogaz produit lors de la digestion.
- Une **approche tri – phasique** : cette description permet de mettre l'accent sur une étape intermédiaire : l'Acétogénèse qui se situe entre la phase acidogénèse et la phase méthanogénèse. Cette nouvelle phase complète la connaissance du processus à travers la mise en évidence de phénomènes tels que : les transformations des acides en bases, la croissance des bactéries acétogènes et les indicateurs de pollution...
- Une **approche quadri – phasique** : cette ultime approche met en évidence la phase limitante de la fermentation anaérobie appelée Hydrolyse. Cette étape conditionne la bonne réalisation de la digestion puisqu'elle facilite grandement l'assimilation de la MO par les bactéries. Cette description donne une vision globale des diverses interactions existantes au sein du milieu de culture tout en gardant en avant les indicateurs biochimiques et physico – chimiques de pollutions mais également la production de biogaz.

Ces différentes approches offrent des niveaux de description du processus de fermentation qui vont d'une description basique (approche bi – phasique), qui constitue **la base commune**, vers une description détaillée voire élaborée (approche quadri – phasique). C'est ce que nous allons approfondir ci dessous.

IV.B.1 APPROCHE BI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – METHANOGENESE

Il s'agit du modèle proposé par Kiely et al. [Kiely, 1997] et qui est basé sur les travaux de Hill et Barth [Hill & Barth, 1977] et Moletta et al. [Moletta, 1986]. Il prend en considération la production de méthane en deux étapes, à savoir :

- l'étape *acidogénèse*
- l'étape *méthanogénèse*

A l'origine, le modèle a été développé pour la simulation du processus de fermentation anaérobie des déchets organiques dans un réacteur continu infiniment mélangé et opérant à 36°C (Continuous Stirred Tank Reactor). Il permet aussi de suivre l'effet d'inhibition de l'ammoniac et du pH sur la méthanisation. Le modèle mathématique permet aussi de prédire la "performance" du digesteur à travers la production de méthane.

Il convient de noter que l'établissement de ce modèle a été effectué en mélangeant des lisiers porcins avec des boues des stations d'épuration. Il est alors prévu la présence significative de l'ammoniac dans le biogaz.

IV.B.1.1 Taux spécifiques de croissance de la biomasse

Le modèle choisi pour exprimer le taux spécifique de croissance de la communauté bactérienne *acidogène* se formule comme suit :

$$\mu_a = \frac{\mu_{a\max}}{1 + \frac{K_{\chi_a}}{S} + \frac{A_h}{K_{i_{xa}}}} \quad (\text{IV.35})$$

dans laquelle,

$\mu_{a\max}$: Taux de croissance spécifique de la biomasse acidogène [j⁻¹]

K_{χ_a} : Constante de saturation de la croissance des bactéries acidogènes [g.l⁻¹]

S : Concentration du substrat en glucose équivalent [g.l⁻¹]

$K_{i_{xa}}$: Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance des bactéries acidogènes [g.l⁻¹]

A_h : Concentration d'acide acétique non-ionisé [g.l⁻¹] donné par :

$$A_h = \frac{A \cdot H^+}{K_c} \quad (\text{IV.36})$$

où A représente la concentration totale d'acide acétique, H⁺ celle de l'ion d'hydrogène et K_c constante de dissociation pour l'acide acétique à 35°C, qui est égal à 1,728.10⁻⁵.

Quant à la population bactérienne *méthanogène*, son taux spécifique de croissance est gouverné par le modèle de Haldane :

$$\mu_m = \frac{\mu_{m\max}}{1 + \frac{K_{\chi_m}}{A_h} + \frac{A_h}{K_{i_{xm}}} + \frac{NH_3 \cdot M_{NH_3}}{K_{i_{am}}}} \quad (\text{IV.37})$$

avec :

$\mu_{m\max}$: Taux de croissance spécifique de la biomasse méthanogène [j⁻¹]

K_{χ_m} : Constante de saturation de la croissance des bactéries méthanogènes [g.l⁻¹]

NH₃ : Concentration en ammoniac non ionisé [mol.l⁻¹]

M_{NH3} : Masse molaire de l'ammoniac [g.mol⁻¹]

$K_{i_{am}}$: Constante d'inhibition de l'ammoniac sur la croissance des bactéries méthanogènes [g.l⁻¹]

$K_{i_{xm}}$: Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance des bactéries méthanogènes [g.l⁻¹]

IV.B.1.2 Bilan massique du système

IV.B.1.2.a Variation de la biomasse acidogène

La variation de la biomasse acidogène X_a au cours du temps est régie par l'équation suivante :

$$\frac{dX_a}{dt} = \mu_a \cdot X_a - K_{da} \cdot X_a + X_a \cdot D \quad (\text{IV.38})$$

où K_{da} [j^{-1}] et μ_a [j^{-1}] désignent respectivement le taux de lyse et le taux spécifique de croissance de cette population productrice d'acide.

IV.B.1.2.b Variation des biomasses méthanogène

De la même manière, l'évolution de la population méthanogène X_m est régie par une équation de bilan massique de forme similaire à la précédente :

$$\frac{dX_m}{dt} = \mu_m \cdot X_m - K_{dm} \cdot X_m + X_m \cdot D \quad (\text{IV.39})$$

K_{dm} [j^{-1}] et μ_m [j^{-1}] représentant respectivement le taux de lyse et le taux spécifique de croissance de cette communauté bactérienne.

IV.B.1.2.c Variation du substrat complexe de départ

Le présent modèle, considère que le substrat initial est composé de glucose. D'après Costello et al. [Costello, 1991b], le glucose équivalent à une demande chimique en oxygène (DCO) de 192 mg est supposé être de mmole.

Ainsi, l'équation de bilan massique relative à l'évolution de la concentration en glucose équivalent du substrat s'écrit comme suit :

$$\frac{dS}{dt} = D(S_{inf} - S) - \frac{\mu_a X_a}{Y_a} + \frac{\mu_a X_a}{Y_{so}} \quad (\text{IV.40})$$

où

S_{inf} : Concentration du substrat de l'influent en glucose équivalent [$g.l^{-1}$]

Y_a : Coefficient de rendement lié à la dégradation du substrat complexe causée par les bactéries acidogènes X_a [$g.g^{-1}$]

Y_{so} : Coefficient de rendement lié à la formation des matières organiques solubles [$g.g^{-1}$]

D : Taux de dilution [j^{-1}] qui, dans le cas d'un fonctionnement en continu du digesteur, est donné par la relation ci-après :

$$D = \frac{Q_v}{V_{liq}} \quad (\text{IV.41})$$

dans laquelle, Q_v désigne le volumique d'entrée et de sortie du substrat [$l.j^{-1}$] et V_{liq} est le volume de la phase liquide.

Dans le second membre de l'équation (IV.40), le deuxième terme $\frac{\mu_a X_a}{Y_a}$ représente l'utilisation de glucose par les bactéries acidogènes dans leur métabolisme et le troisième terme $\frac{\mu_a X_a}{Y_{so}}$ représente la production de glucose à partir des matières volatiles.

IV.B.1.2.d Variation de l'acide acétique

Le second type de substrat est constitué principalement par l'acide acétique A servant de nourriture à la population bactérienne méthanogène X_m . L'évolution de la concentration totale de cet acide gras volatile est régie par l'équation suivante :

$$\frac{dA}{dt} = D \cdot (A_{inf} - A) + \frac{\mu_a X_a}{Y_{va}} - \frac{\mu_m X_m}{Y_m} \quad (IV.42)$$

dans laquelle,

A_{inf} : Concentration de l'acide acétique dans l'influent [$g.l^{-1}$]

Y_{va} : Coefficient de rendement de la conversion du substrat en acide acétique par la biomasse acidogène [$g.g^{-1}$]

Y_m : Coefficient de rendement lié à la consommation de l'acide acétique par la biomasse méthanogène [$g.g^{-1}$]

IV.B.1.2.e Vitesse de production de méthane

La vitesse de production de méthane selon le modèle de Moletta et al (1986) est reliée à la concentration en acide non ionisé par la relation :

$$\frac{dCH_4}{dt} = V_{mmax} \cdot X_m \cdot \left(\frac{A_h}{A_h + K_m} \right) \cdot \left(\frac{K_{im}}{K_{im} + A_h} \right) \quad (IV.43)$$

avec :

V_{mmax} : Taux maximal de production de CH_4 par les bactéries méthanogènes [$g.g^{-1}.j^{-1}$]

K_m : Constante de saturation de la production de méthane [$g.l^{-1}$]

K_{im} : Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la production de CH_4 [$g.l^{-1}$]

IV.B.1.2.f Vitesse de production de gaz carbonique

L'établissement du bilan massique relatif à la concentration du dioxyde de carbone, nécessite la connaissance des déferentes vitesses de production et de consommation de ce composant gazeux, nommément :

- *Vitesse de production du CO_2 par l'action des biomasses méthanogènes* : R_M

Cette vitesse est reliée directement à la vitesse de croissance des bactéries méthanogènes $\mu_m X_m$ comme suit :

$$R_M = \frac{\mu_m \cdot X_m \cdot Y_{CO_2m}}{M_x} \quad (IV.44)$$

où Y_{CO_2m} [$g.g^{-1}$] représente le coefficient de rendement de la production de CO_2 par les biomasses méthanogènes dont la masse molaire M_x est supposée égale $113 g.mol^{-1}$.

- *Vitesse de formation du CO_2 liée à la production d'acide acétique* : R_{AC}

Le dioxyde de carbone peut se former à partir des bicarbonates HCO_3^- lors de la production d'acide acétique. La variation de CO_2 provenant de cette transformation est donnée par :

$$R_{AC} = \frac{1}{M_a} \frac{dA}{dt} \quad (IV.45)$$

M_a étant la fraction molaire de l'acide acétique [g.mol⁻¹].

- *Vitesse de formation du CO₂ par l'action des biomasses acidogènes* : R_{AF}

De manière analogue qu'au cas de R_M , cette vitesse de production de CO₂ est reliée à la vitesse de croissance de la communauté bactérienne acidogène $\mu_a X_a$ telle que :

$$R_{AF} = \frac{\mu_a X_a Y_{CO_{2a}}}{M_x} \quad (IV.46)$$

où $Y_{CO_{2a}}$ [g.g⁻¹] est le coefficient de rendement de la formation de CO₂ due aux activités des biomasses acidogènes.

- *Vitesse de consommation de CO₂ due à la libération des cations autres que NH₄⁺ et H⁺* : R_Z

La dégradation du substrat primaire complexe pour former des bicarbonates HCO₃⁻, occasionne une libération des cations. En représentant par Z [l⁻¹] les cations autres que NH₄⁺ et H⁺, la vitesse de consommation de CO₂ relative aux réactions qui en découlent et la vitesse de variation de Z sont équivalentes :

$$R_Z = \frac{dZ}{dt} \quad (IV.47)$$

Par ailleurs, le bilan de masse en Z s'écrit comme suit :

$$\frac{dZ}{dt} = D(Z_{inf} - Z) + \mu_a X_a Y_{cat} \quad (IV.48)$$

où Z_{inf} désigne la concentration des cations (autres que NH₄⁺ et H⁺) dans l'influent [l⁻¹] et Y_{cat} symbolise le coefficient de rendement de la formation de ces cations due à l'action des bactéries acidogènes.

- *Vitesse de consommation de CO₂ due à la libération de NH₄⁺* : R_{NH4}

De manière analogue que précédemment, la vitesse de consommation de CO₂ suite à la libération d'ion ammonium NH₄⁺ lors de la formation des bicarbonates, s'exprime de la sorte :

$$R_{NH4} = \frac{1}{M_{NH4}} \cdot \frac{dNH_4}{dt} \quad (IV.49)$$

M_{NH4} étant la masse molaire de NH₄⁺.

En outre, le bilan de masse en NH₄⁺ se dresse comme suit :

$$\frac{dNH_4}{dt} = D(NH_{4inf} - NH_4) + \mu_a X_a Y_{NH4} + R_{NH3} \cdot M_{NH4} \quad (IV.50)$$

$$\text{avec} \quad R_{\text{NH}_3} = K_{\text{la}} \cdot (K_{\text{H}_{\text{NH}_3}} \cdot P_{\text{NH}_3} - \text{NH}_3) \quad (\text{IV.51})$$

dans lesquelles,

$\text{NH}_{4\text{inf}}$: concentration en NH_4^+ de l'influent [g.l^{-1}]

Y_{NH_4} : coefficient de rendement lié à la formation de l'ion ammonium NH_4^+ à partir du déchet brute [g.g^{-1}]

K_{la} : coefficient de transfert de gaz [j^{-1}]

$K_{\text{H}_{\text{NH}_3}}$: constante de Henry relative à l'ammonium et est égal à $5,33 \times 10^{-6} \text{ mol/mmHg/l}$ à 35°C

P_{NH_3} : la pression partielle de l'ammoniac dans la phase gazeuse [mmHg] et dont la variation au cours du temps s'exprime par l'équation suivante :

$$\frac{dP_{\text{NH}_3}}{dt} = - \frac{T_p \cdot S_v \cdot V_{\text{rec}} \cdot R_{\text{NH}_3}}{V_{\text{gsv}}} - \frac{P_{\text{NH}_3} \cdot Q}{V_{\text{gsv}}} \quad (\text{IV.52})$$

où

V_{gsv} : volume de l'enceinte de stockage du gaz [l]

T_p : pression totale de CO_2 , CH_4 et NH_3 au sein de l'enceinte de stockage du gaz (supposé égal à 730mmHg).

S_v : volume standard (égal à $25,4 \text{ l.mol}^{-1}$)

V_{rec} : volume du digesteur [l]

Q : débit volumique total de l'écoulement du mélange gazeux [l.j^{-1}]

- *Vitesse de transfert de CO_2 dans la phase gazeuse* : R_T

La vitesse de transfert de CO_2 dans la phase gazeuse est formulée comme suit :

$$R_T = K_{\text{la}} \cdot (K_{\text{H}_{\text{CO}_2}} \cdot P_{\text{CO}_2} - \text{CO}_2) \quad (\text{IV.53})$$

où

$K_{\text{H}_{\text{CO}_2}}$: constante de Henry pour le CO_2 (égale à $3,47 \times 10^{-5} \text{ mol/mmHg/l}$)

P_{CO_2} : pression partielle de CO_2 dans la phase gazeuse [mmHg] et dont la variation au cours du temps est donnée par :

$$\frac{dP_{\text{CO}_2}}{dt} = - \frac{T_p \cdot S_v \cdot V_{\text{rec}} \cdot R_T}{V_{\text{gsv}}} - \frac{P_{\text{CO}_2} \cdot Q}{V_{\text{gsv}}} \quad (\text{IV.54})$$

Ainsi, nous obtenons l'équation de bilan massique de la concentration du dioxyde de carbone :

$$\frac{d\text{CO}_2}{dt} = D \cdot [\text{CO}_{2\text{inf}} - \text{CO}_2 + \text{HCO}_{3\text{inf}} - \text{HCO}_3] + R_M + R_{\text{AC}} + R_{\text{AF}} - R_Z - R_{\text{NH}_4} + R_T \quad (\text{IV.55})$$

dans laquelle,

$\text{CO}_{2\text{inf}}$: Concentration en CO_2 dissous dans l'influent [mol.l^{-1}]

CO_2 : Concentration en CO_2 dissous dans l'effluent [mol.l^{-1}]

$\text{HCO}_{3\text{inf}}$: Concentration en bicarbonate de l'influent [mol.l^{-1}]

HCO_3 : Concentration en bicarbonate de l'effluent [mol.l^{-1}]

IV.B.1.3 Débits d'écoulement du biogaz et de ses composants

Le débit total Q [l.j^{-1}] d'écoulement du biogaz est la somme des débits de ses principaux composants pris séparément, à savoir : le méthane, le gaz carbonique et l'ammoniac. C'est-à-dire :

$$Q = Q_{\text{NH}_3} + Q_{\text{CH}_4} + Q_{\text{CO}_2} \quad (\text{IV.56})$$

telle que :

Q_{NH_3} : débit d'ammoniac [l.j^{-1}] et donné par

$$Q_{\text{NH}_3} = - S_v \cdot V_{\text{rec}} \cdot R_{\text{NH}_3} \quad (\text{IV.57})$$

Q_{CO_2} : débit de dioxyde de carbone [l.j^{-1}] et formulé par

$$Q_{\text{CO}_2} = - S_v \cdot V_{\text{rec}} \cdot R_T \quad (\text{IV.58})$$

Q_{CH_4} : débit de méthane [l.j^{-1}] calculé par :

$$Q_{\text{CH}_4} = (S_v \cdot V_{\text{rec}}) \left(\frac{1}{M_{\text{CH}_4}} \right) (\mu_m \cdot X_m \cdot Y_{\text{CH}_4}) \quad (\text{IV.59})$$

dans laquelle, Y_{CH_4} représente le coefficient de rendement de la production de méthane et M_{CH_4} désigne sa masse molaire.

IV.B.1.4 Calcul du pH et des concentrations respectives des bicarbonates et de l'ammoniac

Pour un pH compris entre 5 et 8, la concentration du bicarbonate s'exprime comme suit :

$$\text{HCO}_3^- = Z^+ + \frac{\text{NH}_4^+}{M_{\text{NH}_4}} - \frac{A_h}{M_a} \quad (\text{IV.60})$$

Quant à l'ion d'hydrogène H^+ , il est donné par :

$$\text{H}^+ = \frac{K_{\text{CO}_2} \cdot \text{CO}_2}{\text{HCO}_3^-} \quad (\text{IV.61})$$

où K_{CO_2} est la constante d'ionisation de CO_2 (égal à $4,72 \times 10^{-7}$ à 35°C).

Le pH peut s'obtenir ainsi :

$$\text{pH} = -\log(\text{H}^+) \quad (\text{IV.62})$$

Enfin, la concentration de l'ammoniac se calcule par :

$$\text{NH}_3 = \frac{\text{NH}_4 \cdot K_{\text{NH}_4}}{M_{\text{NH}_4} \cdot \text{H}^+} \quad (\text{IV.63})$$

où K_{NH_4} est la constante d'ionisation de l'ammonium (égal à $5,3 \times 10^{-10}$ à 35°C).

IV.B.1.5 Le code de calcul : SLUDGE RUN

Nous présentons ci-dessous le synoptique du code de calcul associé à la modélisation bi – phasique :

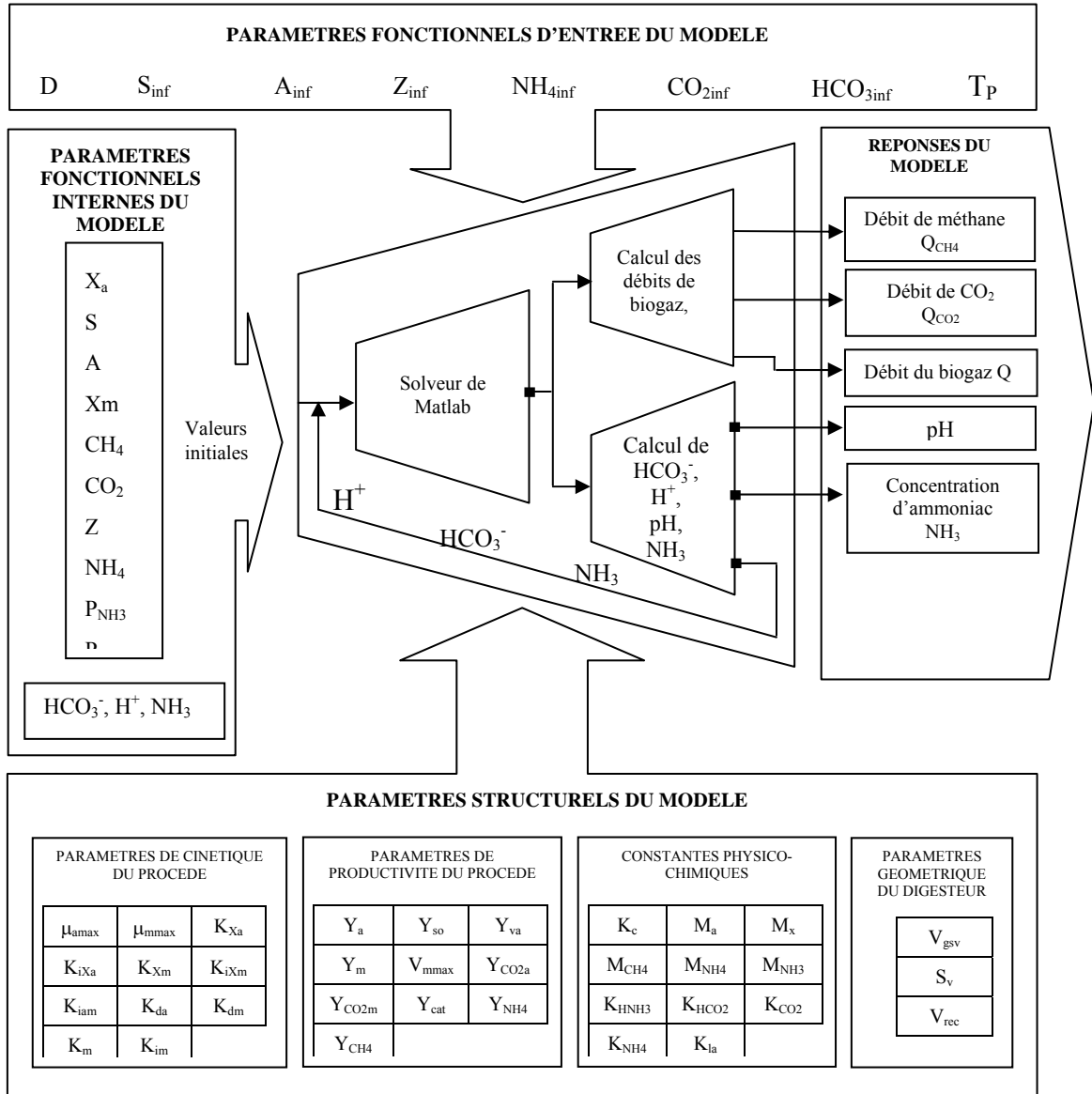


Figure IV.5 : Synoptique du code de calcul associée à la description bi - phasique

IV.B.1.5.a Présentation structurelle

Le code de calcul que nous avons développé sous l'environnement MATLAB se nomme : SLUDGE RUN. Ce dernier met en avant :

- le caractère **multi – modèles** associé aux différentes approches de modélisation
- le caractère **multi – systèmes** associé aux différents procédés de fermentation

Le multifenêtrage, proposé par le code de calcul SLUDGE RUN, permet d'initialiser les divers modules qui composent le code avec une certaine convivialité. Les divers modules sont les suivants :

- Description du système ou procédé [Figure IV.6]
- Niveau de description du modèle mathématique [Figure IV.7]
- Initialisation des paramètres de cinétique du procédé [Figure IV.8]
- Initialisation des paramètres de productivité du procédé [Figure IV.9]
- Initialisation des paramètres structurels du digesteur [Figure IV.10]
- Initialisation des paramètres des mesures expérimentales [Figure IV.11]
- Simulation du processus [Figure IV.12]

The screenshot shows a MATLAB window titled 'fen_accueilid' with the subtitle 'SLUDGE RUN : Accueil'. The main interface has a yellow background and a black title bar. At the top, it says 'SLUDGE RUN' in a black box, followed by 'CODE DE SIMULATION DU PROCESSUS DE METHANISATION DES BOUES DES STATIONS D'EPURATION' in red text on a light blue background. Below this, there are three main configuration panels on the left and one on the right, each with a 'Détails' button. The left panels are: 1. 'Description du procédé de méthanisation' with options 'Infimiment mélangé' (checked) and 'Non-mélangé'. 2. 'Description du type d'alimentation' with options 'Continue' (checked) and 'Discontinue'. 3. 'Description du régime de fonctionnement' with options 'Mésophile' (checked) and 'Thermophile'. The right panel is 'Description du type de biomasse' with radio button options for 'Solide', 'Semi-solide', and 'Liquide'. At the bottom left, it says 'UNIVERSITE DE LA REUNION LABORATOIRE DE GENIE INDUSTRIEL - Equipe Génie Civil et Thermique de l'Habitat'. At the bottom right, there is a 'Page suivante' button.

Figure IV.6 : Fenêtre de description du procédé de méthanisation des boues des STEP

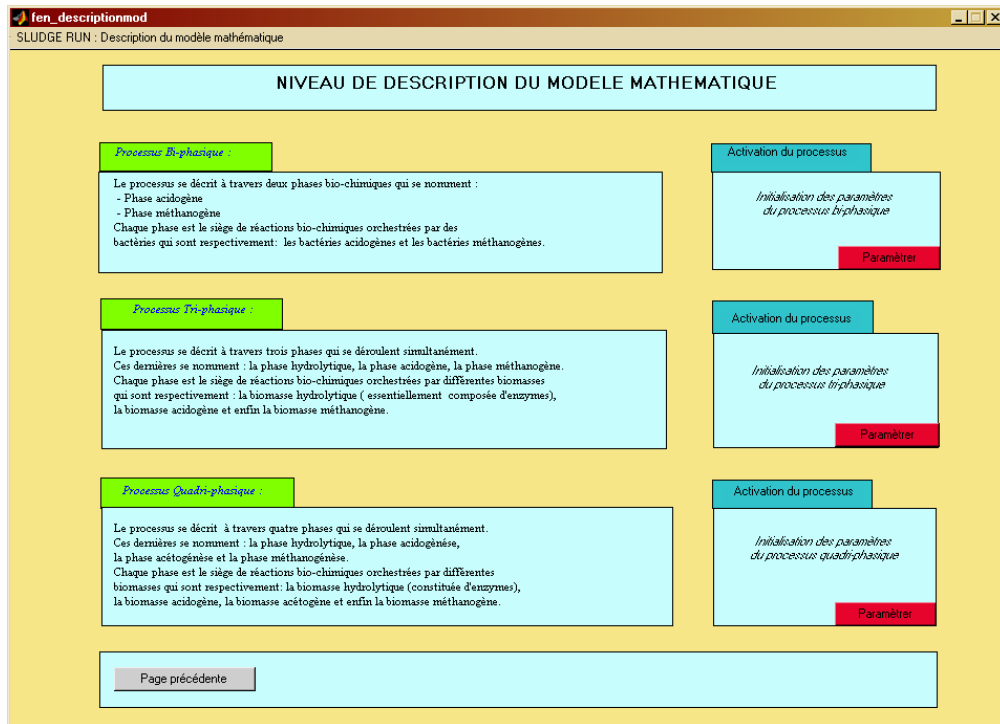


Figure IV.7 : Fenêtre de la description du modèle mathématique

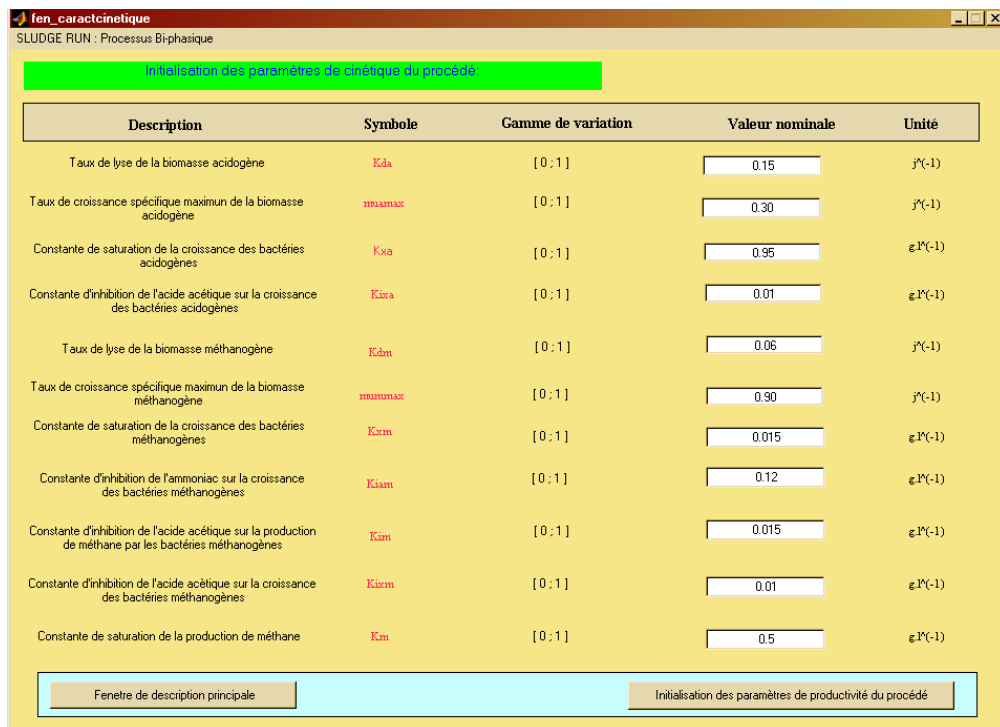


Figure IV.8 : Fenêtre d'initialisation des paramètres de cinétique du procédé

Description	Symbole	Gamme de variation	Valeur nominale	Unité
Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse acidogène	Ya	[0 ; 1]	0.188	[ϵg^{-1}]
Taux de conversion du substrat en cations autres que l'ion ammonium et hydronium par la biomasse acidogène	Ycat	[0 ; 1]	0.01	[ϵg^{-1}]
Taux de conversion du substrat en dioxyde de carbone par la biomasse acidogène	Yco2a	[0 ; 1]	20	[mol.mol ⁻¹]
Taux de conversion du substrat en ammonium par la biomasse acidogène	YNH4	[0 ; 1]	0.50	[ϵg^{-1}]
Taux de conversion des matières volatiles du substrat en glucose par la biomasse acidogène	Yso	[0 ; 1]	0.95	[ϵg^{-1}]
Taux de conversion du substrat en acide acétique par la biomasse acidogène	Yva	[0 ; 1]	0.75	[ϵg^{-1}]
Taux de production maximale de méthane par les bactéries méthanogènes	Vmmax	[0 ; 1]	0.10	[$\epsilon g j^{-1}$]
Taux de conversion de l'acide acétique en méthane par la biomasse méthanogène	YCH4	[0 ; 30]	6.31	[mol.mol ⁻¹]
Taux de conversion du substrat en dioxyde de carbone par la biomasse méthanogène	Yco2m	[0 ; 30]	12.31	[mol.mol ⁻¹]
Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse méthanogène	Ym	[0 ; 1]	0.08	[ϵg^{-1}]

Figure IV.9 : Fenêtre d'initialisation des paramètres de productivité du procédé

Les diverses fenêtres présentées ci-dessus et ci-dessous permettent d'avoir une **lisibilité croissante** et **conviviale** de la **modélisation** complète du processus de fermentation dans le cadre une **approche bi – phasique** et cela sans se heurter à la complexité des écritures mathématiques et de la programmation de ces dernières.

Description	Symbole	Gamme de variation	Valeur Nominale	Unité
Volume du digesteur	Vrec	[0 ; 12]	11.5	Litres
Volume de digesteur	Vgv	[0 ; 10]	1.5	Litres
Coefficient de transfert de gaz	KLa	[0 ; 10]	0.5	j ⁻¹

Figure IV.10 : Fenêtre d'initialisation des paramètres du digesteur



Figure IV.11 : Fenêtre d'initialisation des mesures expérimentales

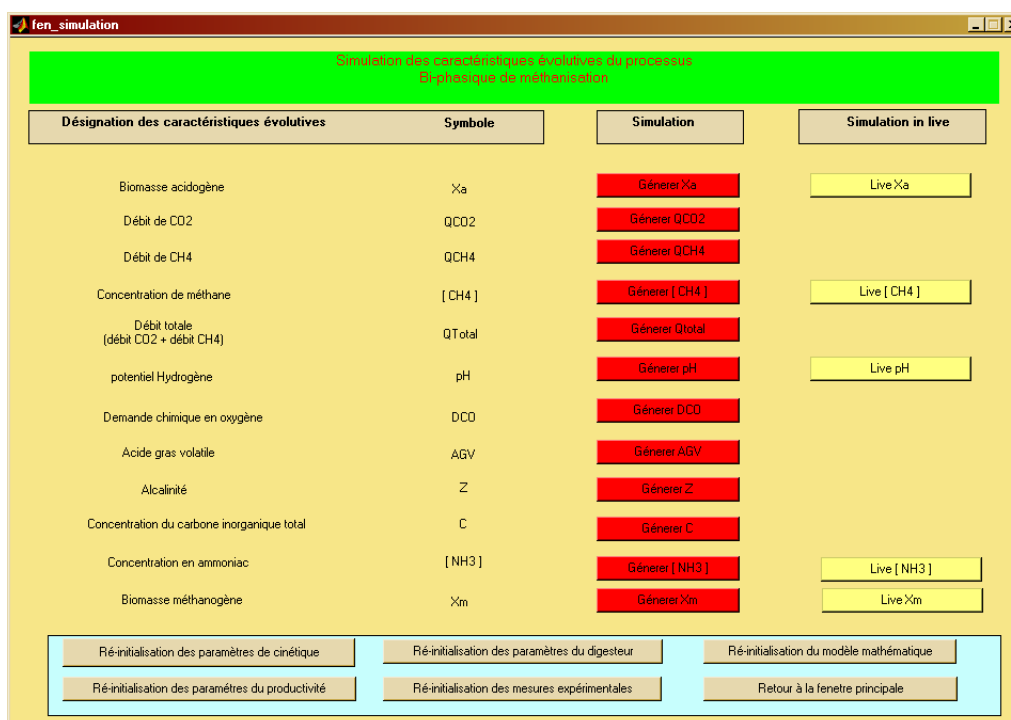


Figure IV.12 : Fenêtre de la simulation

IV.B.1.5.b Présentation fonctionnelle

Le fonctionnement du code de calcul s'inscrit dans une démarche qui s'intègre dans la méthodologie suivante [Figure IV.13]:

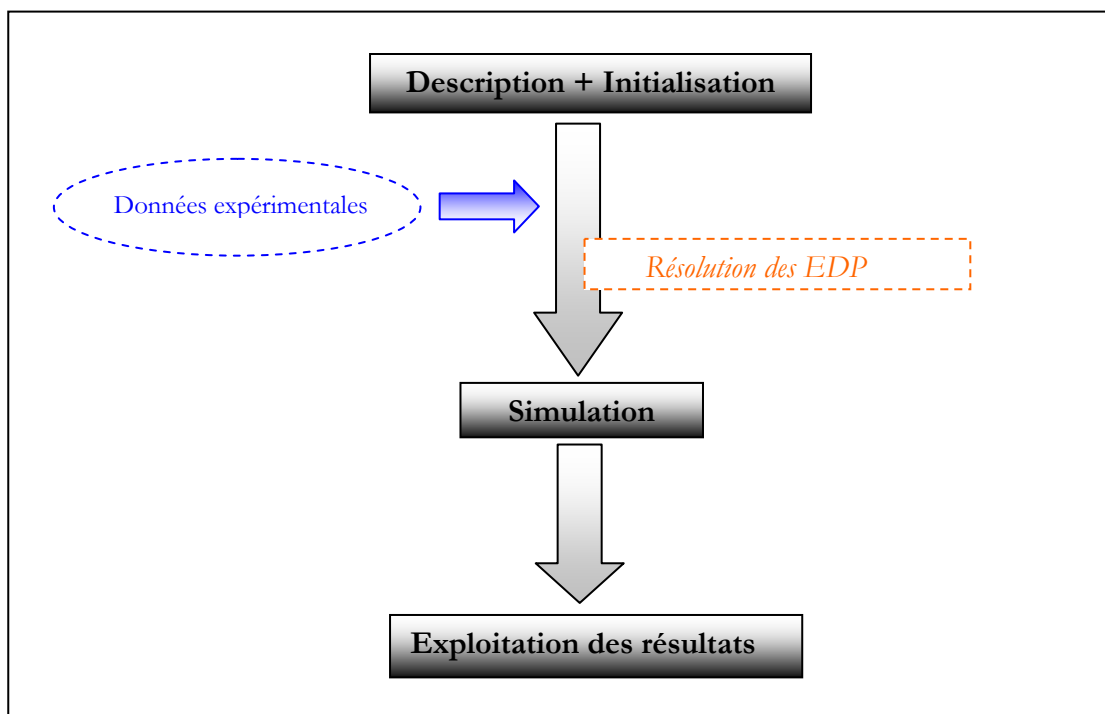


Figure IV.13 : Principe de fonctionnement du code SLUDGE RUN

Les diverses simulations permettront de suivre le **comportement** du milieu de culture (cinétique de croissance...), de son environnement (pH, concentration en NH_3 ...) et des paramètres de production (débit de méthane et de dioxyde de carbone).

IV.B.1.5.c Présentation de quelques résultats de simulation

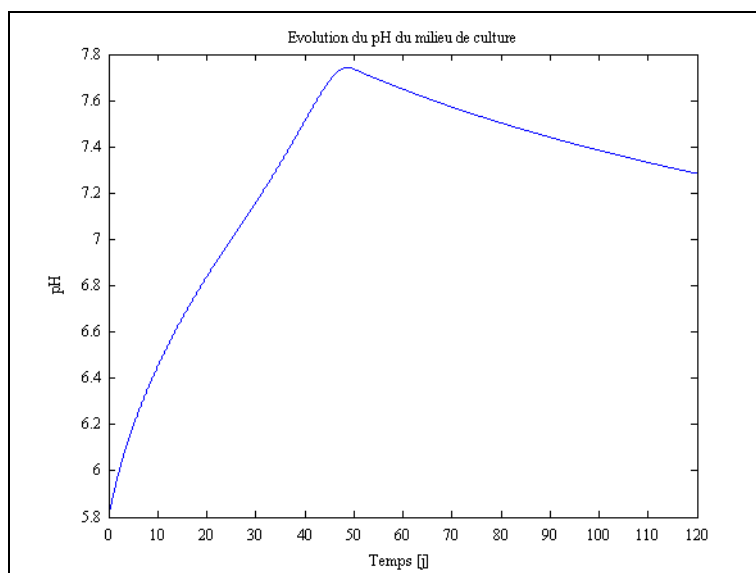


Figure IV.14: Evolution du pH au sein du digesteur

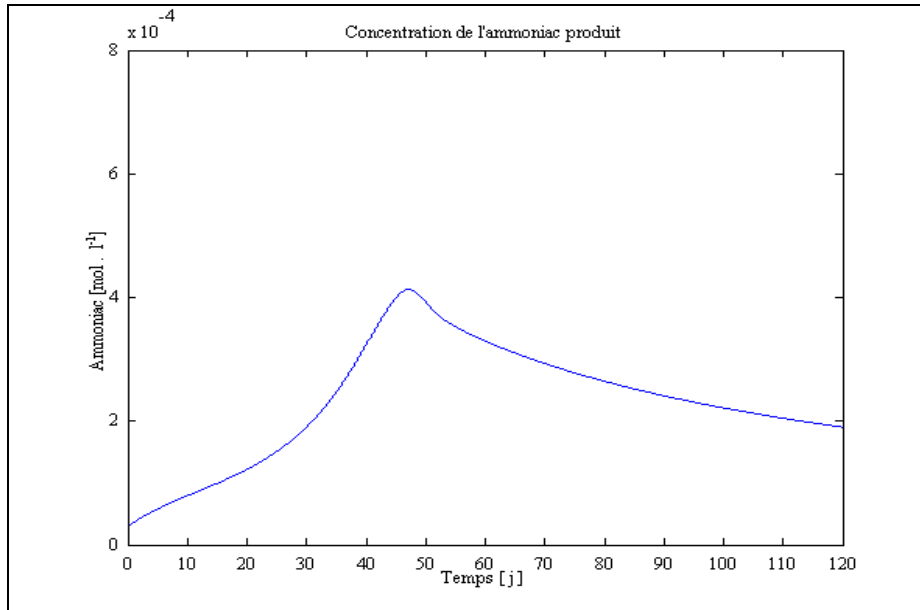


Figure IV.15 : Evolution de la concentration en Ammoniac

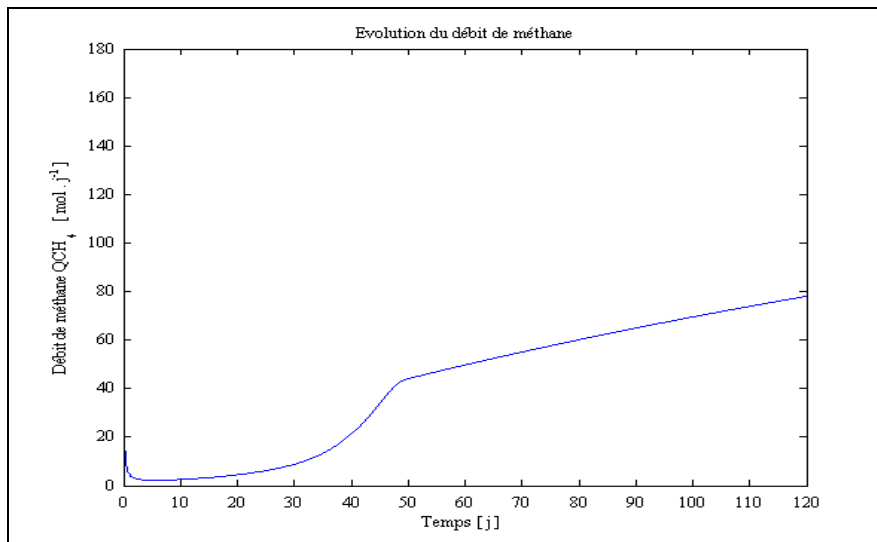


Figure IV.16 : Evolution du débit molaire de méthane

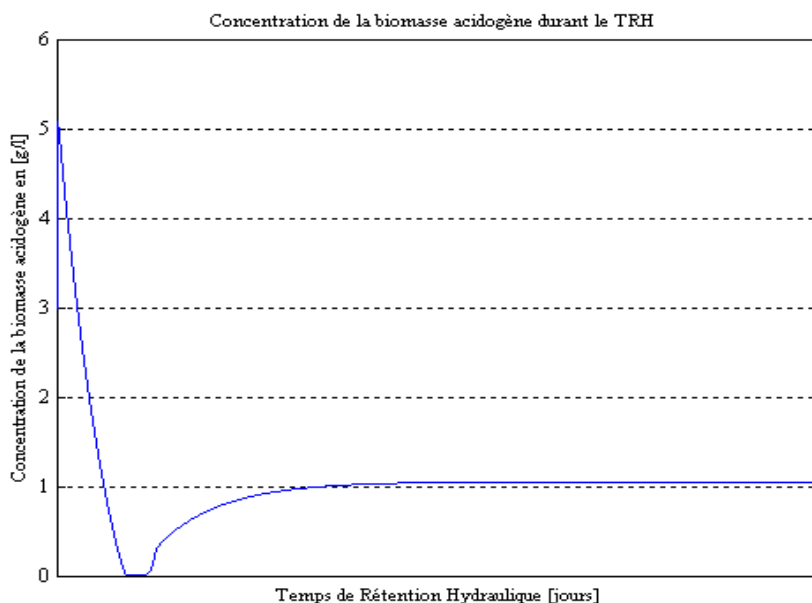


Figure IV.17: Evolution de la concentration des bactéries acidogènes au cours du TRH

La production du méthane [Figure IV.16] démarre à partir du 15^{ème} jour et correspond simultanément à une remontée du pH [Figure IV.14] dans la zone favorable à la croissance et à l'activité des bactéries méthanogènes. Cette zone se situe entre les valeurs 6,5 et 7,8 sur l'échelle du pH.

Néanmoins, l'évolution de l'ammoniac [Figure IV.15] inhibe l'accroissement du débit de CH₄ à partir du 48^{ème} jour à travers une inflexion de la courbe pour adopter une faible variation croissante linéaire avec le temps. De même la biomasse acidogène subit les effets de l'ammoniac dès le début du TRH [Figure IV.17], en effet les micro – organismes sont plus sensibles à l'environnement physico-chimique du milieu de culture.

La présence de plus en plus importante de l'ammoniac s'explique par la dégradation de plus en plus prononcée de la matière organique par les bactéries qui génèrent de l'azote ammoniacal par fermentation de la MO.

IV.B.2 APPROCHE TRI – PHASIQUE: ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE

La modélisation à travers une approche tri – phasique permet de mettre en évidence la phase acétogénèse [Figure IV.1]. Cette dernière est la phase intermédiaire entre la phase acidogénèse et la phase méthanogénèse. Mathématiquement nous la représentons comme une cinétique classique de croissance [éq.IV.A.64].

La phase acétogénèse met l'accent sur la transformation des acides gras volatils (AGV), élément prépondérant dans la formation du méthane, en bases en milieu aqueux sous l'action des bactéries acétogènes. Cette réaction est caractérisée comme une **réaction totale**. Par conséquent le suivi de la cinétique d'apparition des AGV devient essentiel à la compréhension et à l'évolution du processus.

L'abattement de la pollution est mis en évidence à travers le suivi du **paramètre permettant d'évaluer le mieux la matière organique dans l'eau usée**. Trois mesures reconnues sont largement répandues : la Demande Biochimique en Oxygène (DBO), le Carbone Organique Total (COT) et la Demande Chimique en Oxygène (DCO). De ces dernières, la DCO

est assurément la meilleure mesure. En effet, elle seule fournit un lien entre les équivalents électrons dans le substrat organique, la biomasse et l'oxygène utilisé.

IV.B.2.1 Hypothèses simplificatrices :

- le pH du milieu étudié est compris entre 5,5 et 7 (cas des boues des stations d'épuration)
- les effets d'inhibition sont négligeables

IV.B.2.2 Processus du modèle

Fondamentalement, trois processus sont considérés [Figure IV.18] :
 la croissance de la biomasse,
 la cinétique d'acidification,
 et l'hydrolyse des produits organiques

- la *biomasse acidogène*, notée X_a , qui convertit le substrat S_s en acides gras volatiles HA,
- la *biomasse acétogène* notée X_{ac} qui convertit HA en bases A^-
- la *biomasse méthanogène*, notée X_m , transformant les acides HA et les bases A^- issues de la phase acétogénèse en méthane.

Ainsi, nous avons le schéma de transformations successives ci-après :

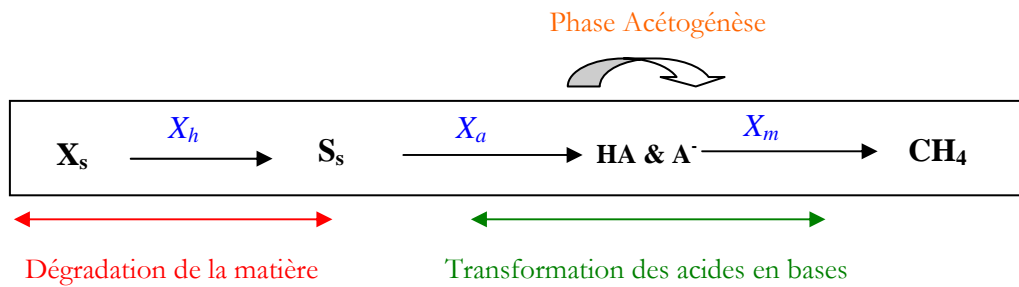


Figure IV.18 : Approche Tri – phasique de la fermentation anaérobie

Le bilan de masse de chacun de ces paramètres peut s'écrire comme suit :

$$\text{Accumulation} = \text{Réaction} + \text{Entrée} - \text{Sortie}$$

IV.B.2.3 Formulation mathématique de la cinétique de croissance des bactéries acétogènes

En adoptant un taux de dilution quotidienne D [j^{-1}] traduisant une alimentation continue, nous obtenons l'équation de bilan massique suivante :

- *Biomasse acétogène* :

$$\frac{dX_{ac}}{dt} = \mu_{ac} \cdot X_{ac} - X_{ac} \cdot D + K_{dac} \cdot X_{ac} \quad \text{IV.A.64}$$

dans lequel μ_{ac} [j^{-1}] représentent le taux spécifique de croissance microbienne X_{ac} et qui est calculé suivant le modèle de cinétique de Monod :

$$\mu_{ac} = \frac{\mu_{acmax} \cdot X_s}{K_{s_s} + X_s} \quad \text{IV.A.65}$$

où μ_{acmax} [j^{-1}] désigne le taux spécifique maximum de croissance de la biomasse acétogène tandis que, K_{s_s} est la constante de Michaëlis-Menten.

Nous pouvons noter que l'évolution temporelle du gaz de méthane ne figure pas dans ce modèle de manière explicite. En effet, l'objectif de ce modèle a été axé sur la maximisation de la production des acides gras volatiles plutôt que la maximisation directe de la production du méthane afin d'optimiser la conception des digesteurs.

Cette nouvelle approche permet de mettre l'accent sur les paramètres de pollution carbonée comme par exemple la Demande Chimique en Oxygène (D.C.O). Ce paramètre de pollution se décompose en DCO particulaire (DCO_p), en DCO soluble (DCO_s) et en DCO vivante (DCO_v). [Figure IV.19]. Trois formes de la DCO totale qui correspondent à la forme substrat, la forme inerte et la biomasse vivante (hétérotrophe et autotrophe). Ces formes se subdivisent à leur tour et nous pouvons distinguer sept fractions dont la hiérarchie est présentée dans l'organigramme ci-dessous :

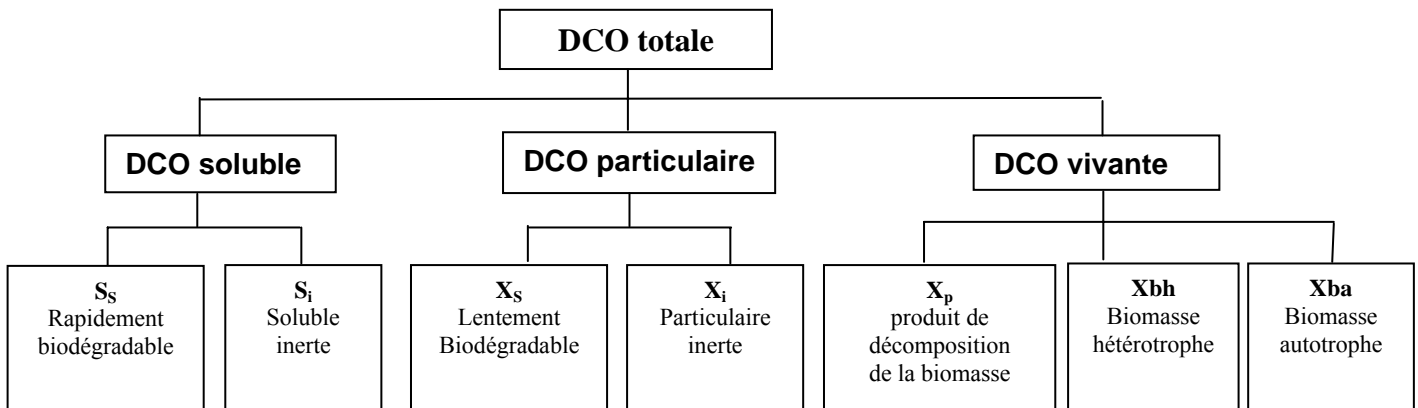


Figure IV.19 : Fractionnement de la DCO

L'évaluation de cette troisième phase permet d'atteindre des paramètres tels que la demande chimique en oxygène qui est un paramètre primordial dans l'évaluation de la pollution carbonée:

$$DCO_p = X_a + X_{ac} + X_m \quad \text{IV.A.66}$$

$$DCO_s = S_s + HA \quad \text{IV.A.67}$$

$$AGV = HA \quad \text{IV.A.68}$$

où DCO_p désigne la DCO des particules et DCO_s représente la DCO soluble.

Afin d'initialiser les variables d'état du bilan de masse, du fait que seules les DCO sont les données disponibles, il est d'usage de supposer que la DCO_p est composée de **10% de biomasse hydrolytique**, **20% de biomasse acidogène** et **70% de biomasse méthanogène**. Ce sont en effet les valeurs classiquement admises pour les boues dans le procédé employé au niveau des boues des stations d'épuration.

IV.B.2.4 Outil de simulation

Le multifenêtrage proposé par le code de simulation SLUDGE RUN offre la possibilité de simuler la fermentation anaérobie à travers une approche tri – phasique. L'utilisation de ce dernier nécessite une description très détaillée du déroulement des phénomènes biologiques, biochimiques et physico – chimiques.

Initialisation des paramètres structurels et des données expérimentales

Paramètres structurels		Données expérimentales	
-Taux spécifique maximum de croissance des biomasses :			
Biomasse acidogène :	mu _h max	0.11	Jour ⁽⁻¹⁾
Biomasse acétogène :	mu _a max	0.27	Jour ⁽⁻¹⁾
Biomasse méthanogène :	mu _m max	0.10	Jour ⁽⁻¹⁾
- Coefficient de rendement des différentes étapes :			
Hydrolyse	Y _h	0.08	
Acidogénèse	Y _a	0.44	
Méthanogénèse	Y _m	0.7	
Coefficients de Mickaelis-Menten			
	K _{xs}	0.5	
	K _{ss}	0.5	
	K _a	0.5	
1 division de l'axe des temps correspond à		1	Jours

Figure IV.20 : Fenêtre de saisie des paramètres structurels et des données expérimentales

Simulation des caractéristiques évolutives du processus Triphasique de la méthanisation

Désignation des caractéristiques évolutives	Symbole	Simulation	Simulation in live
Concentration de la biomasse hydrolytique	X _h	Générer X _h	Live X _h
Concentration de la biomasse acidogène	X _a	Générer X _a	Live X _a
Concentration de la biomasse méthanogène	X _m	Générer X _m	Live X _m
Concentration en substrat organique complexe	X _s	Générer X _s	Live X _s
Concentration de la biomasse facilement biodégradable	S _s	Générer S _s	Live S _s
Concentration des acides gras volatiles	A	Générer A	Live A
Demande biochimique en oxygène particulaire	DCOp	Générer DCOp	
Demande biochimique en oxygène soluble	DCOs	Générer DCOs	
Débit de méthane	QCH ₄	Générer QCH ₄	

Figure IV.21 : Fenêtre de simulation

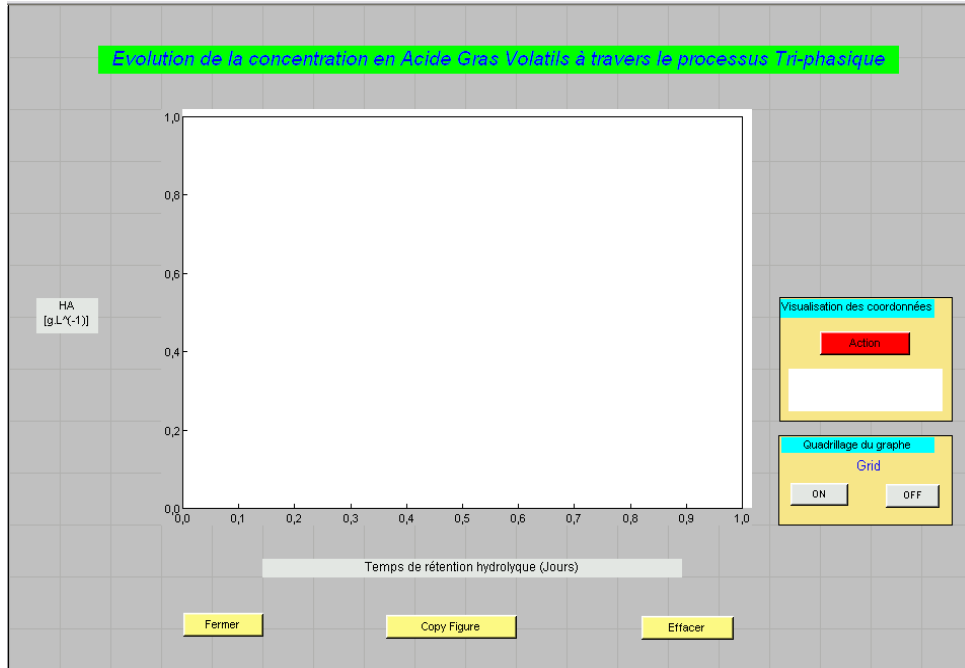


Figure IV.22 : Fenêtre graphique

L’outil de simulation SLUDGE RUN dans une approche tri – phasique permet de mettre en évidence les cinétiques de croissance classiques des biomasses mais également la cinétique d’apparition des acides gras volatils [Figure IV.24], caractéristiques de la phase acidogénèse. A cela s’ajoute le suivi des marqueurs de pollution carbonée tels que la Demande Chimique en Oxygène [Figure IV.23].

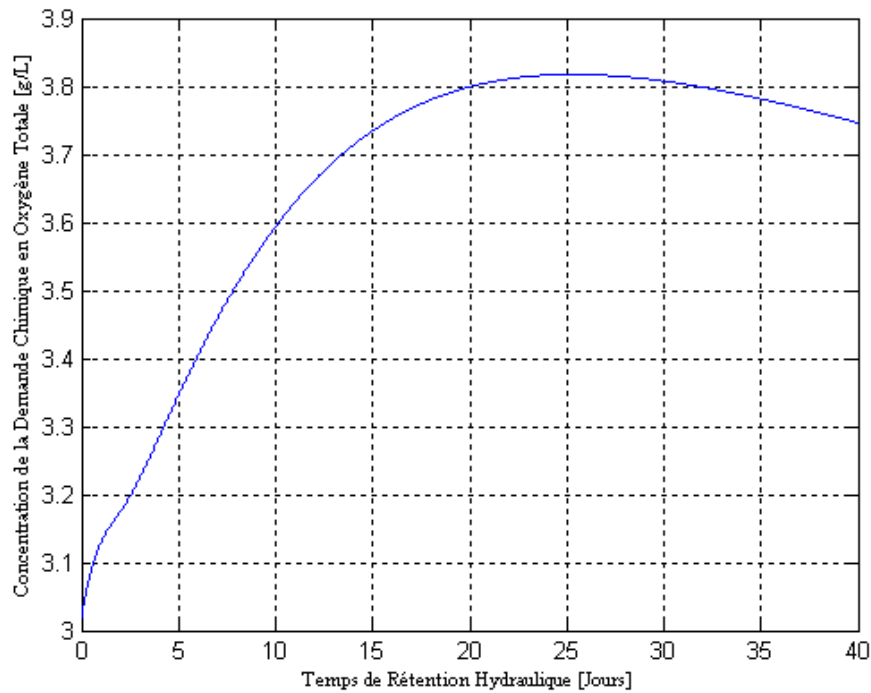


Figure IV.23 : Evolution de la DCO_{totale} durant la fermentation

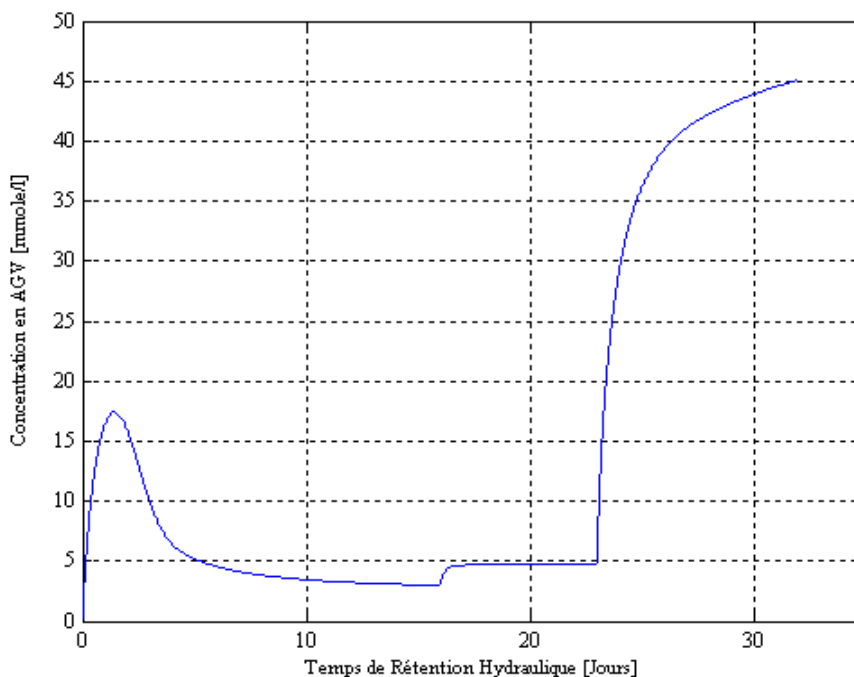


Figure IV.24 : Cinétique des Acides Gras Volatils durant la phase acidogénèse transformés totalement en bases durant la phase acétogénèse

Les résultats obtenus suscitent quelques remarques. En effet que ce soit pour l'abattement de la demande chimique en oxygène [Figure IV.23] ou pour l'apparition des acides gras volatils [Figure IV.24], les variations significatives des AGV (augmentation) et de la DCO (diminution) apparaissent après les vingt premiers jours de la fermentation. L'explication viendrait de la phase d'hydrolyse qui correspond à la fragmentation des polymères et conditionne la mise en route du processus. Sans cette étape, la fermentation ne peut se dérouler dans de bonnes conditions et être optimale. La durée de cette phase, appelée également **phase de latence**, dépend de la densification et de la massification de la matière organique.

Cette phase est caractérisée comme étant la **phase limitante** dans le processus et demande à être approfondie. Par conséquent, l'étendue et la complexité de cette étape doivent être traduites sous forme mathématique afin de se rapprocher de la réalité biologique voire biochimique. Cela porterait au final à **quatre phases** le processus de fermentation anaérobie.

IV.B.3 APPROCHE QUADRI – PHASIQUE: HYDROLYSE – ACIDOGENESE – ACETOGENESE – METHANOGENESE

La description du processus de digestion peut se concevoir à travers une approche Bi – phasique (Acidogénèse - Méthanogénèse) ou Tri - phasique dans laquelle vient s'ajouter une troisième phase, celle de l'Acétogénèse. Néanmoins, la phase la plus déterminante du processus n'est pas bien prise en compte. C'est la phase d'Hydrolyse dans laquelle les macro molécules sont désintégrées afin de faciliter leur assimilation par les bactéries. Cette nouvelle phase nous amène à considérer une nouvelle approche du processus, dit processus Quadri – phasique. Ce dernier permet une description plus précise des phénomènes survenant lors de la phase de latence dite Hydrolyse également. A ce titre nous proposons ci-dessous une description mathématique de cette phase.

IV.B.3.1 Présentation du processus Quadri - phasique

L'hydrolyse se distingue à travers deux étapes : une phase de désintégration de la matière organique et une phase d'hydrolyse enzymatique. Une optimisation de cette étape favorise les étapes d'abattement de la pollution carbonée mais augmente la concentration en ammoniac du milieu.

La modélisation de cette approche quadri – phasique permet de mettre en évidence la simultanéité de l'ensemble des réactions physico – chimiques réversibles, biochimiques et biologiques irréversibles [Figure IV.1]

IV.B.3.2 Modélisation Mathématique

Cette nouvelle approche complète les modèles présentés précédemment et vient enrichir la base de connaissance bi phasique qui constituait notre point de départ. La modélisation de cette quatrième phase va constituer un apport non négligeable dans la compréhension de la phase de latence et de son impact sur les différentes phases.

- Hydrolyse de la Matière Organique (MO)

La matière organique complexe est attaquée par un premier groupe de bactéries dites hydrolytiques qui cassent les polymères du type Carbohydrates, Protéines et Lipides respectivement en Monosaccharides, Acides Aminés et en Acides Gras. Les cinétiques de désintégration obéissent toutes à des équations du premier ordre [Tableau IV.4].

Pourquoi suivre la cinétique de croissance des monomères et de décroissance des substrats complexes ?

L'assimilation des composés organiques complexes par les bactéries nécessite une hydrolyse de ces derniers afin de réduire leur taille.

Le suivi de cette étape limitante se fait à travers la cinétique de croissance des monomères issus de la désintégration des polymères. Cette phase à un impact direct sur le métabolisme bactérien.

Une modélisation précise de cette hydrolyse est importante pour avoir un suivi pertinent du processus.

Polymères → Monomères	Réactions d'Hydrolyse des Polymères	Cinétiques de croissance des Monomères
Carbohydrates → Monosaccharides	$\frac{dX_{ch}}{dt} = -k_{hyd, ch} X_{ch}$ [IV.69]	$\frac{dS_{Su}}{dt} = k_{cr, Su} X_{ch}$ [IV.70]
Protéines → Acides Aminés	$\frac{dX_{Pr}}{dt} = -k_{hyd, pr} X_{Pr}$ [IV.71]	$\frac{dS_{aa}}{dt} = k_{cr, aa} X_{Pr}$ [IV.72]
Lipides → Acides Gras + Monosaccharides	$\frac{dX_{Li}}{dt} = -k_{hyd, Li} X_{Li}$ [IV.73]	$\frac{dS_{Su}}{dt} = \frac{1}{(1 - f_{fa, Li})} (k_{cr, Su}) X_{Li}$ [IV.74] $\frac{dS_{fa}}{dt} = \frac{k_{cr, fa}}{f_{fa, Li}} X_{Li}$ [IV.75]

Tableau IV.4 : Equations caractéristiques de l'Hydrolyse

Les différentes cinétiques, gouvernées par des équations du premier ordre [Tableau IV.4], reflètent l'effet cumulé des divers processus de désintégration.

IV.B.3.3 Présentation des résultats de simulation

IV.B.3.3.a Paramètres fonctionnels du modèle

La programmation a été réalisée sous environnement MATLAB. Un certain nombre de variables telles que la composition de l'effluent, les conditions initiales de la phase liquide et de la phase gazeuse et les conditions opératoires sont spécifiées comme entrées du modèles. La méthode de programmation est basée sur celle de Euler implicite et le code de calcul [Figure IV.25] génère un fichier de sortie associé aux différents scénarios envisagés.

Les caractéristiques de l'effluent sont précisées dans le **tableau IV.5** et sont basées sur les effluents de la station d'épuration de Saint-Pierre.

Les conditions de simulation sont les suivantes : **35°C**, dilution de **10%** du volume de départ, TRH : **30 jours**.

Caractéristiques	Valeurs
Substrats insolubles	5.4
Substrat soluble (Polymères)	30.4
Acétate total	4.5
Propionate total	2.3
Butyrate total	0.2
Ammoniac total	3.0357
Biomasse microbienne total	0.2
pH	7.4
DCO _{entrée}	8347.83
DCO _{sortie}	3992
DBO _{entrée}	415.27
DBO _{sortie}	189.49
Facteur de dilution	0.1

Tableau IV.5 : Les caractéristiques chimiques et physico- chimiques de l'effluent

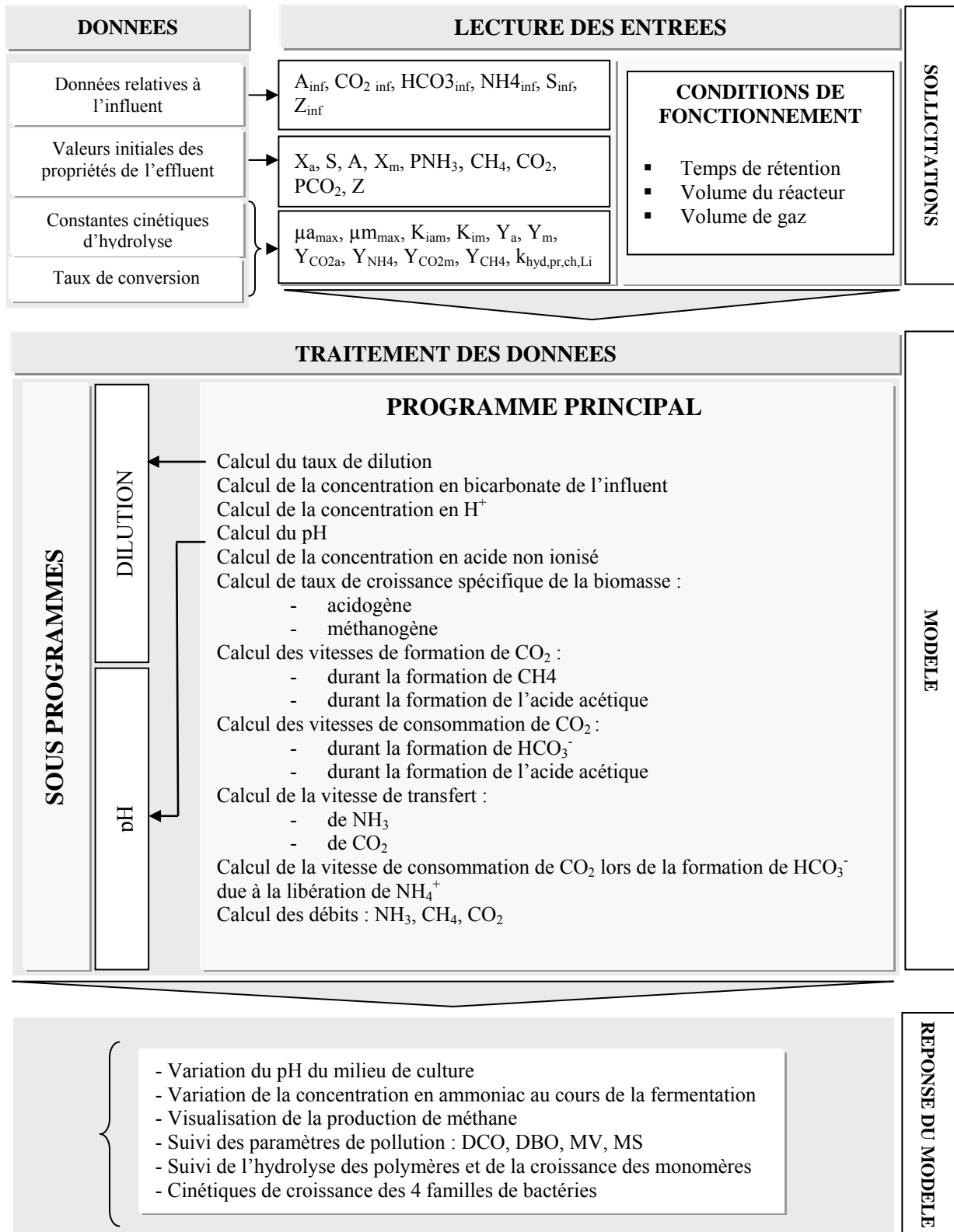


Figure IV.25 : Synoptique du code de calcul associée à la modélisation en quadri - phasique

IV.B.3.3.b Les cinétiques d'Hydrolyse

A partir des constantes d'hydrolyse proposées par la littérature [IWA,2002] variants de 0,25 à 0,33 puis estimées par nos soins grâce à la calibration de ces dernières (cf. Chapitre V), le comportement des polymères a pu être mis en évidence. Les informations pertinentes à retenir sont au niveau des effets de cette hydrolyse sur la croissance des monomères. En effet dans le cadre de l'hydrolyse des Carbohydrates [Figure IV.26] et des Protéines [Figure IV.27], aucune différences majeures ne sont notables. Ces dernières opèrent une cinétique de décroissance très rapide, néanmoins les monomères issus de l'hydrolyse des carbohydrates et des protéines respectivement les monosaccharides [Figure IV.29] et les acides aminés [Figure IV.31] opèrent une cinétique de croissance très rapide mais avec une phase de démarrage très longue. Ces résultats permettent de justifier cette phase de latence plus ou moins longue. Ce n'est pas la désintégration des polymères qui ralentit le processus mais plutôt l'assimilation de ces derniers par les bactéries hydrolytiques hétérotrophes afin de les convertir en monomères. Comme la nature des bactéries n'est pas à remettre en question, l'optimisation de cette phase passerait par une amélioration plus rapide des conditions opératoires telles que : le pH, la température et la diminution de paramètres inhibiteurs tels que l'ammoniac qui si elles ne sont pas favorables inhibent le processus.

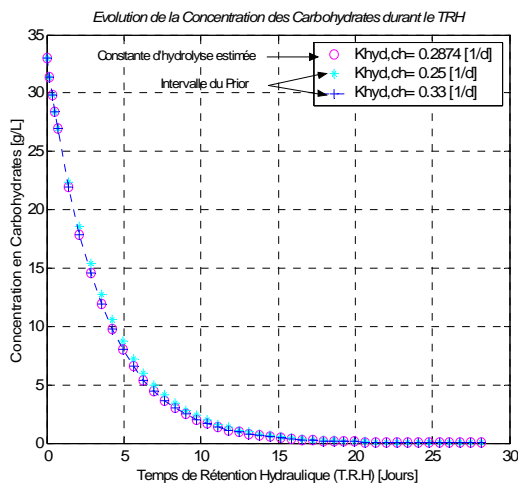


Figure IV.26: Hydrolyse des Carbohydrates avec un $k_{hyd,ch} = 0,2874 \text{ j}^{-1}$

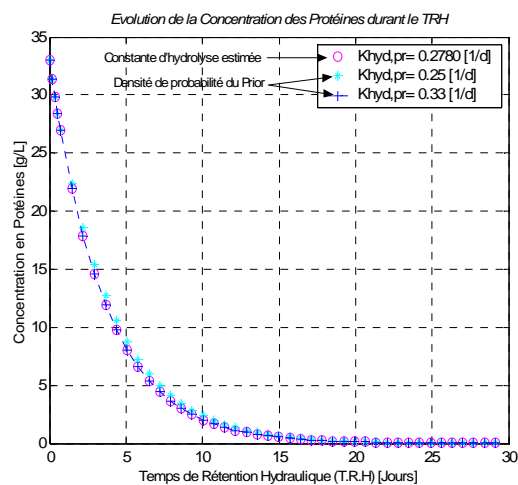


Figure IV.27: Hydrolyse des Protéines avec un $k_{hyd,Pr} = 0,2780 \text{ j}^{-1}$

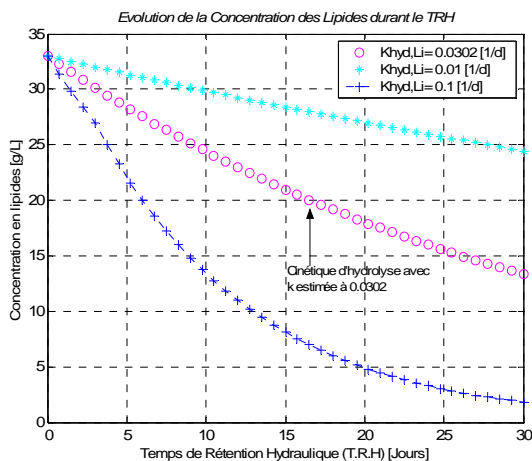


Figure IV.28: Concentration des lipides avec un $K_{hyd,Li} = 0,0302 \text{ j}^{-1}$

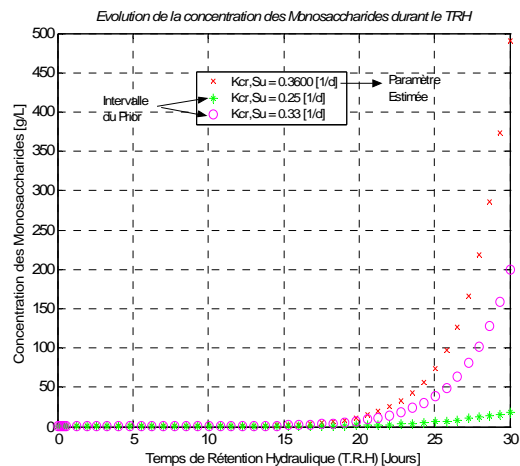


Figure IV.29: Concentration des Monosaccharides avec un $k_{cr,Su} = 0,3600 \text{ j}^{-1}$

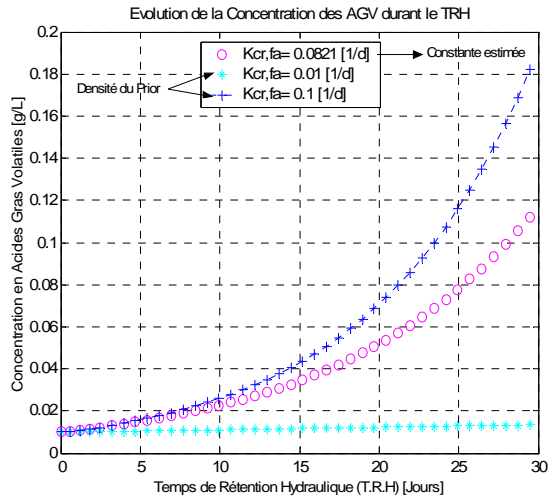


Figure IV.30 : Concentration des AGV avec un $K_{cr,fa} = 0,0821 \text{ j}^{-1}$

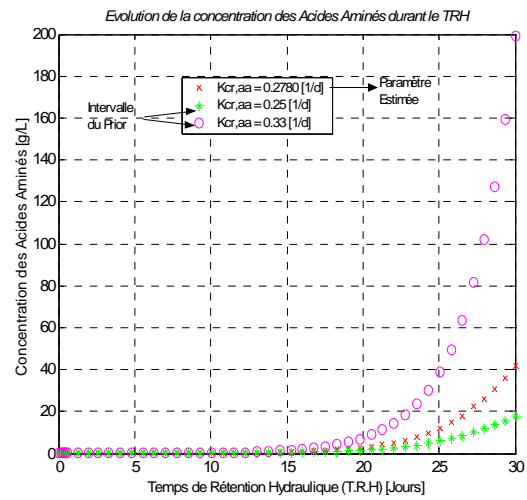


Figure IV.31 : Concentration des Acides Aminés avec un $K_{cr,aa} = 0,2780 \text{ j}^{-1}$

IV.B.3.3.c Cinétiques de la Biomasse à travers une approche tri – phasique et une approche quadri – phasique

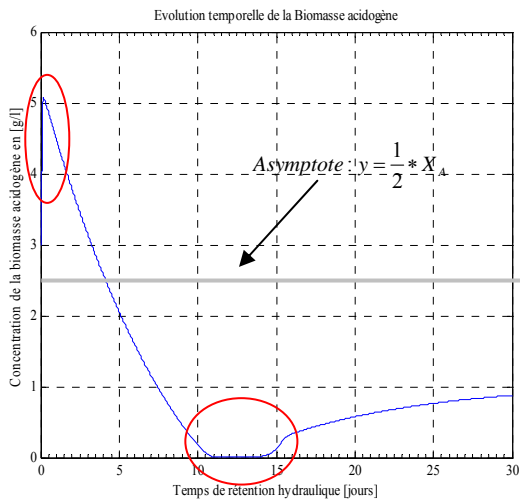


Figure IV.32 : Cinétique de croissance des Bactéries Acidogènes selon une approche quadri - phasique

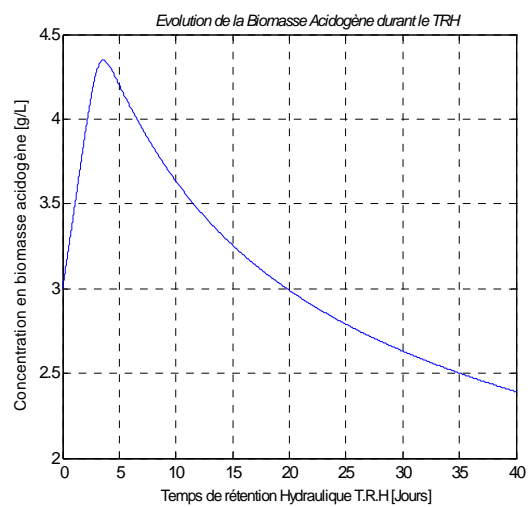


Figure IV.33 : Cinétique de croissance des Bactéries Acidogènes selon une approche tri - phasique

Les cinétiques de croissance à travers une approche quadri – phasique [Figure IV.32, IV.34] ne se poursuivent pas toutes de manière *exponentielle* mais toutes convergent vers une certaine limite. Cette limite peut être imposée soit par l'épuisement du milieu en un ou plusieurs aliments du à une activité hydrolytique trop timide qui tend à appauvrir le milieu soit par l'accumulation de déchets métabolites ou de toxines spécifiques.

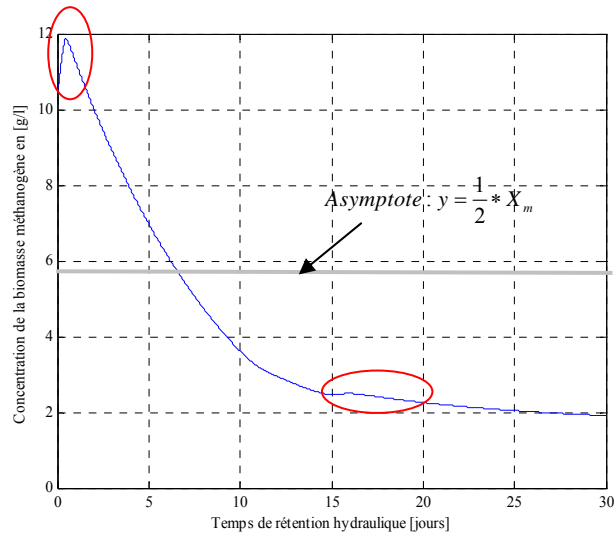


Figure IV.34 : Cinétique de croissance des Bactéries Méthanogènes selon une Approche Quadri - phasique

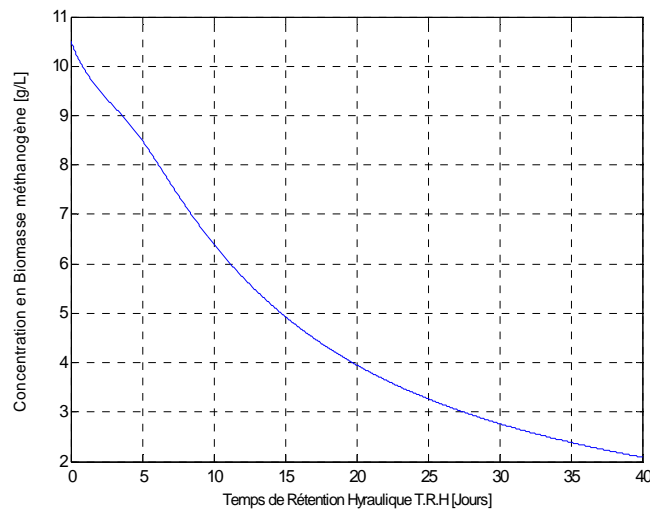


Figure IV.35: Cinétique de croissance des Bactéries Méthanogènes selon une Approche Tri - phasique

Les sauts visualisés sur les graphes [Figure IV.32, IV.34] au début et au milieu des cinétiques caractérisent une variation anormale du taux de croissance. A l'origine de ces irrégularités la présence de toxines ou de déchets (métabolites) créées par la biomasse et qui limitent son taux d'accroissement. De plus les graphes [Figure IV.32, IV.34] présentent une concavité tournée vers le bas qui s'accompagnent de points d'inflexions qui se trouvent en dessous de l'asymptote horizontale gouvernée par l'équation $y = 1/2 * X_{A,M}$. On peut en déduire qu'il intervient dans leur croissance un ou des facteurs limitants qui ne sont pas eux-mêmes fonction, ou du moins pas uniquement fonction de l'accroissement de la biomasse [Monod, 1949], ce qui reviendrait à dire, en somme, que les conditions fonctionnelles auront varié au cours de la croissance. Une de ces conditions serait une augmentation du pH qui s'accompagne d'une augmentation de la concentration en Ammoniac ($N-NH_4$) et d'une accumulation de composés organiques acides (AGV) [Penaud & al, 1999].

Ces perturbations ne se retrouvent pas aux niveaux des cinétiques issus de l'approche tri –phasique [Figure IV.33, IV.35], dans lequel la phase d'Hydrolyse n'est pas prise en considération. Les termes tels que les coefficients d'hydrolyse n'interviennent pas dans le formalisme des cinétiques. On voit donc que ces considérations quelque peu abstraites aboutissent à un résultat pratique non négligeable.

IV.B.3.3.d Evolution des paramètres de pollution : DCO_{Particulaire} et DCO_{Soluble}

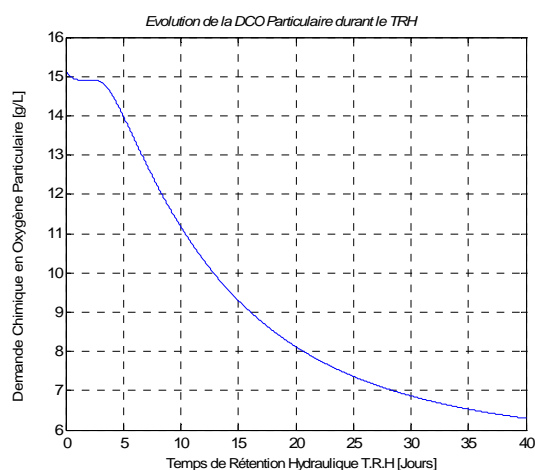


Figure IV.36 : Cinétique de la DCO_p

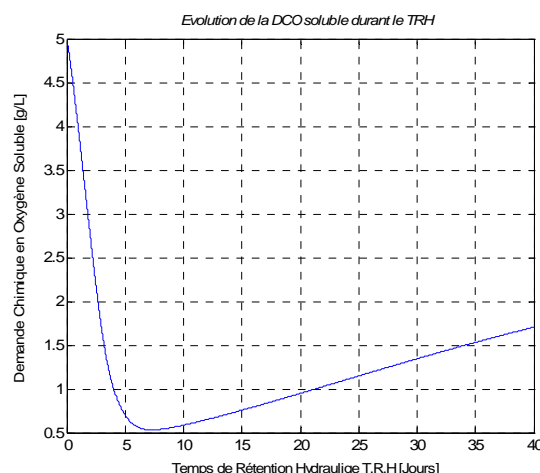


Figure IV.37 : Cinétique de la DCO_s

Une hydrolyse optimale à travers une détermination pertinente des constantes cinétiques d'hydrolyse, surtout celle associée aux protéines, améliore la solubilisation de la DCO particulaire et soluble [Figure IV.36 et IV.37]. La présence de matière en suspension dans la DCO_p est à l'origine de la phase de latence observée lors des quatre premiers jours [Figure IV.36]. La taille plus ou moins importante des particules en suspension conditionne la solubilisation plus ou moins rapide de la DCO. Leur présence inhibe la dépollution carbonée. Le pourcentage de DCO particulaire [Figure IV.36] biodégradable diminue tout au long du T.R.H selon une cinétique de dégradation très lente. Ce phénomène n'est pas observé dans le cas de la DCO_s puisque cette dernière est issue d'une filtration, cette dernière bénéficie d'une cinétique de dégradation rapide. Les résultats montrent [Figure IV.37] que la biodégradation de la DCO soluble est atteinte à plus de 90% au bout des cinq premiers jours avec approximativement 5 à 10% de DCO soluble restant à biodégrader sur les 35 jours suivants. La principale activité observée dans ces conditions est l'élimination de la DCO à travers la production de gaz : 56% de la charge de la DCO est transformée en biogaz. La DCO restante (44%) représente 18,9% de la DCO particulaire et 81,1% de la DCO soluble. La fraction de la DCO particulaire contient des particules de substrat qui n'ont pas été hydrolysées par les micro-organismes hydrolytiques. La fraction de DCO soluble contient 45,5% d'acides gras volatils et 55% de matières solubles non identifiées.

IV.B.3.3.e Evolution du débit du méthane et du Dioxyde de carbone

Les simulations sur la productivité du biogaz [Figure IV.40] ont permis de mettre en évidence la non régularité du débit que ce soit aussi bien pour le méthane [Figure IV.39] que pour le dioxyde de carbone [Figure IV.38]. Le débit durant le TRH est en perpétuel croissance, mais cela ne se fait pas à un taux constant. Des paliers de débit apparaissent durant le TRH, ils sont la conséquence indirecte des facteurs limitants qui peuvent apparaître tout le long du processus. Les perturbations (diminution du taux d'accroissement) que subissent les bactéries en autres les bactéries méthanogènes responsables de la méthanogénèse se répercutent immédiatement sur la production de biogaz mais non pas en la diminuant mais en l'inhibant [Figure IV.41]. En effet, les ralentissements ou les diminutions du taux de croissance se traduisent par des paliers de débits constants [Figure IV.39, IV.40, IV.41] et non par des effets qui sont similaires aux causes.

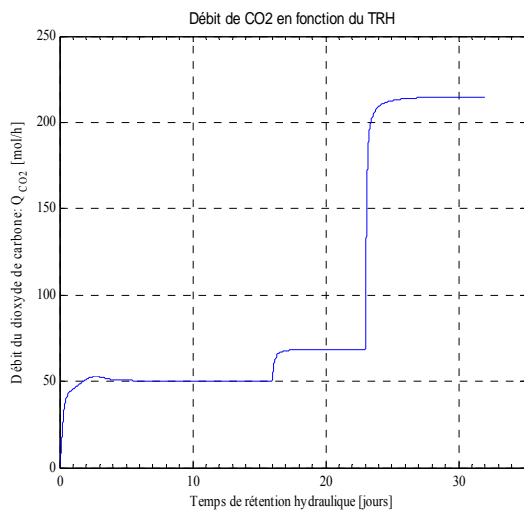


Figure IV.38 : Evolution du débit dioxyde de carbone

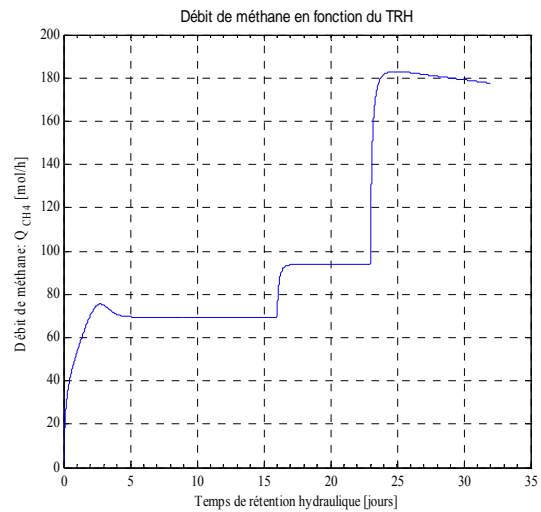


Figure IV.39 : Evolution du débit de méthane

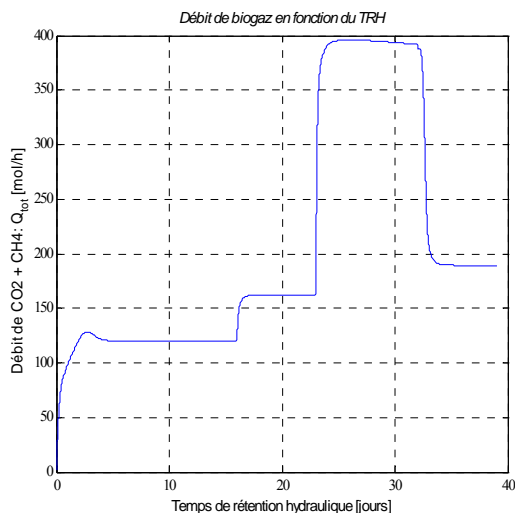


Figure IV.40 : Evolution du débit de méthane

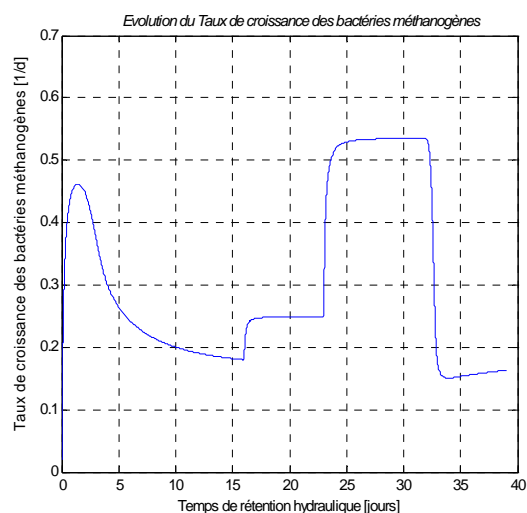


Figure IV.41 : Evolution du taux de croissance de la biomasse méthanogène

IV.C MODELISATION DYNAMIQUE DE LA DIGESTION ANAEROBIE DES BOUES EN REGIME MESOPHILE SELON LE PROCEDE DISCONTINU SBR

IV.C.1 PRESENTATION DU MODELE

Le modèle mathématique présenté prend en considération la production de méthane en deux étapes, à savoir :

- L'étape hydrolyse / acidogénèse de l'acétate
- L'étape acétogénèse / méthanogénèse

A l'origine, ce modèle a été développé pour la simulation du processus de fermentation anaérobie des déchets organiques dans un réacteur continu infiniment mélangé. Il permet de **suivre l'effet d'inhibition de l'ammoniac** et du **pH** sur le déroulement du processus et permet de prédire la "performance" du digesteur à travers la production effective de méthane. Dans cette étude, nous adaptons le modèle, au cas d'un digesteur fonctionnant **en mode discontinu (Sequencing Batch Reactor)** en régime mésophile (35°C) c'est-à-dire que **nous ne considérons plus le facteur de dilution D dans nos équations rattachées à la modélisation en Bi – phasique** **eq.[IV.38] à eq.[IV.63]**.

IV.C.2 LES RESULTATS DE SIMULATION

IV.C.2.1 Evolution du pH durant la méthanisation

En fermentation discontinue, on observe deux phases successives [**Figure IV.42**]: la première est une diminution du pH jusque vers 6.5 ; la seconde se caractérise par une remonté du pH et sa stabilisation aux environs de 7~7.8 tandis que le méthane commence à se dégager.

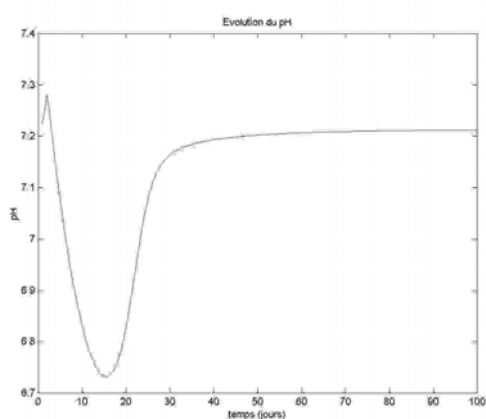


Figure IV.42 : Evolution du pH durant le TRH

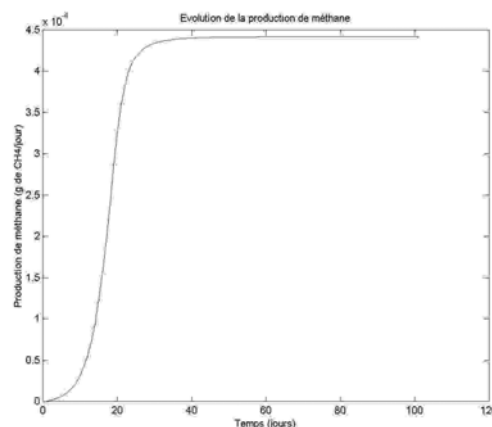


Figure IV.43 : Evolution de la production de méthane durant le TRH

Ces deux phases sont effectivement bien prises en compte par le modèle ; la production de méthane atteint une zone palnière aux alentours de 30 jours après la stabilisation du pH à 7.2.

IV.C.2.2 Evolution de la croissance des micro-organismes

Au sens biologique du terme, la croissance est la variation quantitative ordonnée de tous les constituants d'un organisme. Chez les unicellulaires comme chez les bactéries, elle se traduit par une augmentation des individus et donc par une augmentation de la biomasse globale. La biomasse acidogène présente initialement à la concentration de 0.1 g.l^{-1} croît directement [figure IV.44] avec la présence initiale de 5 g.l^{-1} de glucose dissous. La concentration en glucose diminue en dépit d'une production, certes faible, de glucose par la biomasse acidogène à partir de la matière volatile [figures IV.46 & IV.47]. La croissance de la biomasse méthanogène, s'effectue un peu plus tardivement en dépit d'un taux de croissance spécifique en augmentation jusqu'aux environs du 17^{ème} jour [figures IV.46 & IV.47]. Ceci peut en partie s'expliquer par la faible valeur de départ 0.01 g.l^{-1} de la biomasse méthanogène et l'effet d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance de la biomasse méthanogène.

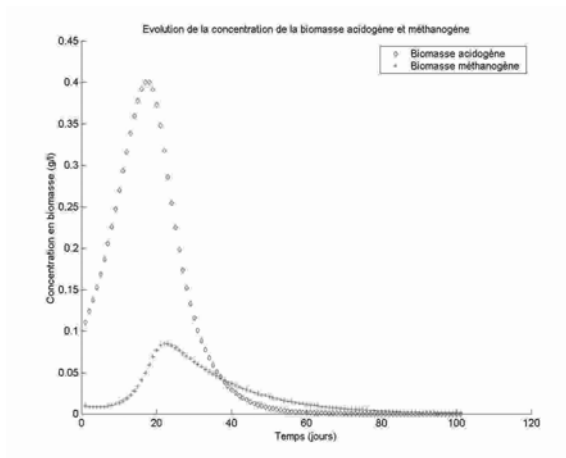


Figure IV.44 : Evolution de la biomasse acidogène et méthanogène

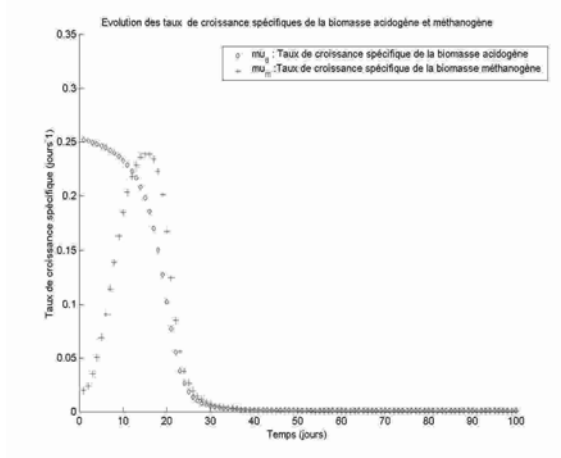


Figure IV.45 : Evolution des taux de croissance spécifiques de la biomasse méthanogène et acidogène

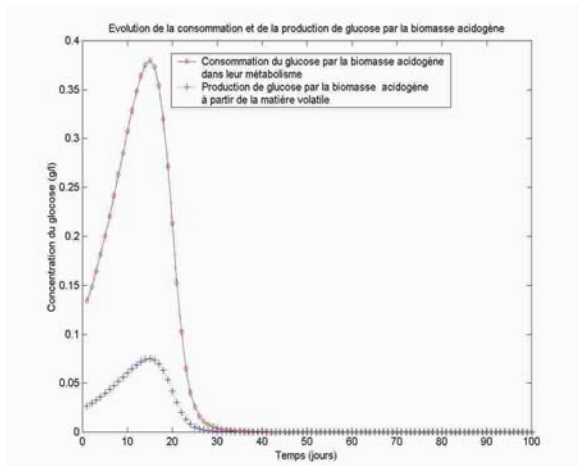


Figure IV.46: Evolution de la consommation et de la production de glucose par la biomasse acétogène

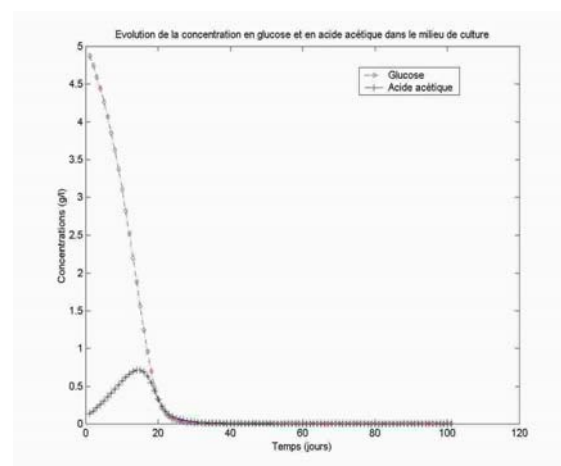


Figure IV.47 : Evolution de la concentration en glucose et en acide acétique dans le milieu de culture

IV.C.2.3 Evolution des pressions partielles

Le modèle fonctionne à la pression constante de 730 mmHg et tient compte de l'évolution des pressions partielles de l'ammoniac et dioxyde de carbone. La pression partielle du dioxyde de carbone est plus élevée que celle de l'ammoniac, ce qui est à première vue logique puisque le biogaz est en général constitué de 50 à 70 % de méthane et de 30 % de gaz carbonique [figure IV.48]. L'ammoniac étant en faible proportion, sa pression partielle s'en retrouve réduite par rapport au dioxyde de carbone puisque le coefficient de transfert de gaz est le même pour l'ammoniac et pour le dioxyde de carbone.

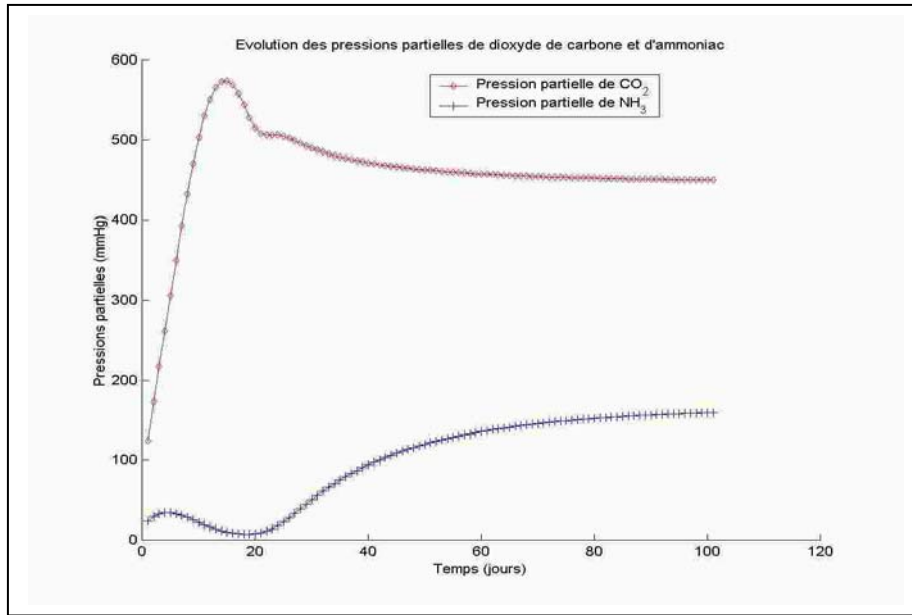


Figure IV.48 : Evolution des pressions partielles de CO₂ et de NH₃

Comme nous pouvons le voir sur les figures IV.49 & IV.50, la concentration en dioxyde de carbone dissous dans la phase liquide est plus importante que celle de l'ammoniac. Une certaine corrélation dans la dynamique d'évolution peut être observée entre la variation des concentrations et des pressions partielles respectives de l'ammoniac et du dioxyde de carbone.

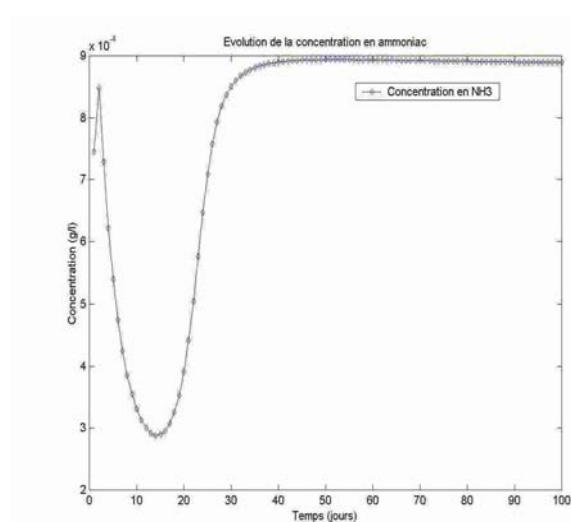


Figure IV.49 : Evolution de la concentration en ammoniac

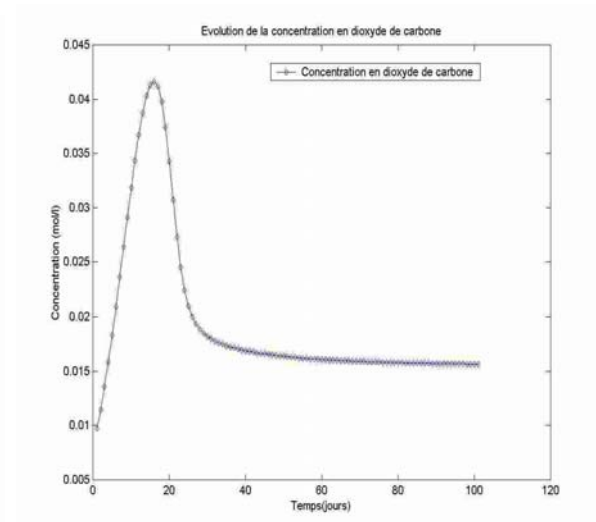


Figure IV.50 : Evolution de la concentration en CO₂

IV.C.2.4 Consommation de l'acide acétique et débit de méthane

Sur les figures IV.51 & IV.52, nous remarquons que le débit de méthane ainsi que la consommation de l'acide acétique par la biomasse méthanogène présentent la même dynamique d'évolution. Ceci semble raisonnable car mis à part la formation du dioxyde de carbone, la consommation de l'acide acétique par la biomasse méthanogène sert à la fabrication du méthane. Du fait des conditions initiales que nous avons choisies avec une concentration initiale en biomasse méthanogène de 0.01 g.l^{-1} et de 0.1 g.l^{-1} pour l'acide acétique, nous obtenons dès les premiers jours un dégagement de méthane.

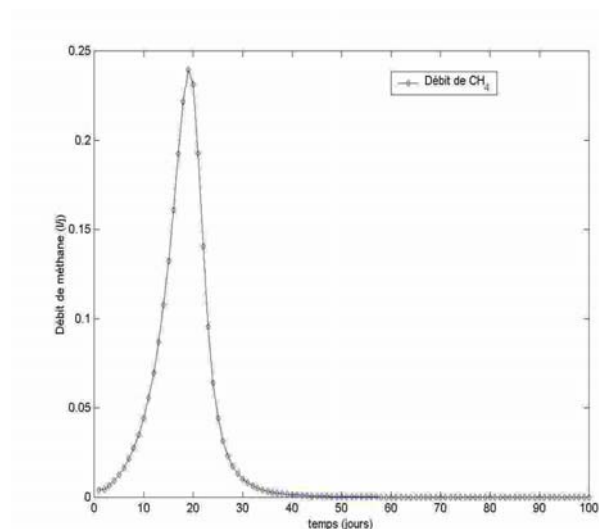


Figure IV.51 : Evolution du débit de méthane

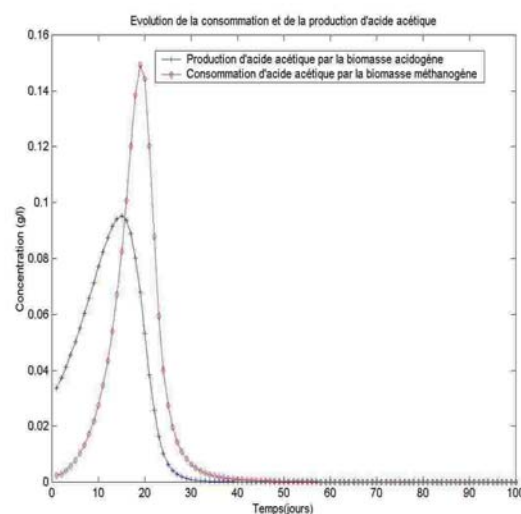


Figure IV.52 : Evolution de la consommation et de la production d'acide acétique par la biomasse acidogène

IV.C.2.5 Etude du comportement du modèle

IV.C.2.5.a Concentration initiale de la biomasse

Le lancement du processus de méthanisation est une étape délicate à réaliser car une mauvaise proportion des divers constituants peut très vite conduire à une instabilité du milieu de culture. En fermentation discontinue, on observe deux phases successives : la première est une diminution du pH jusque vers 6.5 ; la seconde se caractérise par une remonté du pH et sa stabilisation aux environs de 7~7.8 tandis que le méthane commence à se dégager. Sur les figures suivantes [figure IV.53], nous avons voulu montrer l'effet de la concentration initiale de la biomasse acidogène sur la mise en route du digesteur. Pour différentes valeurs de la concentration initiale des bactéries acidogènes et de la concentration en glucose, nous avons représenté l'évolution du pH. Nous observons alors, que plus la concentration initiale des micro-organismes acidogènes est faible, plus long est le temps nécessaire pour atteindre un état stationnaire en pH et ceci d'autant plus que la concentration initiale en glucose est faible. Ainsi, le modèle est en accord avec les observations générales qui préconisent une augmentation de la concentration initiale des micro-organismes afin de réduire le temps de mise en régime du digesteur [Azeiteiro, 1998].

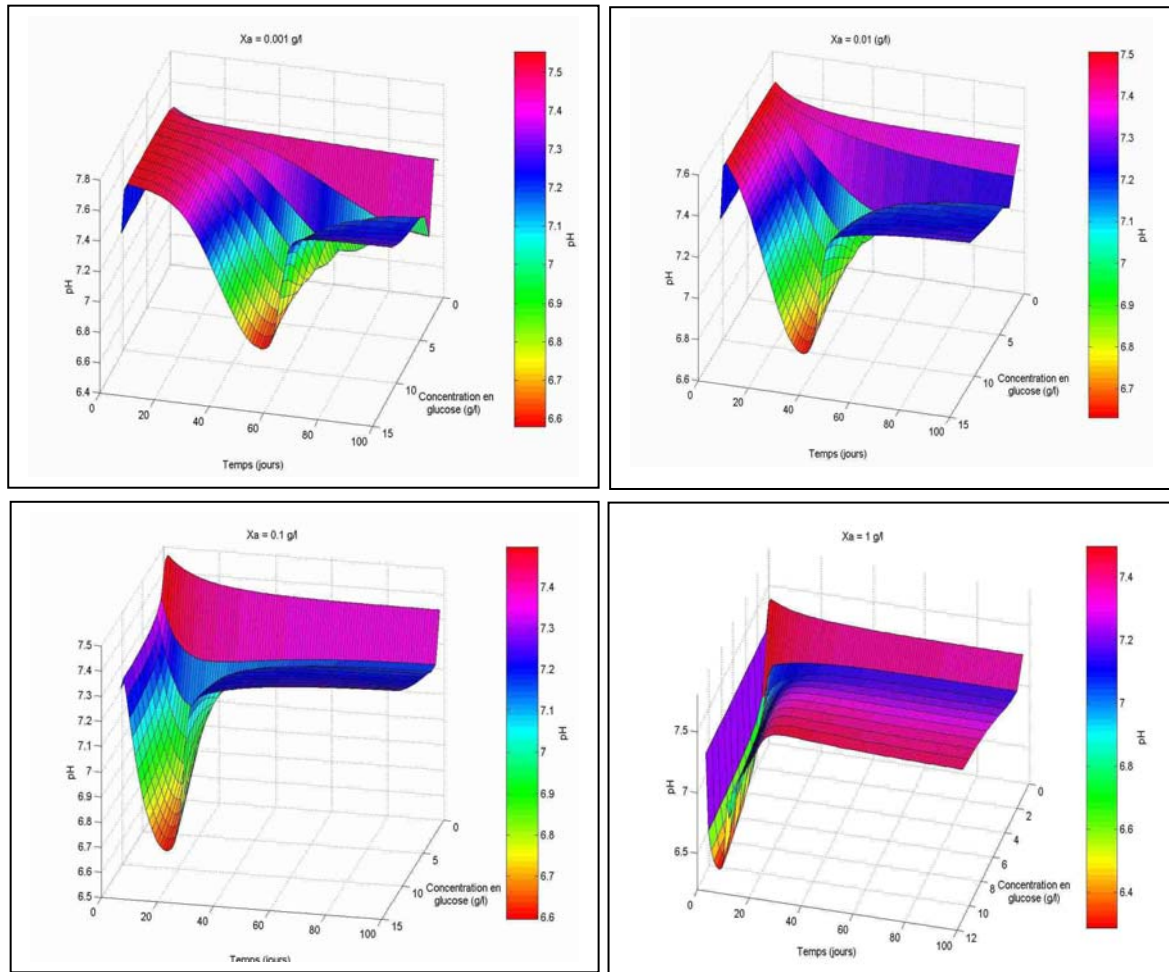
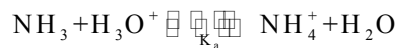


Figure IV.53 : Evolution du pH en fonction de la concentration en glucose pour différentes valeurs de la biomasse acidogène

IV.C.2.5.b Effet d'inhibition de l'ammoniac

Le modèle que nous étudions, intègre l'effet d'inhibition de l'ammoniac sur les bactéries méthanogènes. L'ammoniac est une base faible qui en milieu acide s'associe aux ions hydronium pour former des ions ammonium et de l'eau selon la réaction suivante :



avec

$$K_a = \frac{[\text{NH}_3] \times [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{NH}_4^+]} = 6.3 \cdot 10^{-10}$$

Ce qui nous donne alors :

$$\text{NH}_3 = \text{NH}_4^+ \cdot 10^{[\text{pH} - \text{p}K_a]} = \text{NH}_4^+ \cdot 10^{[\text{pH} - 9.2]} \quad (\text{IV.76})$$

En conséquence, lorsque le pH du milieu de culture devient faible, la concentration de l'ammoniac diminue au profit de celle des ions ammonium.

Sur la **figure IV.54** nous avons tracé l'évolution du pH au cours de la simulation, et cela pour plusieurs valeurs de la concentration initiale en ions ammonium. Nous constatons en effet que la basicité du milieu de culture est plus élevée lorsque la concentration initiale en ions ammonium est grande. Ce résultat à première vue contradictoire, puisque l'ion ammonium est l'acide conjugué de l'ammoniac, s'explique par le fait que le pH du milieu est obtenu à partir de l'équation de dissociation du bicarbonate (éq.IV.123) et après un bilan électronique (électro - neutralité éq.122). Ainsi, sur la **figure IV.55**, la concentration en ammoniac augmente parallèlement à celle des ions ammonium. Ces concentrations sont en effet liées par l'équation de dissociation de l'ammoniac (éq.IV.125). En conséquence, d'après l'équation (IV.76), plus le pH diminue, plus la concentration en ammoniac baisse, ce qui peut être visualisé en rapprochant les **figures IV.54 et IV.55**.

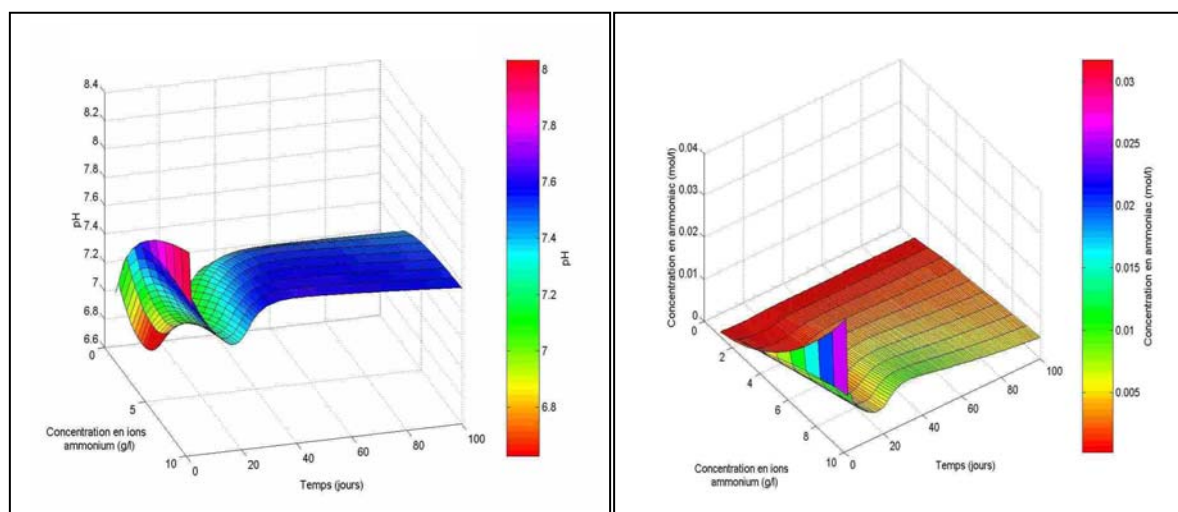


Figure IV.54 : Evolution du pH pour différentes concentrations initiales en ions ammonium

Figure IV.55 : Evolution de la concentration en ammoniac pour différentes concentrations initiales en ions ammonium

La vitesse spécifique de croissance témoigne du ralentissement de la croissance de la biomasse sous l'effet d'inhibition de substance toxique telle que l'ammoniac ou l'acide acétique. La représentation de l'évolution de la biomasse méthanogène pour différentes concentrations initiales en ions ammonium [**figure IV.56**] montre que plus cette dernière est élevée, plus la biomasse méthanogène a du mal à se développer. D'après la corrélation précédente que nous avons pu observer entre l'évolution de la concentration en ions ammonium et la concentration en ammoniac, ceci nous amène donc à constater qu'à un pH élevé, l'effet d'inhibition de l'ammoniac est plus fort car les ions ammonium se transforment en ammoniac. Ce résultat est d'autant plus marqué que la concentration initiale en ions ammonium est élevée comme nous pouvons le voir sur la **figure IV.57**.

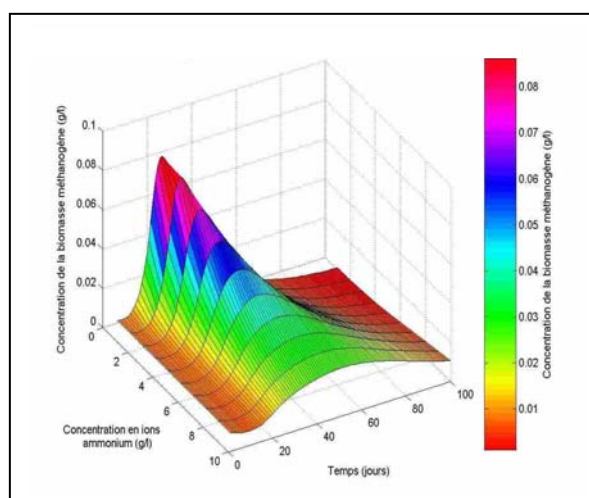


Figure IV.56 : Evolution de la biomasse méthanogène spécifique pour différentes concentrations initiales en ions ammonium

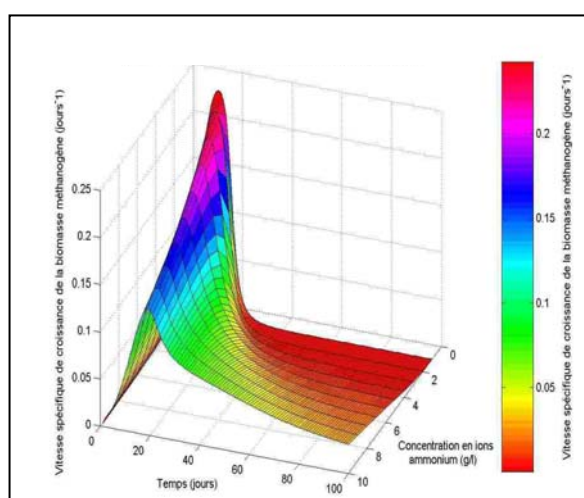


Figure IV.57 : Evolution de la vitesse de croissance de la biomasse méthanogène en fonction de différentes concentrations initiales en ions ammonium

Ces résultats nous suggèrent donc qu'un pH faible entraîne une forte instabilité dans le digesteur qui peut conduire à l'échec du processus. Les concentrations initiales des micro-organismes doivent être adaptées en fonction de la composition du substrat afin d'optimiser la production de méthane.

SYNTHESE

Le processus de méthanisation est le carrefour de nombreux domaines tels que : la chimie – physique, la biochimie, la physico – chimie, d'où la complexité des phénomènes mis en jeu. Pour cela il a fallu dissocier les phases de la fermentation afin de mieux les appréhender.

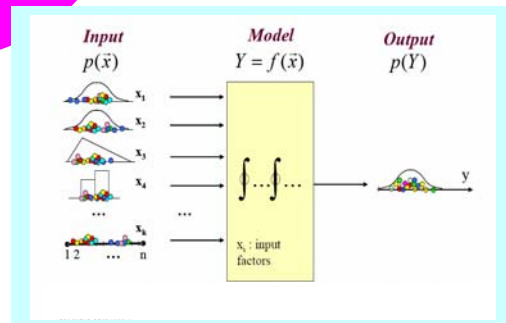
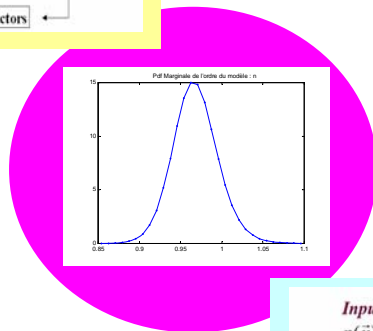
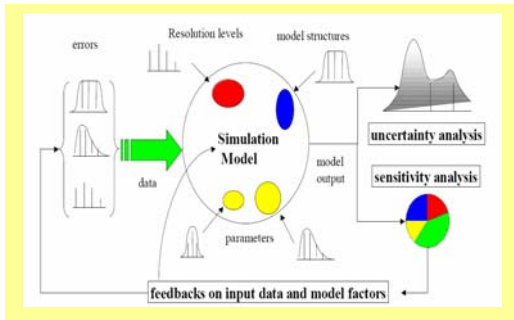
La simulation du processus de fermentation anaérobie des boues liquides, en considérant de manière progressive chaque phases du processus lors de la modélisation, a permis de mieux décrire les différentes interactions entre le produit et le processus et par conséquent de mieux les traduire mathématiquement.

Cet outil de simulation permet de suivre le processus tout au long du temps de rétention hydraulique. Il permet d'atteindre plusieurs objectifs à savoir :

- Evaluation du potentiel biogaz
- Evaluation du pouvoir épuratoire à travers le suivi de la DCO, DBO, de la matière sèche et de la matière volatile
- Evaluation de l'effet inhibiteur de certains paramètres tels que l'ammoniac et le pH

Cet outil permet de mieux diagnostiquer l'influence de la phase d'hydrolyse sur le démarrage du processus. En effet la phase d'hydrolyse est limitante dans le sens où l'assimilation par les bactéries hydrolytiques des polymères est sous la forte influence des conditions opératoires et non sur la nature intrinsèque des bactéries.

Il en résulte que l'optimisation du processus passe par des conditions opératoires (pH, température, diminution de la concentration en ammoniac) optimales dès le début de l'opération.



**APPLICATIONS D'OUTILS
D'ANALYSE A LA CALIBRATION ET
A LA QUALIFICATION PHYSIQUE
DES MODELES
ENVIRONNEMENTAUX :
*Analyse de Sensibilité et Inférence Bayésienne***

SOMMAIRE

INTRODUCTION	223
V.A LA DEMARCHE	224
V.B PRESENTATION DES OUTILS	226
V.B.1 L'ANALYSE DE SENSIBILITE PARAMETRIQUE	226
V.B.1.1 Présentation d'un outil qualitatif : la méthode de screening de Morris.....	226
V.B.1.2 Présentation d'un outil quantitatif : la méthode FAST.....	227
V.B.2 LES OUTILS DE CALIBRATION : ESTIMATION PARAMETRIQUE BAYESIENNE DE MODELES ENVIRONNEMENTAUX	229
V.B.2.1 Méthodologie de l'estimation Bayésienne.....	229
V.B.2.2 Exemple d'application de l'estimation Bayésienne.....	231
V.C MISE EN ŒUVRE DES OUTILS SUR LES DIFFERENTS MODELES ENVIRONNEMENTAUX DEVELOPPES EN METHANISATION ET EN SECHAGE	234
V.C.1 ANALYSE DE SENSIBILITE (A.S) APPLIQUEE AUX MODELES DE METHANISATION	234
V.C.1.1 S.A du modèle bi – phasique	234
V.C.1.1.1 Paramétrage du modèle.....	234
V.C.1.1.2 Résultats de l'analyse de sensibilité sur le modèle de digestion	235
V.C.1.2 A.S du modèle quadri – phasique	240
V.C.1.2.1 les paramètres du modèle.....	240
V.C.1.2.2 Présentation des résultats.....	241
V.C.1.2.2.1 Méthode de Morris	241
V.C.1.2.2.2 Application de la méthode FAST	243
V.C.2 ANALYSE DE SENSIBILITE APPLIQUEE AUX MODELES DE SECHAGE.....	245
V.C.2.1 A.S appliquée au modèle de séchage sous serre.....	245
V.C.2.1.2 Approche Qualitative : Méthode FAST.....	248
V.C.2.1.2.1 Analyse de la structure du modèle.....	249
V.C.2.1.2.2 Les paramètres thermo physiques les plus importants	249
V.C.2.2 A.S appliquée au séchage mixte	250
V.C.2.2.1 Résultats de l'étude de Morris	253
V.C.2.2.2 Résultats de la méthode FAST sur le modèle du séchage mixte.....	254
V.C.3 CALIBRATION DES MODELES CINETIQUES ENVIRONNEMENTAUX.....	258
V.C.3.1 Application à la détermination des paramètres liés aux cinétiques d'hydrolyse des polymères en monomères	258
V.C.3.2 Paramètres concernés par l'inférence Bayésienne.....	258
V.C.3.3 Résultats et discussions.....	259
V.D COMPARAISON MODELES - MESURES	265
V.D.1 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DE LA METHANISATION	265
V.D.2 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DU SECHAGE	268
V.E SYNTHESE	270

INTRODUCTION

La validation et la qualification physique de l'ensemble des modélisations sur des configurations expérimentales précisément instrumentées constituent l'une des originalités du challenge de la simulation.

L'expérience dans un mode, d'expérience outil ou d'expérience validation, peut être considérée comme un outil mis au service de l'élaboration où à la corroboration théorique, pour la construction de modèles.

Ce chapitre a pour objet de mettre à l'épreuve les constructions intellectuelles pour en éprouver la pertinence et le domaine de validité. Pour cela nous devons soumettre les différents résultats de simulation des modèles environnementaux à des outils d'analyse. Ces outils nous serviront à :

- mieux comprendre le modèle numérique,
- vérifier sa validité par une analyse multifactorielle,
- mesurer l'impact (le risque), d'une hypothèse ou d'un sous modèle du modèle global sur la qualité de sa prédiction,
- calibrer le modèle (déterminer la valeur des facteurs à posteriori) lors d'une confrontation à l'expérimentation.

L'utilisation d'un modèle à des fins de prédiction par comparaison à la mesure est sujette à des incertitudes sur les facteurs d'entrées. Ces incertitudes trouvent leur origine :

- à travers une méconnaissance de la valeur réelle du facteur
- ou à travers une mauvaise prise en compte d'un phénomène physique ou d'une hypothèse lors de la modélisation

Ces incertitudes jouent un rôle non négligeable sur la prédiction du modèle et sur la qualification à reproduire la réalité physique. Il est donc important de pouvoir quantifier leur impact sur la sortie du modèle.

A ce titre, nous présentons en premier lieu la méthodologie mise en place. Vient ensuite une description des outils associés et leur application sur les modèles de méthanisation et de séchage qui nous conduisent à la comparaison des résultats de la simulation avec ceux de l'expérimentation.

V.A LA DEMARCHE

L'extrapolation des différents modèles a pour but de prédire au mieux le comportement des différents processus étudiés. L'utilisation de codes de calculs s'avère être associée à la notion d'incertitude liée à la prédiction mais également lors de la confrontation du modèle et des mesures lorsque cela est possible.

Cette incertitude peut avoir deux origines :

- La première est la méconnaissance de la valeur réelle d'un facteur dans la modélisation
- Et la seconde est une mauvaise appréhension d'un phénomène physique, biochimique ou physico – chimique ou même d'une hypothèse physique dans la construction intellectuelle de notre modèle.

Ces différentes raisons peuvent être préjudiciables à la prédiction du modèle global et bien entendu à une comparaison entre les résultats du modèle et ceux de l'expérimentation. Il est donc nécessaire de pouvoir évaluer de manière très précise l'influence de ces incertitudes sur la sortie du modèle. La **figure V.1** illustre la méthodologie à mener pour conduire une étude abondant dans ce sens.

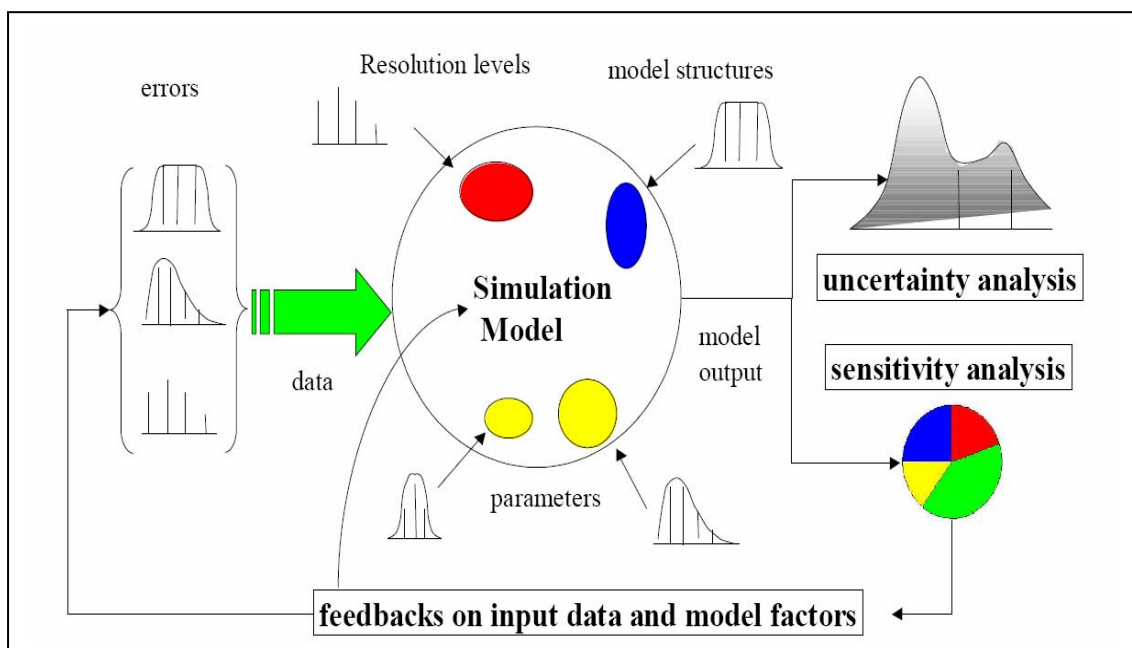


Figure V.1 : Analyse de sensibilité et d'incertitude de modèles [Saltelli, 2005]

L'analyse de sensibilité permet d'identifier les facteurs responsables de la variation de la sortie. Cette étude donne deux niveaux d'information qui sont les suivants :

- le premier qualitatif à travers l'identification des facteurs et leurs interactions mutuelles,
- et le second quantitatif à travers l'évaluation du degré d'influence de ces facteurs sur la sortie considérée.

L'utilisation fréquente des modèles numériques dans l'optique d'une comparaison modèles/mesures touche également le domaine de la calibration de modèle. En effet cette étude consiste à trouver le jeu de facteurs optimal (approche déterministe) ou l'ensemble des jeux de facteurs probables (approche probabiliste) qui conduisent à un bon comportement du modèle vis-à-vis de l'expérimentation.

La mise en évidence de ces différents éléments nous conduit à proposer une trame méthodologique constituée d'éléments de validation et de qualification de l'ensemble des modélisations physiques et numériques appliquée aux modèles environnementaux [Figure V.2].

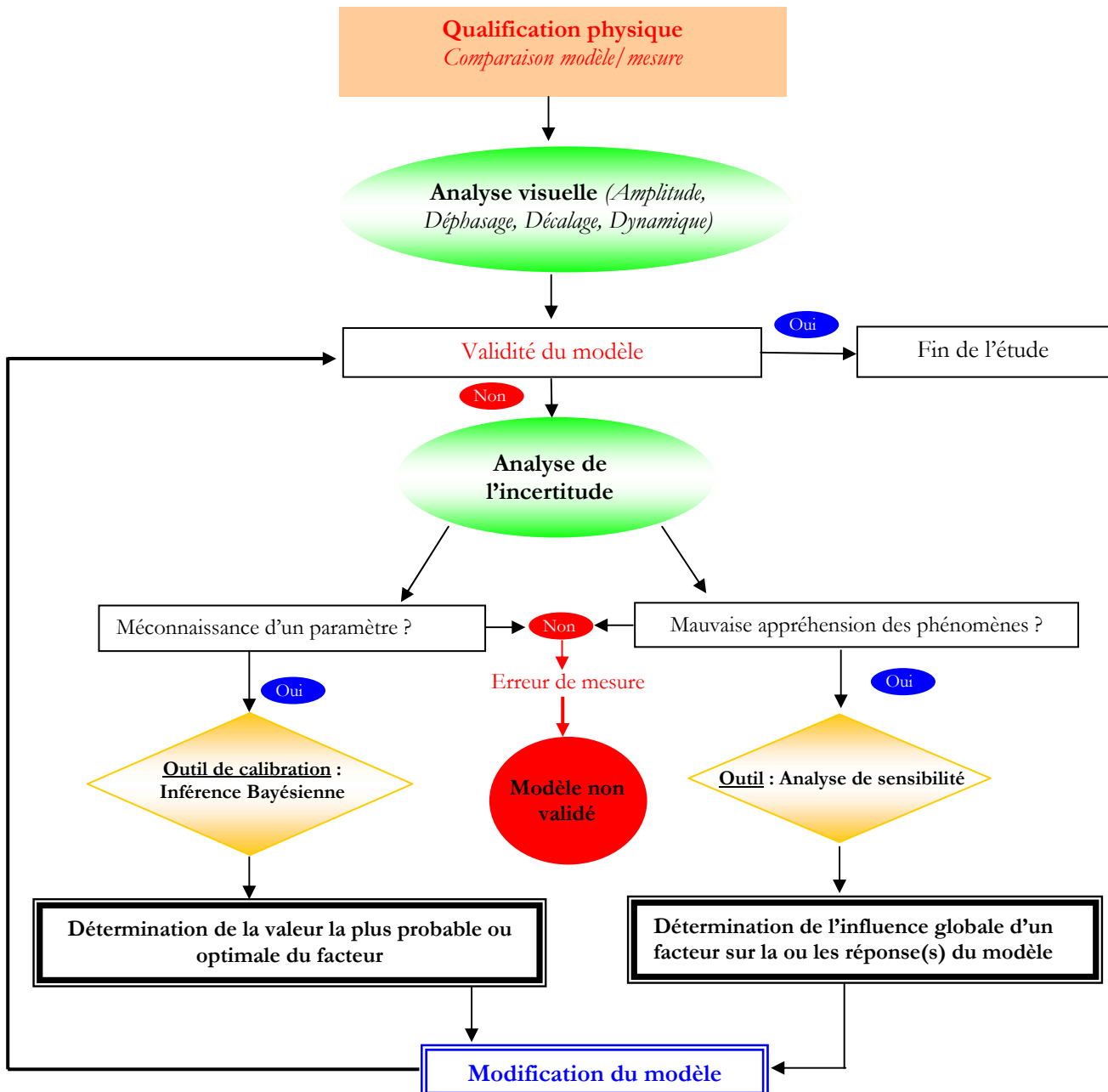


Figure V.2 : Organigramme de la démarche de validation et de qualification des modèles mis en œuvre vis-à-vis de l'expérimentation

La méthodologie présentée ci – dessus fait intervenir, en terme d'outils d'aide au diagnostic et à la calibration, des techniques d'analyse de sensibilité paramétrique et de techniques inverses qui font l'objet du paragraphe suivant.

V.B PRESENTATION DES OUTILS

La trame méthodologique que nous avons élaborée fait intervenir des outils décrits dans ce paragraphe. La présentation se composera des outils d'analyse de sensibilité à travers la description d'un outil de sensibilité qualitatif qui s'accompagnera d'un second outil d'ordre quantitatif et nous terminerons par la présentation d'une méthode probabiliste de calibration ayant recours à l'inférence Bayésienne.

V.B.1 L'ANALYSE DE SENSIBILITE PARAMETRIQUE

Il existe généralement deux types d'approche pour étudier l'influence globale d'un facteur sur la réponse d'un modèle : les méthodes qualitatives et les méthodes quantitatives.

Les méthodes qualitatives permettent pour un nombre de simulations modestes d'identifier les facteurs importants. Néanmoins cette dernière ne permet pas toujours un classement par ordre d'importance. La méthode de Screening de Morris est la méthode qualitative la plus appropriée [Morris, 1991] [Campolongo et al., 2000].

Les méthodes quantitatives permettent en outre de classer les facteurs par ordre d'importance.

V.B.1.1 PRESENTATION D'UN OUTIL QUALITATIF : LA METHODE DE SCREENING DE MORRIS

La méthode de Morris consiste à évaluer les différentes sensibilités locales d'un modèle pour différents points de l'espace des paramètres (ou facteurs). Ainsi pour chaque jeu de facteurs standardisés¹ considérés $x_p = \{x_{r1}, x_{r2}, \dots, x_{rp}\}$, est évalué le vecteur $\overline{gradY}|_{x=x_p}$. On obtient alors une matrice de sensibilité de dimension $r * p$:

$$\begin{pmatrix} d_1^{(1)} & d_2^{(1)} & \dots & d_i^{(1)} & \dots & d_p^{(1)} \\ d_1^{(2)} & d_2^{(2)} & \dots & d_i^{(2)} & \dots & d_p^{(2)} \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots & \dots & \vdots \\ d_1^{(j)} & d_2^{(j)} & \dots & d_i^{(j)} & \dots & d_p^{(j)} \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots & \dots & \vdots \\ d_1^{(r)} & d_2^{(r)} & \dots & \dots & \dots & d_p^{(r)} \end{pmatrix}$$

Où $d_i^{(j)}$ est l'estimation de $\frac{\partial Y}{\partial x_i}|_{x_j}$ pour le jeu de facteurs n°j. Le choix des r jeux de facteurs doit

assurer une bonne couverture de l'espace des facteurs. Suite à cela, on calcule les différentes sensibilités locales :

- la moyenne μ_i

¹ Standardisés : le facteur X_i est transformé en une variable adimensionnée $x_i \in [-1,1]$

- l'écart type σ_i de chaque facteur qui forment ainsi les coordonnées de chaque facteur dans le plan de Morris

Le graphe obtenu [Figure V.3], renseigne sur l'importance globale du facteur. La méthode originale consiste à évaluer les sensibilités locales par la méthode des différences finies (un facteur à la fois OAT). Permettant ainsi de tenir compte de la non linéarité de la relation entre la sortie et les entrées.

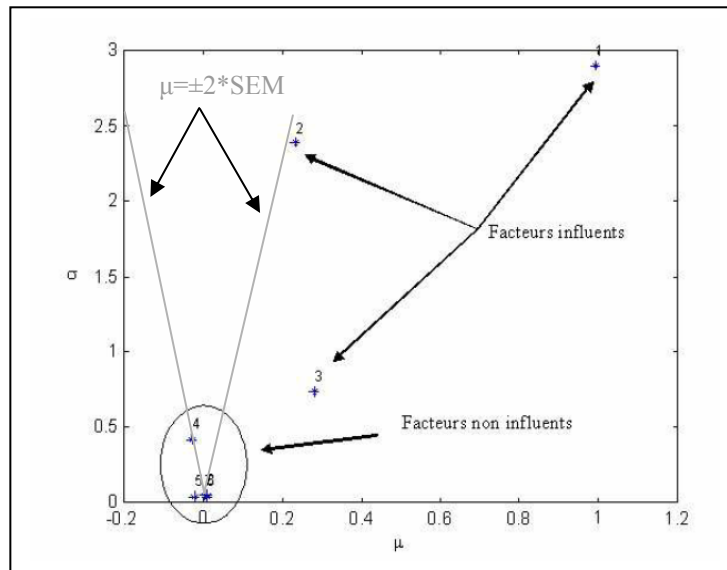


Figure V.3 : Exemple de Graphe de Morris. Les facteurs influents linéairement ont une grande moyenne μ et un faible écart – type σ . Les facteurs qui sont importants de manière non – linéaire ont un fort écart – type σ .

Cette approche est dite qualitative car elle permet de classer les facteurs par ordre d'importance. Ainsi elle est employée dans le but d'identifier les facteurs importants d'un modèle. Les lignes sur la figure V.3 correspondent à $\mu = \pm 2 * SEM$, où SEM représente l'écart type de la moyenne des échantillons et qui s'exprime par la relation $SEM = (2 * \sigma) / (r)^{1/2}$ avec r représentant le nombre de fois que nous avons répété la procédure. Si un paramètre a ses coordonnées situées à l'extérieur de l'angle formé par les droites $\mu = \pm 2 * SEM$, ce dernier est considéré comme influent. Un paramètre influent possédant une moyenne positive a pour conséquence d'augmenter la valeur de la sortie et vice versa.

V.B.1.2 PRESENTATION D'UN OUTIL QUANTITATIF : LA METHODE FAST

Dans cette section, nous ferons l'hypothèse que l'étude concerne un modèle à une sortie y et à p-paramètres $y = f(x_1, x_2, \dots, x_p)$. L'analyse de sensibilité paramétrique proposée s'appuie sur la méthode FAST (acronyme de *Fourier Amplitude Sensitivity Test*), qui a été développé à l'origine par Cukier et al [Cukier et al., 1973]. Cette méthode consiste à effectuer plusieurs simulations en modifiant chaque paramètre x_h de manière à ce qu'il décrive une fonction périodique de fréquence w_h (distincte pour chacun d'eux); la fréquence étant la signature du paramètre. Le calcul des coefficients de Fourier aux fréquences considérées ainsi que leurs harmoniques permettent de mesurer l'influence du paramètre.

Ainsi, l'échantillonnage du paramètre x_h s'exprime de la manière suivante :

$$X_{h,k} = G_h(\sin(w_h s_k)) \quad [IV.1]$$

Le fonction de transformation G_h est généralement choisie afin d'assurer une bonne couverture de l'espace (par exemple Saltelli et al. [Saltelli, 1999] utilise la fonction $G_h(u) = \frac{2}{\pi} \cdot a \sin(u)$) des paramètres ou afin que la variable x_h soit échantillonnée selon une densité de probabilité précise. Mara [Mara, 2000] propose d'échantillonner les paramètres de la manière suivante :

$$x_{h,k} = x_{h,0} + \delta_h \sin(w_h s_k) \quad \text{avec } s_k = 2\pi k / N_s \quad [IV.2]$$

où k désigne le numéro de simulation ($k = 1$ à N_s), $x_{h,0}$ est la valeur de base du paramètre h et δ_h est choisi de sorte que $x_{h,k} \in [x_{h,0} - \delta_h, x_{h,0} + \delta_h]$, N_s est le nombre de simulations. Ces auteurs montrent qu'avec un échantillonnage de la forme (IV.2), il est possible d'approcher la sortie du modèle par la surface de réponse suivante :

$$y_k = \beta_0 + \underbrace{\sum_{h=1}^p \beta_h \cdot \sin(w_h s_k)}_{\text{terme1}} + \underbrace{\sum_{h=1}^p \sum_{h'=1}^p \frac{\beta_{hh'}}{2} \left[-\cos((w_h + w_{h'}) s_k) + \cos((w_h - w_{h'}) s_k) \right]}_{\text{terme2}} + \dots \quad [IV.3]$$

$h' \leq h$

où, le terme 1 correspond aux effets linéaires des paramètres (le coefficient de Fourier $\beta_h =$ coefficient de régression linéaire standardisé),

$$\beta_h = \frac{2}{N} \sum_{k=0}^N y \sin(w_h s_k) \quad [IV.4]$$

le terme 2 correspond aux effets non linéaires incluant les interactions entre deux paramètres x_h et $x_{h'}$, ainsi que les effets quadratiques de x_h .

$$\beta_{hh'} = -\frac{4}{N} \sum_{k=0}^N y \cos((w_h + w_{h'}) s_k) = \frac{4}{N} \sum_{k=0}^N y \cos((w_h - w_{h'}) s_k) \quad [IV.5]$$

Les interactions entre les paramètres ont pour conséquence d'engendrer des fréquences supplémentaires de même amplitude. Ainsi, une interaction d'ordre 1 engendre deux fréquences qui sont $|w_h - w_{h'}|$ et $|w_h + w_{h'}|$.

Plus précisément, pour déterminer la surface de réponse du modèle étudié, Mara [Mara, 2000] propose une méthode dont la démarche comprend les étapes suivantes:

- Echantillonnage des paramètres du modèle dans leur gamme de variation en affectant à chaque paramètre une fréquence distincte et réalisation des différentes simulations,
- Calcul de la transformée de Fourier de la sortie du modèle y et tracé de son spectre.
- Estimation des coefficients β_h en utilisant les relations (IV.4 et IV.5) ou en utilisant un algorithme d'optimisation,
- Analyse du résidu ou calcul du coefficient de détermination R^2 afin d'apprécier la validité de la surface de réponse identifiée,
- Comparaison des coefficients de régression linéaires afin de déterminer l'effet des paramètres sur la sortie.

Pour une description détaillée de la méthode, le lecteur peut se référer à [Mara, 2000]

V.B.2 LES OUTILS DE CALIBRATION : ESTIMATION PARAMETRIQUE BAYESIENNE DE MODELES ENVIRONNEMENTAUX

Les paramètres et données environnementaux possèdent principalement trois caractéristiques :

- les relations entre stimuli et réponses sont non – linéaires.
- les données et les paramètres sont rares et imprécis.
- les faits sont incertains et les relations stimuli-réponses sont mal établies.

Afin d'appréhender la fiabilité d'un modèle, la confrontation de ces prédictions à l'expérimentation est une étape importante. Cette étape est bien souvent appelée de façon abusive *validation*.

L'un des problèmes rencontrés lors de telles études est la méconnaissance des valeurs des paramètres d'entrées de même que l'incertitude associée. Aussi, l'étape de *validation* se transforme souvent en une phase de calibration à savoir l'étude consistant à retrouver les valeurs (probables) des facteurs d'entrées à partir de la sortie du modèle.

Tout comme l'analyse de sensibilité, il existe deux classes de méthodes :

- **L'approche locale** qui consiste à déterminer le jeu de facteurs optimal minimisant un critère quadratique donné,
- **L'approche globale (ou probabiliste)** qui elle permet de trouver toutes les combinaisons donnant des résultats acceptables compte tenu de l'état de connaissance, à priori, du système étudié.

Dans ce qui suit nous nous focaliserons sur l'approche globale.

V.B.2.1 METHODOLOGIE DE L'ESTIMATION BAYESIENNE

L'approche globale s'appuie sur le théorème de Bayes liant les probabilités aléatoires de deux variables β et x dépendants :

$$p(x|\beta) = \frac{p(\beta|x)p(\beta)}{p(x)} \quad [V.6]$$

où $p(x)$ est un terme de normalisation assurant que $\int_{\Omega} p(x|\beta)d\Omega = 1$,

Ω est l'espace des probabilités de x ,

$p(\beta|x)$ est la densité de probabilité (pdf) d'avoir β quand x est connu et est appelée **la fonction de vraisemblance**,

$p(x|\beta)$ est la densité de probabilité (pdf) d'avoir x quand β est connu et est appelée **la pdf à postériori (inconnue)**,

$p(\beta)$ est la pdf de β aussi appelé **la pdf à priori (connue)**.

Dans le cas de la calibration d'un modèle à une sortie de type : $Y(t) = f(X,t)$ dont la mesure $\hat{Y}(t)$ est connue avec une certaine précision, on peut alors écrire alors :

$$\hat{Y}(t) = f(X, t) + \varepsilon(t) \quad \text{où } \varepsilon(t) \text{ est le bruit de mesure}$$

L'équation précédente s'écrit alors :

$$p(X, \theta | Y) \propto p(Y | X, \theta) p(X, \theta) \quad [\text{V.7}]$$

où θ est appelé hyperparamètre car ne caractérisant pas le modèle.

$p(Y | X, \theta)$ est la probabilité de Y connaissant l'incertitude sur les facteurs d'entrées,

$p(X, \theta | Y)$ est la probabilité conjointe des facteurs d'entrées et des hyperparamètres connaissant la mesure et c'est cette fonction qui est intéressante dans le cas de la calibration. En effet, elle donne la probabilité associée à une combinaison de facteurs d'entrées. Les probabilités marginales (celle associée à chaque facteur individuellement) s'obtient tout simplement par intégration de la pdf conjointe : cette technique est nommée marginalisation.

Le formalisme mathématique étant posé, l'ordonnancement de la démarche peut se concevoir au travers de quatre étapes qui sont les suivantes:

- Une première hypothèse logique consiste à poser à priori que le bruit de mesure est un bruit blanc gaussien tel que $\varepsilon(t) \propto N(0, \sigma^2 I_d)$ où I_d est la matrice identité (assurant que l'erreur de mesure à l'instant t est indépendante de l'erreur aux instants antérieurs), σ^2 est la variance du bruit. Cette indépendance conduit à la probabilité suivante :

$$p(\varepsilon | \sigma) = \frac{1}{(2\pi\sigma^2)^{\frac{n}{2}}} e^{-\frac{\sum_{t=t_0}^{t=t_{n-1}} \varepsilon(t)^2}{2\sigma^2}} \quad [\text{V.8}]$$

$$\Leftrightarrow p(\varepsilon | \sigma) = p(Y | X, \sigma) = \frac{1}{(2\pi\sigma^2)^{\frac{n}{2}}} e^{-\frac{[\hat{Y}-f(X,t)] [\hat{Y}-f(X,t)]}{2\sigma^2}} \quad [\text{V.9}]$$

posons $S(X) = [\hat{Y}-f(X,t)] [\hat{Y}-f(X,t)] = \sum_{t=t_0}^{t=t_{n-1}} (\hat{Y}(t) - f(X, t))^2$

d'après le théorème de Bayes :

$$p(X, \sigma | Y) = p(Y | X, \sigma) p(X, \sigma) = \frac{1}{(2\pi\sigma^2)^{\frac{n}{2}}} e^{-\frac{S(X)}{2\sigma^2}} p(X, \sigma) \quad [\text{V.10}]$$

- La probabilité à posteriori de la sortie étant établie, l'étape suivante nous conduit à postuler de la pdf conjointe à priori à X et σ . Le principe consiste à postuler une pdf non informative, c'est-à-dire ne privilégiant pas certaines combinaisons de facteurs et hyperparamètres. La loi non informative par excellence est la loi uniforme dont le formalisme est le suivant :

$$p(X, \sigma | Y) = \frac{K}{(2\pi\sigma^2)^{\frac{n}{2}}} e^{-\frac{S(X)}{2\sigma^2}} \quad [\text{V.11}]$$

- Toutefois σ n'étant pas un paramètre du modèle, sa pdf n'est généralement pas recherchée. Aussi a-t-on recours à une autre pdf à priori non informative mise en œuvre par Jeffreys [Jeffreys, 1961] :

$$p(X, \sigma) = \frac{1}{\sigma} \quad [V.12]$$

Conduisant à la pdf à posteriori suivante :

$$p(X, \sigma | Y) \propto \frac{1}{\sigma^{n+1}} e^{-\frac{S(X)}{2\sigma^2}} \quad [V.13]$$

Et qui permet d'éliminer cet hyperparamètre en intégrant la pdf précédente par rapport à σ :

$$p(X | Y) \propto S(X)^{-\frac{n}{2}} \quad [V.14]$$

La technique de marginalisation permet de réduire la dimension du problème.

- Une fois la pdf conjointe à posteriori choisie, la pdf marginale d'un facteur s'obtient en projetant la pdf conjointe sur son espace. Cette opération se fait mathématiquement en intégrant la pdf sur tout l'espace en excluant le facteur considéré :

$$p(X_i | Y) = \int_{\Omega_{-i}} p_a(X | Y) d\Omega_{-i} \quad [V.15]$$

Où p_a est le pdf à posteriori et $\Omega_{-i} = \{X_{-i}, \theta\}$.

Numériquement, la détermination des pdf's marginales se fait par intégration numérique en utilisant une méthode itérative basée sur les chaînes de Markov qui est moins coûteuse en temps de calcul mais nécessitant l'ajustement de certains paramètres.

V.B.2.2 EXEMPLE D'APPLICATION DE L'ESTIMATION BAYESIENNE

L'utilisation de cet outil a déjà fait l'objet de travaux dans les sciences environnementales. En effet Borsuk et al. [Borsuk, 2000] ont travaillé sur la détermination des paramètres d'un modèle empirique de la demande en oxygène des bactéries (DBO) dans les eaux usées. Les mesures expérimentales caractérisent la cinétique de DBO comme décroissante au cours du temps. Le profil suggère une décroissance exponentielle de la demande (ou une évolution croissante du premier ordre de la consommation). Ainsi la demande en oxygène notée L_r s'exprime selon la loi suivante :

$$\frac{dL_r}{dt} = -k_1 L_r \quad [V.16]$$

dont la solution est la suivante :

$$L_r = L_0 (1 - e^{-k_1 t}) \quad [V.17]$$

Où L_0 (mg/L) est la demande en régime permanent, k_1 (Jour⁻¹) est la constante de temps.

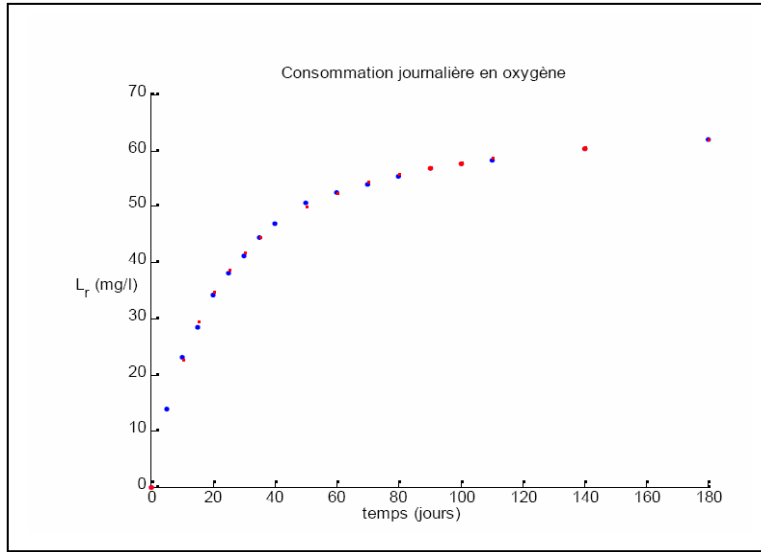


Figure V.4 : Exemple d'évolution temporelle de la consommation en oxygène des bactéries issu d'un échantillon de Borsuk et al. [Borsuk, 2000]. L'évolution est similaire à un modèle du premier ordre.

Les auteurs jugent que l'ordre unité de la cinétique est légitime à première vue mais peut ne pas traduire de manière optimal la réalité. Les auteurs proposent donc de modéliser la demande en oxygène par un modèle d'ordre mixte qui s'écrit :

$$\frac{dL_r}{dt} = -kL_r^n \quad [\text{V.18}]$$

Où n est l'ordre du modèle et k (Jour^{-1}) est la constante de temps associé. La solution de cette équation différentielle est :

$$L_r = L_0 - \left[L_0^{1-n} - k(1-n)t \right]^{\frac{1}{1-n}} \quad \text{pour } n \neq 1 \quad [\text{V.19}]$$

De sorte que le nombre de paramètres est ramené à trois au lieu de deux $X = \{L_0, k, n\}$. Le théorème de Bayes appliqué à ce modèle $f(X, t) = L_r(t)$, après avoir utilisé la loi non informative de Jeffreys pour la marginalisation conduit à :

$$p(X|Y) \propto S(X)^{\frac{-n}{2}} \quad [\text{V.20}]$$

La mise en place de la théorie appliquée laisse place à l'intégration de ces différentes équations.

Le modèle multi factoriel (trois facteurs), voit la détermination des pdf associés à ces paramètres se faire par une intégration en deux dimensions. A cela pour garantir que la constante de temps reste positive, Borsuk et al. pose $k = e^{n\phi}$.

Les résultats obtenus sont situés ci- dessous **[Figure V.5]** :

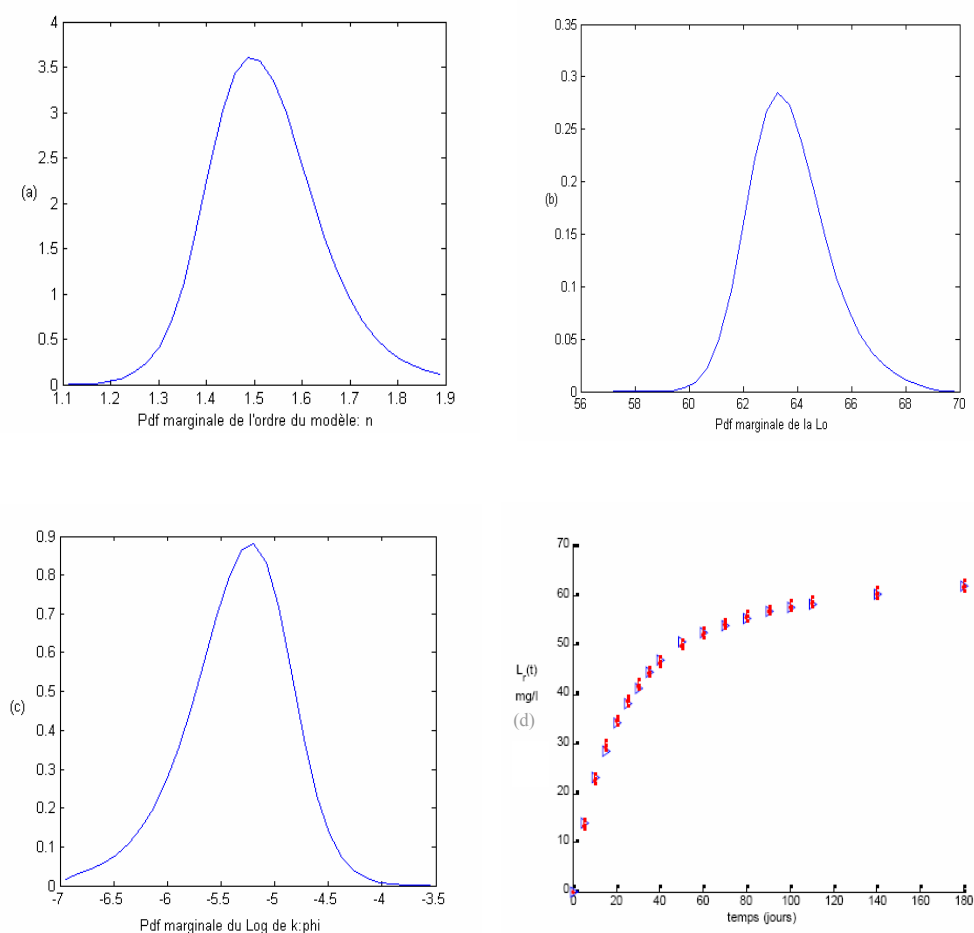


Figure V.5 : Résultats de l'estimation bayésienne des pdf marginales des paramètres du modèle de la demande en oxygène. (a) pdf marginale de l'ordre du modèle, (b) la pdf marginale de la consommation en oxygène en régime permanent, (c) la pdf marginale de la constante de temps le log), et (d) prédiction de la demande en oxygène par le modèle identifié incluant un intervalle de confiance de 95% et la valeur la plus probable (point rouge) comparée à la mesure (triangle bleu).

Les résultats présentés conduisent à constater que l'ordre un de la cinétique est peu probable. En effet d'après la **Figure V.5 (a)** l'ordre le plus probable se situe au voisinage de 1,47. L'approche bayésienne permet aussi de déterminer le jeu de paramètres optimal au sens du maximum de vraisemblance [**Figure V.5 (a), V.5 (b), V.5 (c)**] ici $k = 0,0050 \text{ jour}^{-1}$, $n = 1,47$, $L_0 = 63,2 \text{ mg/L}$.

Cette démarche de calibration trouve également sa légitimité dans notre recherche des paramètres optimaux associés aux modèles de cinétiques d'hydrolyse dans la détermination des constantes d'hydrolyse des polymères et les constantes de croissance des monomères. Cette étude fait l'objet du paragraphe suivant.

L'analyse de sensibilité est appliquée aux modèles de séchage et de méthanisation dans l'objectif de déterminer les paramètres influents sur la sortie du modèle considéré et de quantifier leur influence.

V.C MISE EN ŒUVRE DES OUTILS SUR LES DIFFERENTS MODELES ENVIRONNEMENTAUX DEVELOPPES EN METHANISATION ET EN SECHAGE

V.C.1 ANALYSE DE SENSIBILITE (A.S) APPLIQUEE AUX MODELES DE METHANISATION

L'application de l'analyse de sensibilité sur les modèles environnementaux en relation avec les modèles de méthanisation est présentée ci-dessous. L'étude s'applique au modèle bi – phasique, qui nous le rappelons est la base commune de la modélisation des différentes approches, et au modèle quadri - phasique. Une A.S spécifique à l'approche tri – phasique serait redondante puisque cette dernière est implicitement formalisée dans le modèle quadri -phasique.

V.C.1.1 A.S DU MODELE BI – PHASIQUE

Compte tenu que le modèle ne traduit le processus qu'à travers deux phases, il nous est apparu pertinent de discuter de la sensibilité des paramètres sur la sortie selon une approche locale en faisant appel à la méthode FAST plutôt qu'à une approche globale.

V.C.1.1.1 Paramétrage du modèle

Nous avons classifié les paramètres du modèle en deux catégories dont :

- **Paramètres fonctionnels d'entrée** du modèle qui représentent les sollicitations externes du système. Il s'agit essentiellement des caractéristiques biochimiques de l'influent du digesteur ainsi que le taux de dilution. Les descriptions et les plages de variation de ces paramètres sont données sur le **tableau V.1**.
- **Paramètres structurels** du modèle qui sont constitués des paramètres relatifs à la cinétique de croissance bactérienne des biomasses, des coefficients de rendement du procédé (**Tableau V.2 à V.4**).

Tableau V.1 : Paramètres relatifs aux sollicitations externes du système (Entrées du modèle)

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
8	P_T	Pression totale	[0,999 ; 1,001]	1	[atm]
17	D	Taux de dilution	[0,1 ; 0,8]	0,36	[j ⁻¹]
18	S_{1in}	Concentration du substrat organique de l'influent	[7,5 ; 11,5]	9,5	[g.l ⁻¹]
19	S_{2in}	Concentration des Acide Gras Volatile (AGV)	[60 ; 100]	80	[mmole.l ⁻¹]
20	Z_{in}	Alcalinité totale de l'influent	[65 ; 75]	70	[mmole.l ⁻¹]
21	C_{in}	Concentration du carbone inorganique total de l'influent	[75 ; 85]	80	[mmole.l ⁻¹]

Tableau V.2 : Paramètres de cinétique de croissance bactérienne des biomasses

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
1	μ_{1max}	Taux spécifique maximum de croissance des bactéries acidogènes	[0,1 ; 2]	1,2	[j ⁻¹]
2	K_{S1}	Constante de demi-saturation associée au substrat S ₁	[3 ; 11]	7,1	[g.l ⁻¹]
3	μ_{2max}	Taux spécifique de croissance des bactéries méthanogènes	[0,05 ; 1,5]	0,74	[j ⁻¹]
4	K_{S2}	Constante de demi-saturation associée aux AGV (S ₂)	[1 ; 20]	9,28	[mmole.l ⁻¹]
5	K_{I2}	Constante d'inhibition associée aux AGV (S ₂)	[10 ; 20]	16	[mmole.l ⁻¹]
6	α	Fraction de bactérie dans la phase liquide	[0 ; 1]	0,5	[]

Tableau V.3 : Coefficients de rendement des différentes transformations dans le procédé

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
11	k_1	Coefficient de rendement lié à la dégradation du substrat S ₁	[38 ; 46]	42,14	[]
12	k_2	Coefficient de rendement lié à la production des AGV	[110 ; 120]	116,5	[mmole.g ⁻¹]
13	k_3	Coefficient de rendement lié à la consommation des AGV	[265 ; 275]	268	[mmole.g ⁻¹]
14	k_4	Coefficient de rendement lié à la production de CO ₂ par les biomasses acidogènes	[45 ; 55]	50,6	[mmole.g ⁻¹]
15	k_5	Coefficient de rendement lié à la production de CO ₂ par les biomasses méthanogènes	[333 ; 353]	343,6	[mmole.g ⁻¹]
16	k_6	Coefficient de rendement lié à la production de CH ₄	[440 ; 460]	453	[mmole.g ⁻¹]

Tableau V.4 : Paramètres divers

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
7	K_{La}	Coefficient de transfert liquide-gaz	[17 ; 23]	19,8	[j ⁻¹]
9	K_b	Constante d'affinité Bicarbonate/CO ₂	[6,498 ; 6,502] 10 ⁻⁷	6,5 10 ⁻⁷	[mmole.l ⁻¹]
10	K_H	Constante de Henry	[12 ; 20]	16	[mmole.l ⁻¹ .atm ⁻¹]

Tableau V (2, 3, 4) : Paramètres structurels du modèle

V.C.1.1.2 Résultats de l'analyse de sensibilité sur le modèle de digestion

A travers la **figure (V.6)**, nous pouvons constater que le régime permanent est atteint au-delà du 20^{ième} jour. Une indication pertinente afin d'appliquer la méthode d'analyse de sensibilité.

Les sauts visualisés sur les graphes du débit de méthane et du débit de dioxyde de carbone au début du processus correspondent à l'instabilité physico – chimique qui règne dans le réacteur. Lorsque le pH est stabilisé, le processus est stabilisé et tend vers un régime permanent.

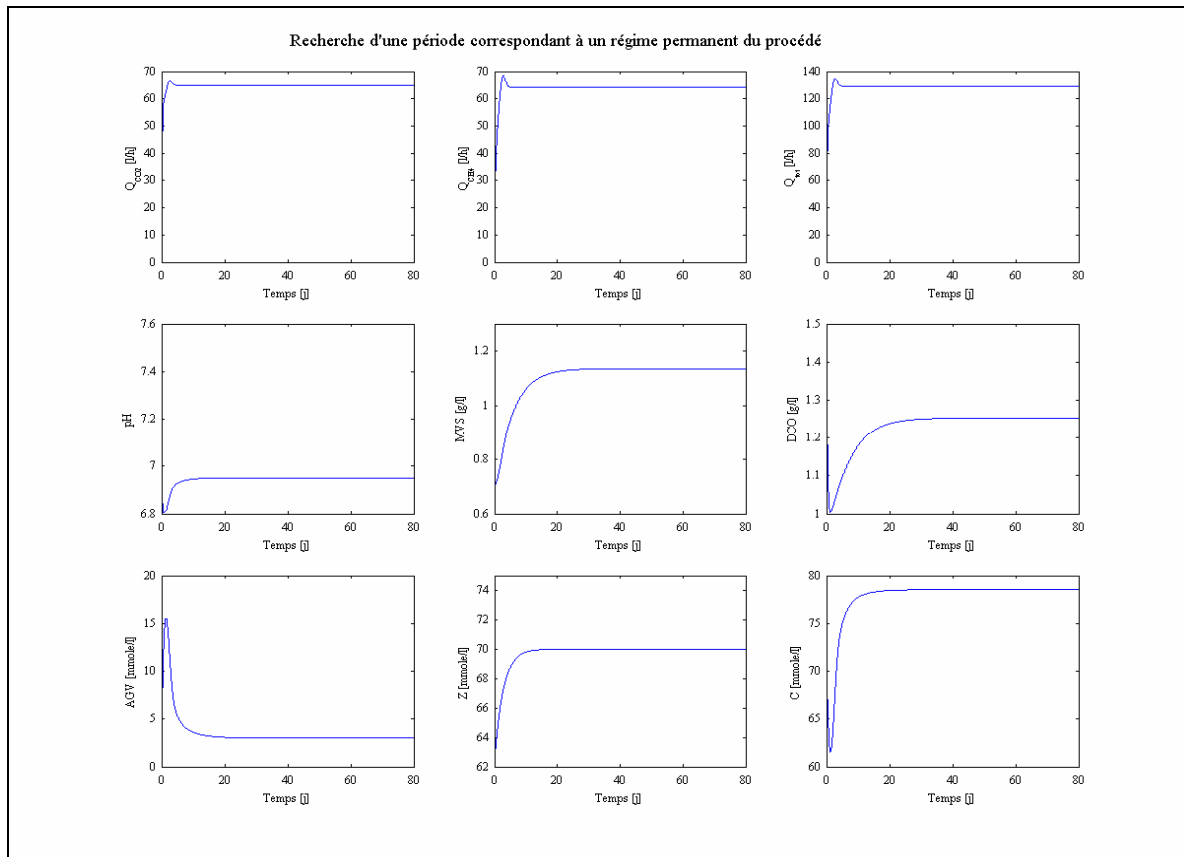


Figure.V.6 : Evolutions des divers paramètres fonctionnels internes et des réponses du modèle

Les fréquences affectées à tous les paramètres sont des nombres premiers distincts et sont présentées sur le **tableau (V.5)**. Le paramètre de sortie que nous avons observée a été le débit du méthane produit.

Paramètre N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Symbole	μ_{1max}	K_{S1}	μ_{2max}	K_{S2}	K_{I2}	α	K_{La}	P_T	K_b	K_H	k_1	k_2	k_3	k_4	k_5
Fréquence	5	7	13	19	29	37	43	59	67	79	83	97	101	107	127

Paramètre N°	16	17	18	19	20	21
Symbole	k_6	D	S_{1in}	S_{2in}	Z_{in}	C_{in}
Fréquence	131	139	151	163	167	179

Tableau V.5 : Paramètres du modèle de digestion anaérobie et fréquences associées

En vertu du théorème de Shannon, nous avons adopté une fréquence d'échantillonnage égale à 717. Ainsi, l'application de la méthode nous a permis d'obtenir les spectres illustrés sur les **figures (V.7) à (V.8)**.

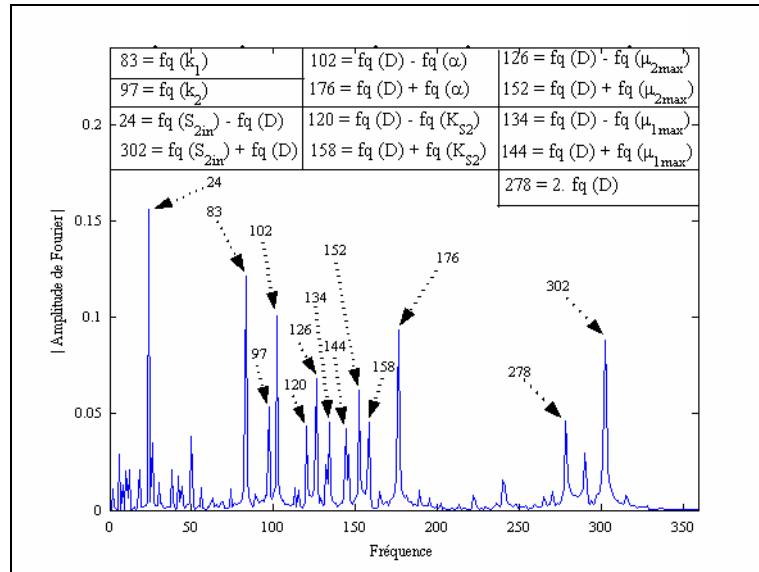


Figure. V.7 : Deuxième Plan obtenu après élimination des spectres correspondant aux termes d'interaction identifiés

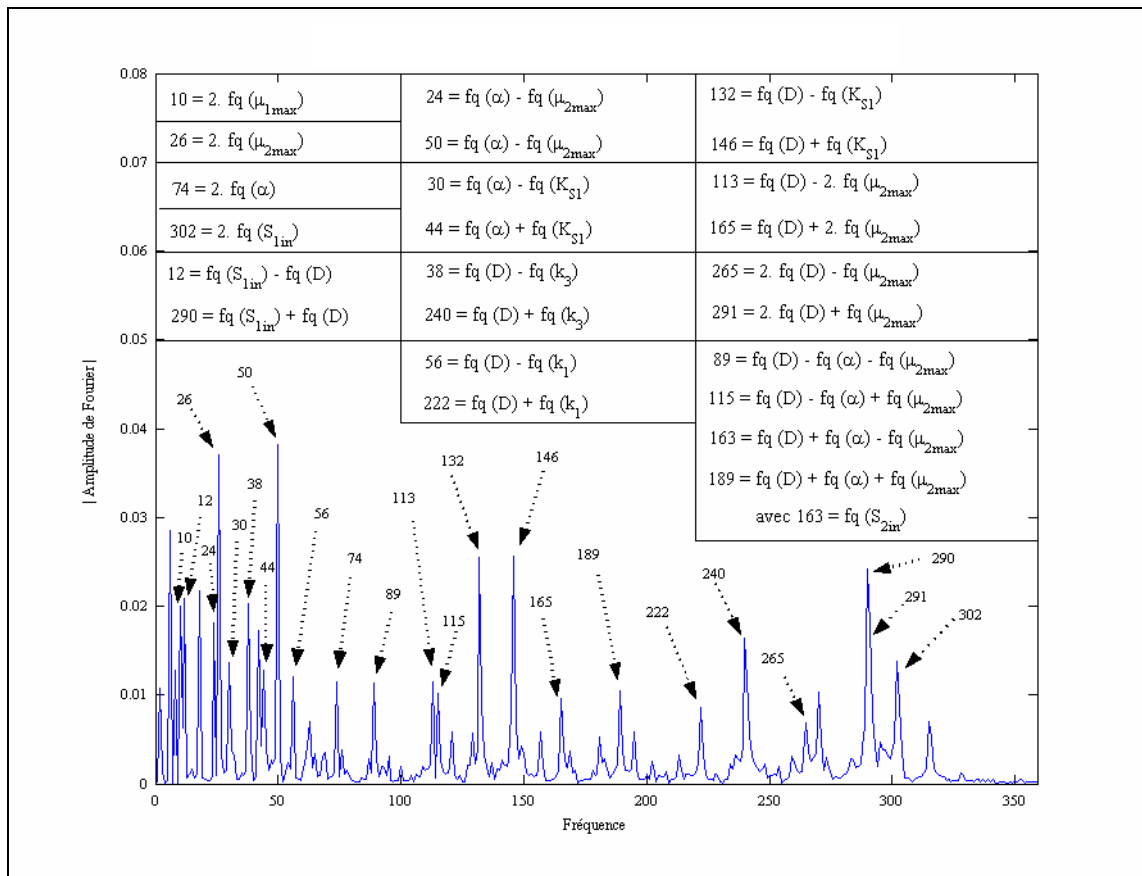


Figure. V.8: Troisième Plan obtenu après élimination des spectres correspondant aux termes d'interaction identifiés sur la figure principale et le 2ème Plan

En nous basant sur ces plans de signatures des paramètres du modèle, nous pouvons écrire l'expression du métamodèle d'approximation du débit de méthane produit, en fonction des facteurs ayant une influence significative sur celui-ci, de la manière suivante :

$$\begin{aligned}
 q_M = & 60,74 + 0,41 \langle \mu_{1\max} \rangle - 0,26 \langle K_{S1} \rangle + 0,51 \langle \mu_{2\max} \rangle - 0,41 \langle K_{S2} \rangle - 0,84 \langle \alpha \rangle - 0,25 \langle k_1 \rangle + 0,11 \langle k_2 \rangle \\
 & - 0,45 \langle k_3 \rangle + 0,27 \langle k_6 \rangle + 10,82 \langle D \rangle + 0,67 \langle S_{1in} \rangle + 2,43 \langle S_{2in} \rangle \\
 & + \langle D \rangle \left[0,19 \langle \mu_{1\max} \rangle - 0,11 \langle K_{S1} \rangle + 0,28 \langle \mu_{2\max} \rangle - 0,19 \langle K_{S2} \rangle - 0,42 \langle \alpha \rangle - 0,04 \langle k_1 \rangle - 0,08 \langle k_3 \rangle \right. \\
 & \left. + 0,05 \langle k_6 \rangle + 0,11 \langle S_{1in} \rangle + 0,47 \langle S_{2in} \rangle \right] + \langle \alpha \rangle \left[- 0,05 \langle K_{S1} \rangle + 0,15 \langle \mu_{2\max} \rangle - 0,09 \langle K_{S2} \rangle \right] \\
 & - 0,08 \langle \mu_{1\max} \rangle^2 - 0,15 \langle \mu_{2\max} \rangle^2 - 0,05 \langle \alpha \rangle^2 - 0,25 \langle D \rangle^2 + 0,01 \langle S_{1in} \rangle^2 + 0,06 \langle \mu_{2\max} \rangle \langle D \rangle^2 \\
 & - 0,09 \langle D \rangle \langle \mu_{2\max} \rangle^2 + 0,09 \langle \mu_{2\max} \rangle \langle \alpha \rangle \langle D \rangle + \dots
 \end{aligned}$$

Afin de montrer que ce métamodèle approche de manière satisfaisante la sortie observée du modèle, nous avons comparé sur la **figure (V.9)** les prédictions du métamodèle avec celles du modèle original. Par ailleurs, l'erreur relative commise avec le métamodèle par rapport aux prédictions du modèle original est tracée sur la **figure (V.10)**.

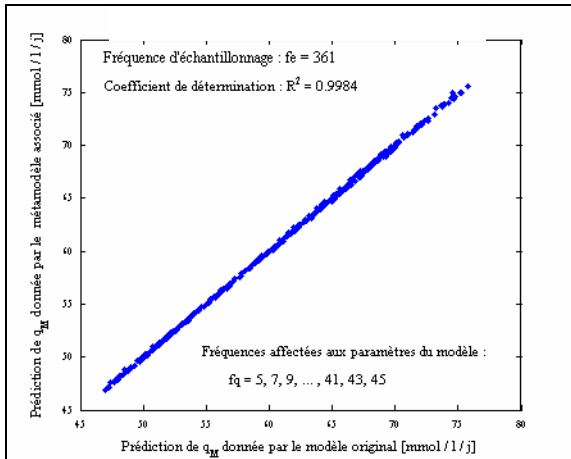


Figure V.9: Comparaison des prédictions de débit du méthane produit respectivement données par le modèle original et son métamodèle associé

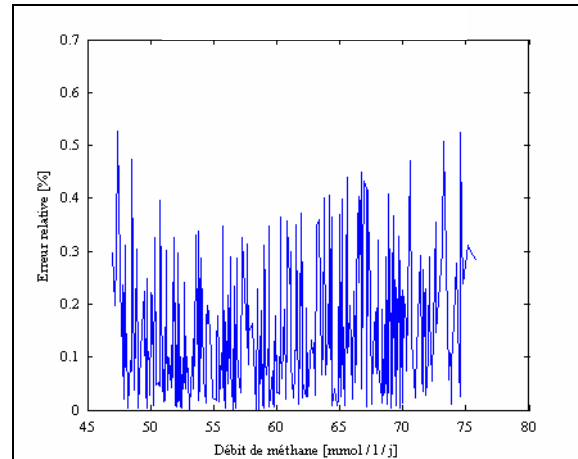


Figure V.10 : Mise en évidence de la précision de la prédiction de débit du méthane produit fournie par le métamodèle par rapport à celle donnée par le modèle original

Le métamodèle étant largement satisfaisant, nous pouvons alors poursuivre l'étude avec la comparaison des coefficients de régression des termes d'ordre 1 de ce métamodèle dans le but d'examiner l'ordre de prépondérance des paramètres les plus influents sur la sortie observée du modèle considéré. La **figure (V.11)** résume les résultats ainsi obtenus.

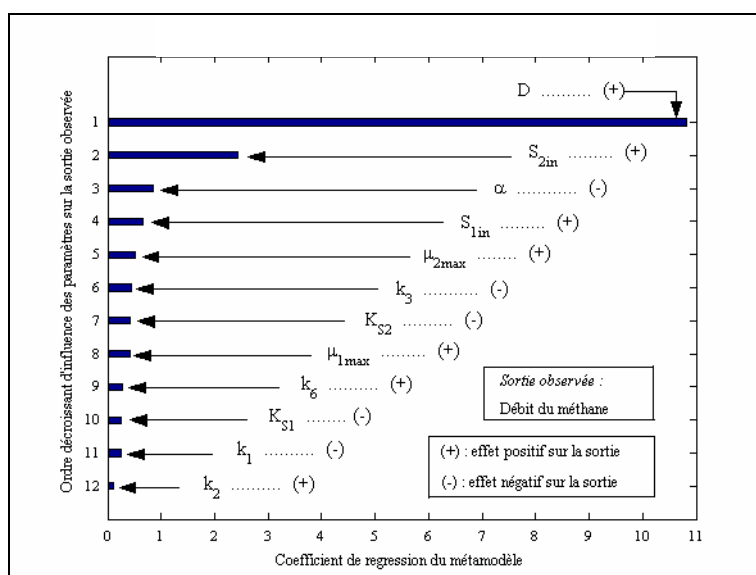


Figure V.11: Ordre de prépondérance des paramètres les plus influents du modèle par rapport au débit du méthane produit

Les résultats présentés suscitent quelques remarques:

- Le sens de l'effet linéaire de chacun des 12 paramètres les plus influents du modèle est cohérent avec le sens physique prévu par la littérature.
- Le taux de dilution D qui est un paramètre aisément contrôlable est le plus influent sur la production du méthane. Cependant, il convient de recommander la prudence quant à l'interprétation de son effet positif trouvé ici. En effet, il serait déraisonnable d'extrapoler ce résultat vers l'extrémité supérieure de la gamme de variation de ce paramètre et de renouveler quotidiennement la totalité de la charge du digesteur dans le but de maximiser la production de méthane. Il s'en suit que ce paramètre admet une certaine valeur optimale à déterminer.
- Plus la fraction de biomasses se détachant de leur support et se trouvant dans la phase liquide est grande, plus faible est la quantité de méthane produite.
- La présence d'une quantité importante d'acides gras volatiles dans l'influent est une qualité importante de celui-ci pour la production de méthane.
- Plus l'influent est riche en substrat facilement biodégradable, c'est-à-dire, riche en AGV, plus efficace est la méthanisation.
- Le coefficient de rendement k_3 lié à la consommation des AGV par les biomasses méthanogènes est beaucoup plus influent que le coefficient de rendement k_6 lié à la production de CH_4 .
- Les facteurs relatifs à l'inhibition sont moins influents par rapport à ceux liés à la production de méthane.

V.C.1.2 A.S DU MODELE QUADRI – PHASIQUE

L'analyse de sensibilité paramétrique nous permettra de nous focaliser sur les paramètres clefs qu'il sera impératif de maîtriser, en vue d'une éventuelle comparaison entre le modèle et des données expérimentales. Cette étude se veut complémentaire aux résultats de l'A.S du modèle bi – phasique afin de mettre en évidence l'ensemble des paramètres influents sur le processus global.

V.C.1.2.1 les paramètres du modèle

Nous pouvons distinguer deux types de paramètres, à savoir :

- les *paramètres fonctionnels d'entrée* du modèle qui sont constitués par le taux de dilution D , la pression totale T_p au sein de l'enceinte de stockage de biogaz ainsi que les paramètres biochimiques caractérisant l'influent tels que S_{inf} , A_{inf} , Z_{inf} , NH_{4inf} , CO_{2inf} et HCO_{3inf} ;
- les *paramètres structurels* du modèle qui sont formés par les paramètres de cinétique du procédé, les paramètres de productivité du procédé (coefficients de rendement) et les constantes physico-chimiques ainsi que les paramètres géométriques du digesteur.

Nous considérons donc les paramètres “physico-chimiques” comme des constantes dont les valeurs sont fixées quelques soient les simulations. Ce choix se justifie par le fait que ces paramètres sont uniquement fonction de la température fixée à 35°C puisque nous travaillons en régime mésophile

L'analyse de sensibilité portera donc sur les paramètres “cinétiques”, sur les taux de productivité ainsi que sur les variables “digesteurs” définis au premier chapitre (Chapitre I.II.1.1.b). Les tableaux 3.1, 3.2 et 3.3 nous donnent les gammes de variation des différents paramètres ainsi que les valeurs utilisées pour notre modèle. Les intervalles de variation, tiennent compte des valeurs couramment rencontrées dans la littérature.

N°	Symbole	Paramètre cinétique	Valeur du modèle	Gamme de variation	Unité
1	K_{da}	Taux de lyse de la biomasse acidogène	0.15	[0 ; 1]	$[j^{-1}]$
2	$\mu_{a_{max}}$	Taux de croissance spécifique maximum de la biomasse acidogène	0.30	[0 ; 1]	$[j^{-1}]$
3	K_{xa}	Constante de saturation de la croissance des bactéries acidogènes	0.95	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
4	K_{ixa}	Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance des bactéries acidogènes	0.01	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
5	K_{dm}	Taux de lyse de la biomasse méthanogène	0.06	[0 ; 1]	$[j^{-1}]$
6	$\mu_{m_{max}}$	Taux de croissance spécifique maximum de la biomasse méthanogène	0.90	[0 ; 1]	$[j^{-1}]$
7	K_{xm}	Constante de saturation de la croissance des bactéries méthanogènes	0.015	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
8	K_{iam}	Constante d'inhibition de l'ammoniac sur la croissance des bactéries méthanogènes	0.12	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
9	K_{im}	Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la production de méthane par les bactéries méthanogènes	0.015	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
10	K_{ixm}	Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance des bactéries méthanogènes	0.01	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$
11	K_m	Constante de saturation de la production de méthane	0.5	[0 ; 1]	$[g.l^{-1}]$

Tableau V.6: Gammes de variation des paramètres cinétiques

N°	Symbole	Taux de productivité	Valeur du modèle	Gamme de variation	Unité
2	Y_a	Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse acidogène	0.188	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]
3	Y_{cat}	Taux de conversion du substrat en cations autres que NH_4^+ et H^+ par la biomasse acidogène	0.01	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]
4	Y_{CO2a}	Taux de conversion du substrat en dioxyde de carbone par la biomasse acidogène	20	[0 ; 30]	[mol.mol ⁻¹]
5	Y_{NH4}	Taux de conversion du substrat en ammonium par la biomasse acidogène	0.50	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]
6	Y_{so}	Taux de conversion des matières volatiles du substrat en glucose par la biomasse acidogène	0.95	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]
7	Y_{va}	Taux de conversion du substrat en acide acétique par la biomasse acidogène	0.75	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]
8	$V_{m_{max}}$	Taux de production maximale de méthane par les bactéries méthanogènes	0.10	[0 ; 1]	[g.g.j ⁻¹]
9	Y_{CH4}	Taux de conversion de l'acide acétique en méthane par la biomasse méthanogène	6.31	[0 ; 30]	[mol.mol ⁻¹]
0	Y_{CO2}	Taux de conversion du substrat en dioxyde de carbone par la biomasse méthanogène	12.31	[0 ; 30]	[mol.mol ⁻¹]
1	Y_m	Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse méthanogène	0.08	[0 ; 1]	[g.g ⁻¹]

Tableau V.7: Gammes de variation des taux de productivité

N°	Symbole	Variables "digesteur"	Valeur du modèle	Gamme de variation	Unité
22	V_{rec}	Volume du digesteur	2	[0 ; 5]	[l]
23	V_{gsv}	Volume de gaz	1.5	[0 ; 5]	[l]
24	T_p	Pression totale	730	[0 ; 730]	[mmHg]
25	K_{la}	Coefficient de transfert de gaz	0.5	[0 ; 10]	[j ⁻¹]

Tableau V.8: Gammes de variation des variables digesteur

N°	Symbole	Entrée	Valeur du modèle	Gamme de variation	Unité
26	X_a	Concentration de la biomasse acidogène	0.1	[0 ; 1]	[g.l ⁻¹]
27	S	Concentration en glucose équivalent	5	[0 ; 100]	[g.l ⁻¹]
28	A	Concentration en acide acétique	1	[0 ; 10]	[g.l ⁻¹]
29	X_m	Concentration de la biomasse méthanogène	0.1	[0 ; 1]	[g.l ⁻¹]
30	CH_4	Concentration en méthane	0	[0 ; 10]	[g.l ⁻¹]
31	CO_2	Concentration en dioxyde de carbone dissous	0.011	[0 ; 1]	[mol.l ⁻¹]
32	Z	Concentration en cations autres que NH_4^+ et H^+	0.06	[0 ; 1]	[ég.l ⁻¹]
33	NH_4	Concentration en ammonium	1.5	[0 ; 10]	[g.l ⁻¹]
34	P_{NH_3}	Pression partielle d'ammoniac	20	[0 ; 730]	[mmHg]
35	PCO_2	Pression partielle de dioxyde de carbone	20	[0 ; 730]	[mmHg]

Tableau V.9: Gammes de variation des entrées du modèle

V.C.1.2.2 Présentation des résultats

V.C.1.2.2.1 Méthode de Morris

Compte tenu des gammes de variation que nous avons définies précédemment, nous avons procédé à la détermination de l'influence des 25 paramètres sur le pH et la concentration en ammoniac. Par la méthode de Morris, l'influence des paramètres par rapport à la sortie observée, ne peut être déterminée qu'à un instant t donné de la simulation. Nous avons effectué, pour chaque sortie observée, deux séries d'observations. La première série a été effectuée au 10^{ème} jour de la simulation (en début de fermentation), tandis que la deuxième série a été effectuée au 100^{ème} jour de la simulation (vers la fin de la fermentation), le but étant de déterminer l'existence de paramètres dont l'influence est marquée tout au long du processus.

Les résultats obtenus sont représentés sur les **figures V.12, V.13, V.14, V.15** suivantes. Nous remarquons d'emblée que pour une même sortie observée, les paramètres les plus influents diffèrent selon que nous soyons en début ou alors en fin de simulation.

Cette observation n'est pas un résultat typique du pH puisque nous pouvons observer le même phénomène en ce qui concerne la concentration en ammoniac.

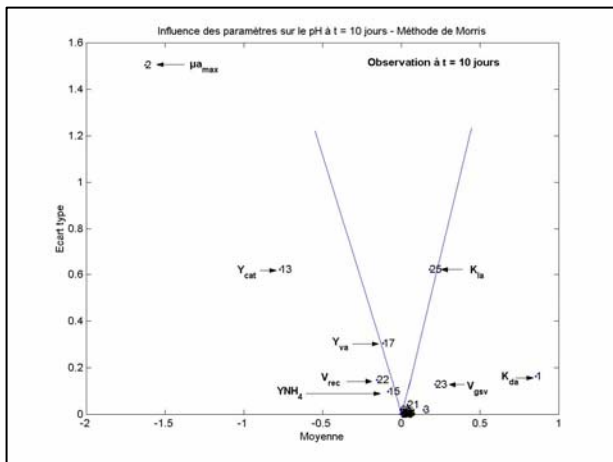


Figure V.12 : Influence des paramètres du modèle sur le pH au temps t = 10 jours

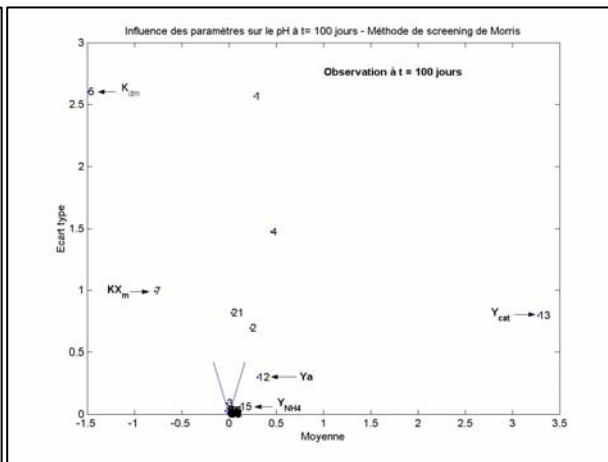


Figure V.13 : Influence des paramètres du modèle sur le pH au temps t = 100 jours

En rapprochant ces observations du processus de méthanisation, ce résultat témoigne une fois de plus, de la forte complexité du procédé ; de nombreuses populations bactériennes participent au processus et peuvent avoir des comportements différents selon les conditions opératoires ou l'avancement de la simulation.

Lors des précédents chapitres, nous avons vu que le pH est un facteur déterminant pour le bon déroulement du processus. Afin de déterminer l'influence au cours de la simulation des paramètres du modèle, nous allons suivre leur influence sur le pH pendant une durée de 100 jours.

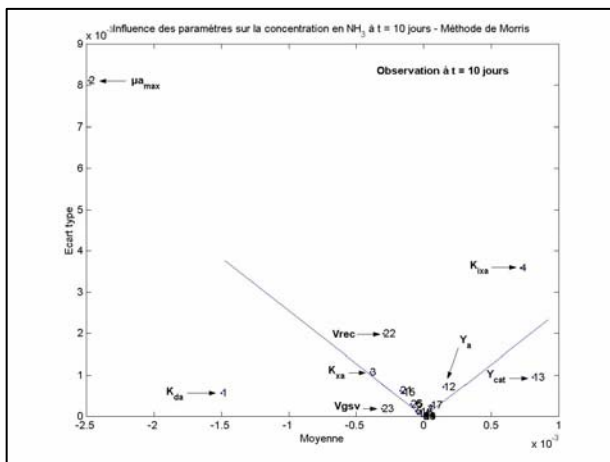


Figure V.14 : Influence des paramètres du modèle sur la concentration en NH₃ au temps t = 10 jours

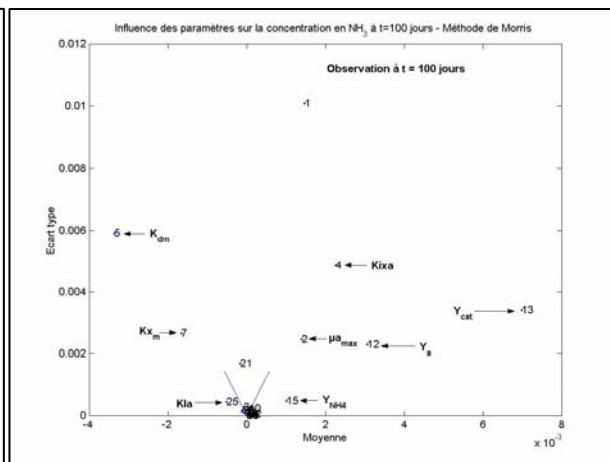


Figure V.15 : Influence des paramètres du modèle sur la concentration en NH₃ au temps t = 100 jours

V.C.1.2.2.2 Application de la méthode FAST

La méthode de Morris a montré que l'influence des paramètres évolue dans le temps. Afin de prendre en considération cette évolution nous allons appliquer la méthode FAST basée sur l'analyse spectrale de la signature des paramètres.

Nous avons dans un premier temps, effectué une analyse du modèle afin de déterminer l'ordre d'interactions entre les paramètres. Pour cela, nous avons créé trois groupes de facteurs auxquels ont été affectés les fréquences suivantes {3, 11, 19}.

- Les paramètres "cinétique", ont été affectés de la fréquence 3
- Les paramètres "productivité", ont été affectés de la fréquence 11
- Les paramètres "digesteur", ont été affectés de la fréquence 19

Nous avons choisi une fréquence d'échantillonnage de $f_e = 4 \cdot 19 + 2 = 78$, autrement dit, nous avons réalisé 78 simulations. Les paramètres sont tous entachés d'un écart de $\pm 10\%$ par rapport à leur valeur de base ($\delta_h = 0.1$). Après avoir réalisé les différentes simulations, nous aboutissons en sortie à une matrice de 78 lignes et 100 colonnes contenant les variations du pH du milieu par rapport au résultat de base [figure V.16 & V.17].

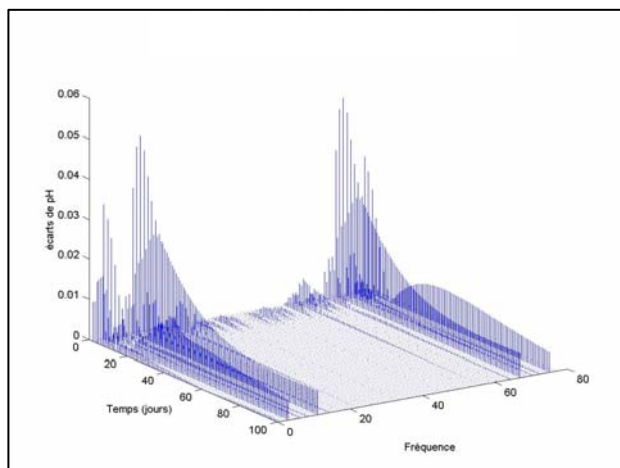


Figure V.16: Maxima du spectre des écarts

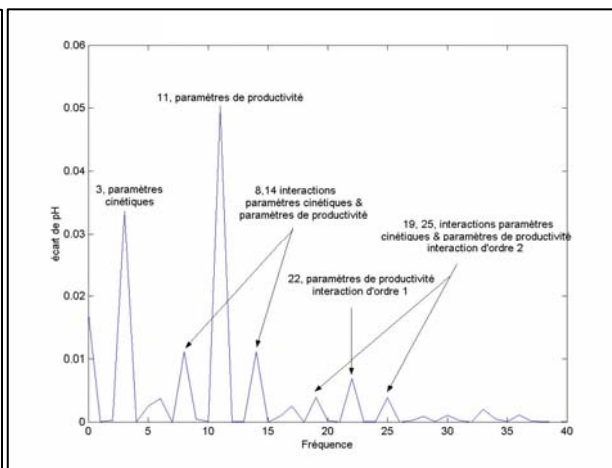


Figure V.17 : identification des paramètres les plus influents sur le pH

Nous voyons sur la figure V.17, que les paramètres qui semblent les plus importants sont les paramètres de productivité et cinétiques. Ces deux groupes de paramètres sont en effet les paramètres biochimiques du modèle. Les paramètres digesteurs quant à eux semblent peu influents sur la sortie observée.

Outre les trois signatures de fréquences 3, 11, 19, nous remarquons la présence d'autres signatures. Les signatures de fréquence 8 et 14 sont engendrées par des interactions d'ordre 1 entre les paramètres de productivité ($f=11$) et les paramètres cinétiques ($f=3$).

La signature de fréquence $f=22$ résulte des interactions d'ordre 1 des paramètres de productivité. Ce pic aurait pu résulter des interactions d'ordre 1 entre les paramètres cinétiques ($f=3$) et les paramètres digesteur ($f=19$) ; cependant nous aurions constaté en même temps, la présence d'un pic en $f=16$ de même amplitude, ce qui n'est pas le cas.

En effet, les effets d'interaction entre les paramètres ont pour conséquence d'engendrer des fréquences supplémentaires de même amplitude. Ainsi, une interaction d'ordre 1 engendre deux fréquences qui sont $|f_h - f_{h'}|$ et $|f_h + f_{h'}|$.

Ainsi, les signatures de fréquence $f=19$ et $f=25$ sont dus à des interactions d'ordre 2 entre les paramètres cinétiques ($f=3$) et les paramètres de productivité ($f=2*11=22$).

En conclusion de cette première phase de l'analyse de sensibilité paramétrique, nous pouvons dire que les paramètres les plus importants sont les paramètres biologiques du modèle. Essayons à présent de déterminer parmi ces paramètres, ceux qui ont la plus grande influence sur le pH. Rappelons encore une fois, que le pH conditionne fortement le bon déroulement du processus de méthanisation.

Afin d'effectuer l'analyse de sensibilité proprement dite, du modèle, nous avons fait le choix d'utiliser des fréquences impaires $\{5,7,9,11,\dots,53\}$ pour la signature des 25 paramètres, de sorte que les interactions d'ordre 1 engendrent des fréquences paires plus facilement repérables sur le spectre. De plus, la fréquence d'échantillonnage a été choisie suffisamment grande ($f_e=512$) pour éviter le repliement du spectre dû aux interactions entre les paramètres. Après avoir effectué 512 simulations pour chaque pas de temps pour $t = 1$ à 100 jours, par pas de 1 jour, en faisant varier les paramètres suivant un sinus de $\pm 10\%$ par rapport à leur valeur de base ($\delta_h = 0.1$), nous avons obtenu les résultats suivants.

En examinant la figure V.19, nous pouvons voir que les interactions entre les paramètres sont effectivement faibles (ordre 2) comme nous avons pu le montrer précédemment. Les écarts induits par la variation des paramètres sur le pH sont très importants tout au long de la simulation, ce qui rejoint les résultats obtenus par la méthode de Morris où nous avons vu que les paramètres les plus influents n'étaient pas identiques en début et fin de simulation.

La mise en évidence des fréquences les plus importantes nous a permis d'identifier 5 paramètres, dont l'influence est supérieure [Tableau V.10] en valeur absolue à 22 sur le pH, à un instant donné. Ces paramètres sont tous de nature biologique.

Fréquences	Symbole	Paramètres
5	K_{da}	Taux de lyse de la biomasse acidogène
7	μ_{max}	Taux de croissance spécifique maximum de la biomasse acidogène
27	Y_a	Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse acidogène
31	K_{ixa}	Constante d'inhibition de l'acide acétique sur la croissance des bactéries acidogènes
45	Y_m	Taux de conversion du substrat en métabolites par la biomasse méthanogène

Tableau V.10 : Les paramètres les plus influents sur le pH et leur fréquence associée

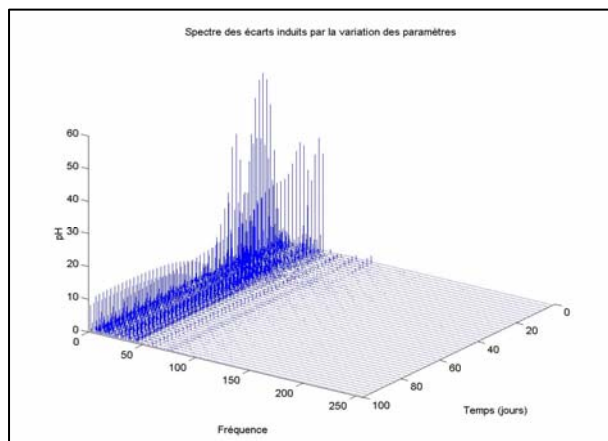


Figure V.18 : Spectre des écarts induits par la variation des paramètres ; évolution de l'influence de chaque paramètre

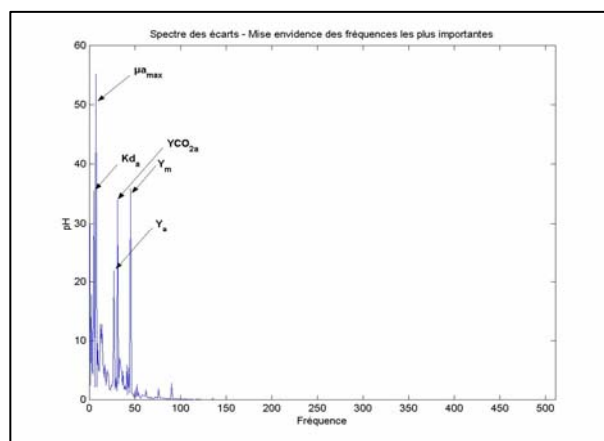


Figure V.19: Spectre des écarts ; Mise en évidence des fréquences les plus importantes

Nous pouvons remarquer que la majorité de ces paramètres sont relatifs à la biomasse acidogène. En effet, le pH du milieu est en majorité régit par la biomasse acidogène puisque c'est elle qui assure la conversion du substrat en acide acétique et par conséquent influent le plus sur le pH. N'oublions pas également le paramètre associé au taux de conversion du métabolite et implicitement à l'assimilation de la matière par la biomasse qui marque l'influence de la phase d'hydrolyse sur les paramètres du processus.

Lors de leurs travaux, G.Kiely & al. [Kiely, 97] ont effectué une analyse de sensibilité sur 18 paramètres du même modèle. Comme résultats, ils ont trouvé que 8 de ces paramètres influaient beaucoup sur le modèle et que le reste n'avait qu'une influence moyenne voire minimale. A titre d'information, nous présentons [Tableau V.11] le classement qu'ils ont effectué, sachant qu'aucune comparaison n'est possible car nous n'avons pas d'information sur la méthodologie adoptée (sortie observée, durée de la simulation...).

Sensibilité des paramètres du modèle					
Les plus influents		Y_{va}	μa_{max}		
Très influents	Y_{so}	Y_m	K_{xm}	μm_{max}	K_{dm}
Moyennement influents	Y_{CO2m}	Y_{CH4}	Y_{CO2a}	K_{da}	K_{iam}
Moins influents	Y_{NH4}	Y_{cat}	K_{xa}	K_{ixm}	K_{ixa}

Tableau V.11: Résultats de l'analyse de sensibilité

Globalement, les résultats sont similaires aux nôtres avec une forte influence des paramètres cinétiques et des paramètres de productivité.

V.C.2 ANALYSE DE SENSIBILITE APPLIQUEE AUX MODELES DE SECHAGE

V.C.2.1 A.S APPLIQUEE AU MODELE DE SECHAGE SOUS SERRE

Parmi les paramètres du modèle nous avons distingué:

- ✓ Les variables "séchoir" à travers lesquelles nous avons défini les paramètres positionnels et dimensionnels
- ✓ Les variables "secondaires" que sont les constantes physiques, les paramètres relatifs à l'environnement global du système et les paramètres thermophysiques

Pour l'analyse de sensibilité, nous nous intéresserons principalement aux paramètres thermo - physiques relatifs aux divers constituants du séchoir et aux paramètres thermo - physiques relatifs aux boues.

Les paramètres fonctionnels d'entrée du modèle représentent couramment les sollicitations externes du système à modéliser qui est ici le séchoir - serre. De ce fait, ils sont composés principalement des paramètres météorologiques. Le **tableau (IV.12)** nous montre les gammes de variation utilisées pour l'étude de leurs effets sur la réponse du modèle.

Le **tableau (V.13)** présente les gammes de variation adoptées pour l'analyse des effets des paramètres thermo physique de la couverture transparente et de la boue.

Paramètres relatifs aux sollicitations externes			
Symbole	Description	Gamme de variation	Unité
T_{ae}	Température ambiante	[273 ; 320]	[K]
D_h	Flux solaire diffus incident sur un plan horizontal	[0 ; 1000]	[W.m ⁻²]
I_d	Flux solaire direct incident sur un plan horizontal	[0 ; 1000]	[W.m ⁻²]
Hre	Humidité relative ambiante	[0 ; 100]	[%]
h_s	Hauteur angulaire du soleil	[0 ; 90]	[°]
Az_s	Azimut du soleil	[-90 ; 90]	[°]
T_{vc}	Température de la voûte céleste	[273 ; 320]	[K]
T_{solex}	Température du sol avoisinant	[273 ; 320]	[K]
V_v	Vitesse moyenne du vent	[0 ; 20]	[m.s ⁻¹]
Az_v	Azimut de la direction du vent (par rapport à la façade n°6)	[-180 ; 180]	[°]
P_{tot}	Pression totale atmosphérique	[0.99 ; 1.01]	[atm]

Tableau V.12 : Gammes de variation des sollicitations externes

Paramètres thermophysiques relatifs à l'air			
Symbole	Description	Gamme de variation	Unité
Cd	Coefficient de perte de charge	[0 ; 1]	[]
cpa	Capacité calorifique massique de l'air sec	[900;1100]	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
cpv	Capacité calorifique massique de la vapeur d'eau	[1700;2000]	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
Paramètres thermophysiques relatifs à la couverture			
Symbole	Description	Gamme de variation	Unité
A_{vdir}	Absorptivité de la couverture au rayonnement direct	[0 ;0.01]	[]
A_{vdif}	Absorptivité de la couverture au rayonnement diffus	[0.5 ;0.7]	[]
Cp_v	Capacité calorifique massique à pression constante	[700;900]	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
ϵ_v	Emissivité de la couverture	[0.7 ;0.99]	[]
k_v	Conductivité thermique de la couverture	[1 ;1.2]	W.m ⁻¹ .K ⁻¹
ρ_v	Masse volumique de la couverture	[2400;3000]	kg.m ⁻³
T_{vdir}	Transmittivité de la couverture au rayonnement direct	[0.045 ;0.055]	[]
T_{vdif}	Transmittivité de la couverture au rayonnement diffus	[0.85 ;1.05]	[]
Paramètres thermophysiques relatifs aux boues			
Symbole	Description	Valeur	Unité
alpha	Paramètre critique de correction pour le flux de masse	[0.6 ;0.8]	[]
Cp_b	Capacité calorifique massique à pression constante	[2700;3300]	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
eb	Epaisseur de la couche de boues	[0.009 ;0.01]	m
ϵ_b	Emissivité des boues	[0.8 ;1]	[]
ρ_b	Masse volumique des boues	[1800 ;2200]	kg
W_{crit1}	Première humidité absolue critique des boues	[2.86;3.5]	kg _{eau} .kg _{MS} ⁻¹
W_{crit2}	Deuxième humidité absolue critique des boues	[0.37;0.45]	kg _{eau} .kg _{MS} ⁻¹

Tableau V.13: Gammes de variation des paramètres du modèle

IV.C.2.1.1 Résultats de l'étude de Morris

En faisant varier chaque sollicitation dans leur gamme de variation définie précédemment, nous obtenons les résultats représentés sur la figure 3.1. La sortie du modèle que nous avons observée est le temps de séchage.

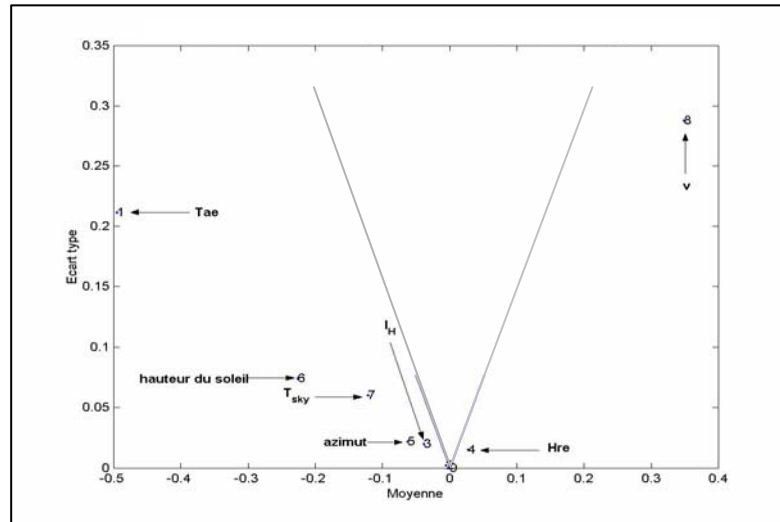


Figure V.20 : Résultats de l'analyse de sensibilité par rapport aux entrées du modèle

La signature en forme de V correspond à $\mu = \pm 2 * SEM$. Si l'effet d'un paramètre se situe en dehors du V et loin de la valeur 0 de l'abscisse (axe de la moyenne), alors cela signifie que le paramètre est influent. Mais la question est de savoir si son influence est linéaire ou pas. Cette information est obtenue en regardant si sa position sur le graphe est proche ou pas de l'axe des abscisses, bien entendu, tout en restant en dehors du V. Si c'est le cas, c'est-à-dire l'écart - type est proche de 0, alors l'influence de ce paramètre est linéaire. Dans le cas contraire, écart-type grand tout en restant en dessous du V, l'effet du paramètre est non linéaire. Autrement dit, il interagit avec les autres facteurs.

Au cas où l'effet du paramètre se trouve à l'intérieur du V, nous ne pouvons rien conclure à moins que cet effet se situe proche de 0 aussi bien en abscisse qu'en ordonnée, auquel cas le paramètre concerné n'est pas influent sur la sortie observée du modèle. En effet, l'erreur (ou encore le biais) sur le calcul de la moyenne est trop grande. A ce moment là, il y a lieu d'effectuer d'autres simulations pour les paramètres ainsi concernés, sinon adopter d'autres méthodes d'analyse de sensibilité.

Ces représentations graphiques montrent aussi le sens de variation de la sortie du modèle sous l'effet de chaque paramètre. Plus précisément, si l'abscisse de l'effet élémentaire d'un paramètre donné est positive, cela signifie que son effet est positif et qu'une augmentation de sa valeur entraînera un accroissement de celle de la sortie du modèle. De même, un effet négatif du paramètre considéré indique qu'une hausse de sa valeur impliquera une baisse de celle de la réponse du modèle.

Des résultats de cette analyse de sensibilité, il ressort que 7 sollicitations ont une influence significative sur le temps de séchage. Deux d'entre elles, l'humidité relative de l'air extérieur (4) et la vitesse du vent (8) ont un "effet positif" sur le temps de séchage. Une augmentation de leurs valeurs entraînerait une augmentation du temps de séchage. La température de l'air ambiant (1), la hauteur (6) et l'azimut (5) du soleil, et la température du ciel (7) ainsi que le rayonnement solaire direct (3) ont par contre tendance à diminuer le temps de séchage si nous augmentons leurs valeurs.

Les sollicitations dont l'influence sur le temps de séchage est négligeable sont la pression atmosphérique (11), la température du sol (10) et le rayonnement diffus (2).

V.C.2.1.2 Approche Qualitative : Méthode FAST

Afin de vérifier de pouvoir comparer les résultats obtenus par la méthode de Morris, nous allons mettre en œuvre la méthode FAST dans un premier temps sur les sollicitations externes. Pour cela, nous affectons à chaque sollicitation externe [Tableau V.12], une fréquence différente. Nous avons fait le choix d'utiliser des fréquences impaires {11,13,15,17,19,21,23,25,27,29,31} pour la signature des 11 facteurs de sorte que les interactions d'ordre 1, engendrent des fréquences paires facilement identifiables sur le spectre. Nous avons choisie une fréquence d'échantillonnage assez grande, ($f_e = 512$) afin d'éviter le repliement du spectre et de pouvoir observer d'éventuelles interactions d'ordre élevé entre les différents facteurs. La figure V.21 montre les résultats que nous avons obtenus.

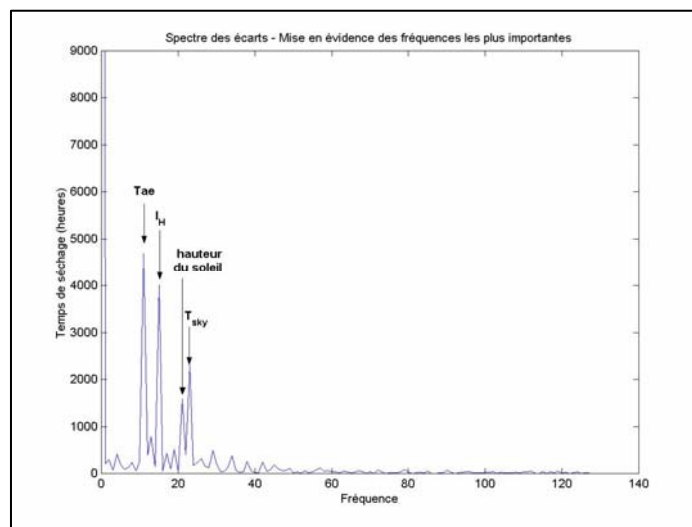


Figure V.21 : Spectre des écarts engendrés par les variations des sollicitations sur le temps de séchage

Nous distinguons d'emblée 4 facteurs dont l'influence est supérieure, en valeur absolue, à 1700 heures sur le temps de séchage [Figure V.21]. Il s'agit de la température de l'air ambiant, du rayonnement direct, de la hauteur du soleil ainsi que de la température du ciel. En rapprochant ces résultats de ceux obtenus par la méthode de Morris, nous pouvons remarquer que ces paramètres ont tendance à diminuer le temps de séchage lorsque ils augmentent (ils ont tous une moyenne négative). Nous pouvons remarquer que les influences relatives des paramètres sont respectées dans les deux méthodes. En effet, que ce soit par la méthode de Morris, où les paramètres les plus importants ont une plus grande moyenne en valeur absolue, ou bien par l'analyse spectrale, où les paramètres les plus importants induisent un écart plus grand (pic élevé) sur la sortie, le classement des paramètres par rapport à leur influence reste identique.

Seule l'influence du vent sur le temps de séchage n'apparaît pas en évidence sur le spectre. Ceci peut être expliqué par le fait que dans la méthode de Morris, le vent possède un fort écart type et son influence sur le temps de séchage est due à une interaction avec d'autre(s) paramètre(s).

Outre la concordance des résultats entre les deux méthodes employées, le spectre des écarts induits [Figure V.21] par la variation des sollicitations, montre qu'aucune d'entre elles ne doit être néanmoins ignorée lors de la phase d'optimisation du procédé, car leurs influences sur le temps de séchage restent importantes.

Nous allons maintenant déterminer les paramètres thermo - physiques dont l'influence est remarquable sur le temps de séchage. Les résultats obtenus, vont nous permettre d'identifier les paramètres thermo - physiques clefs du modèle.

V.C.2.1.2.1 Analyse de la structure du modèle

Dans un premier temps, nous avons effectué une analyse du modèle afin de déterminer l'ordre des interactions entre les paramètres. Pour cela, nous avons créé 5 groupes de facteurs auxquels ont été affectés les fréquences suivantes {3, 5,9,13,17} ; ces cinq groupes correspondent aux paramètres thermo - physiques liés respectivement à l'air, à la couverture, aux boues, à la dalle et au sous sol. Nous avons choisi une fréquence d'échantillonnage de $f_e = (4*17+2)=70$. Nous avons réalisé 70 simulations durant lesquelles, les paramètres ont tous été variés de $\pm 10\%$ par rapport à leur valeur de base ($\delta_h=0.1$).

La **figure V.22** que nous avons obtenue, permet de dégager deux principaux groupes de paramètres ayant une influence significative sur le temps de séchage. Il s'agit des paramètres thermo - physiques relatives aux boues et à la couverture.

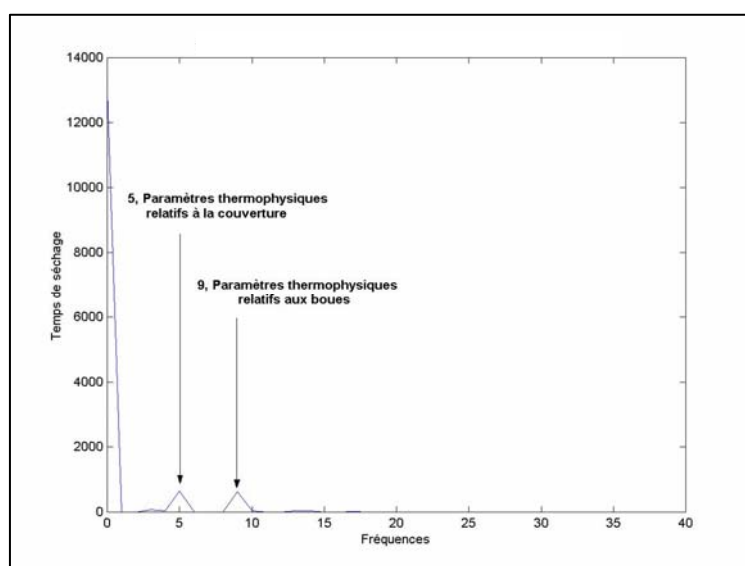


Figure V.22 : Analyse de la structure du modèle par regroupement des paramètres

Ce résultat nous permet donc de voir qu'outre les propriétés thermo - physiques des boues, la prise en compte des propriétés de la couverture est essentielle dans l'optique d'une optimisation du temps de séchage.

Passons à présent dans la deuxième phase de cette identification paramétrique, où nous allons déterminer à l'intérieur de ces deux grands groupes, les facteurs les plus influents.

V.C.2.1.2.2 Les paramètres thermo physiques les plus importants

Afin de mettre en évidence les paramètres thermo physiques les plus influents au niveau des boues et de la couverture de la serre, nous avons affecté à chaque paramètre, une fréquence impaire {9,11,13,15,17,19,21,23,25,27,29,31,33,35,37} pour la localisation de leur signature sur le spectre. Après avoir effectué 256 simulations, nous obtenons le spectre des écarts représenté sur la figure suivante.

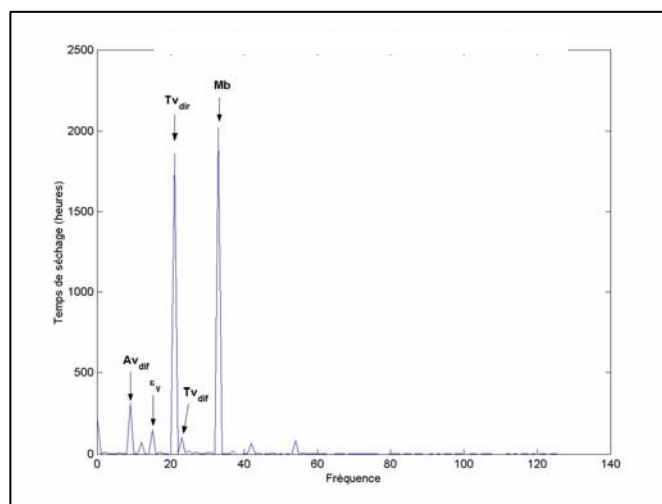


Figure V.23 : Mise en évidence des fréquences les plus importantes

Le spectre des écarts induits [Figure V.23] sur le temps de séchage, montre que la masse des boues, les coefficients de transmission direct et diffus de la couverture, l'absorbivité ainsi que l'émissivité des boues sont les principaux facteurs influents.

V.C.2.2 A.S APPLIQUEE AU SECHAGE MIXTE

De manière identique au paragraphe antérieur nous avons distingué deux types de paramètres qui sont les suivants :

- **Paramètres fonctionnels d'entrée** du modèle qui, groupés sur les **tableaux V.14** et **V.15**, représentent les sollicitations externes du système à modéliser et sont composées principalement des paramètres météorologiques ainsi que des paramètres de commande tels que le débit d'air et éventuellement sa température de consigne au niveau du séchoir.
- **Paramètres structurels** du modèle qui, agencés sur les **tableaux V.16 à V.24**, sont relatifs à la dimension et à l'orientation des 2 principaux sous-systèmes (capteur et armoire de dessiccation) constituant notre système de séchage ainsi qu'aux caractéristiques thermo physiques de leurs divers composants architecturaux. Les constantes physiques figurent également parmi ce groupe de paramètres.

Tableaux V.(14 & 15) : Paramètres fonctionnels d'entrée du modèle

Tableau V.14 : Paramètres relatifs aux sollicitations externes du système (Entrées du modèle)					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
1	T_{ac}	Température ambiante	[273 ; 320]	293	[K]
2	Hr	Humidité relative ambiante	[0 ; 100]	60	[%]
3	Dir	Flux solaire direct incident sur un plan horizontal	[0 ; 1000]	600	[W.m ⁻²]
4	Dif	Flux solaire diffus incident sur un plan horizontal	[0 ; 1000]	400	[W.m ⁻²]
5	h_s	Hauteur angulaire du soleil	[0 ; 90]	45	[°]
6	Az_s	Azimut du soleil	[-180 ; 180]	15	[°]
7	T_{vc}	Température de la voûte céleste	[273 ; 320]	293	[K]
8	P_{tot}	Pression totale atmosphérique	[0.99 ; 1.01]	1	[atm]
10	V_v	Vitesse moyenne du vent	[0 ; 20]	5	[m.s ⁻¹]

Tableau V.15 : Paramètres de contrôle et de commande du système (Entrée du modèle)

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
35	T_{con}	Température de consigne (ou Température de séchage)	[293 ; 343]	333	[K]
36	m_{ai}°	Débit de l'air asséchant	[0.1 ; 5]	1	[kg.s ⁻¹]
61	m_{ai2}°	Débit d'air caloporteur à travers un module du capteur	[0.1 ; 5]	1	[kg.s ⁻¹]

Tableau V.16: Constantes Physiques

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
11	g	Accélération de la pesanteur	[9.79 ; 9.82]	9.81	[m.s ⁻²]
12	σ	Constante de Stefan-Boltzmann	[5.699 ; 5.671]x10 ⁻⁸	5.67 x 10 ⁻⁸	[W.m ⁻² .K ⁻⁴]

Tableau V.17 : Paramètres géométriques de l'enceinte de séchage

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
13	L_s	Longueur de la section droite de l'enceinte	[0.5 ; 1.2]	0.8	[m]
14	w_s	Largeur de la section droite de l'enceinte	[0.5 ; 1.2]	0.8	[m]
15	Dx_s	Espace entre 2 claies successives	[0.05 ; 0.15]	0.1	[m]
16	γ_{ouv}	Orientation par rapport au Sud de l'ouverture pour chargement	[-180 ; 180]	-30	[°]
17	N_{cl}	Nombre des claies	[1 ; 10]	5	[]

Tableau V.18 : Paramètres géométriques et thermophysiques des boues

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
18	S_{in}	Siccité initiale	[5 ; 25]	20	[%]
19	W_{eq}	Humidité absolue d'équilibre hygroscopique	[0.05 ; 0.18]	0.12	[kg _{eau} .kg _{MS} ⁻¹]
20	M_{bc}	Masse initiale de la boue sur chaque claie	[1 ; 5]	2	[kg]
21	Cp_b	Capacité calorifique massique à pression constante	[2500 ; 3000]	3000	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
22	ϵ_b	Emissivité	[0.1 ; 0.95]	0.89	[]
23	D_{disq}	Diamètre de chaque disque de boues	[0.01 ; 0.12]	0.1	[m]
24	e_{disq}	Epaisseur de chaque disque de boues	[0.005 ; 0.02]	0.01	[m]
25	α	Paramètre critique de correction pour le flux de masse	[0.77 ; 0.81]	0.79	[]
26	W_{crit1}	Première humidité absolue critique	[1.3 ; 1.45]	1.38	[kg _{eau} .kg _{MS} ⁻¹]

Tableau IV.19 : Paramètres thermophysiques de la paroi de l'enceinte de séchage

N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
28	k_w	Conductivité thermique	[0.01 ; 1.5]	1	[W.K ⁻¹ .m ⁻¹]
29	e_w	Epaisseur	[0.02 ; 0.1]	0.05	[m]
30	ϵ_w	Emissivité	[0.1 ; 0.9]	0.8	[]
31	ρ_w	Masse volumique	[300 ; 440]	370	[kg.m ⁻³]
32	Cp_w	Capacité calorifique massique à pression constante	[1500 ; 2200]	1880	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
33	α_w	Coefficient d'absorption des rayonnements directs	[0.1 ; 0.9]	0.6	[]
34	α_{dw}	Coefficient d'absorption des rayonnements diffus	[0.1 ; 0.9]	0.55	[]
27	W_{crit2}	Deuxième humidité absolue critique	[0.38 ; 0.44]	0.41	[kg _{eau} .kg _{MS} ⁻¹]

Tableau V.20 : Paramètres dimensionnel d'un module de capteur					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
37	L_c	Longueur	[1.5 ; 3]	2	[m]
38	w_c	Largeur	[0.75 ; 1.5]	1	[m]
39	e_{ai2}	Hauteur de la section des conduits utile et passif	[0.01 ; 0.03]	0.015	[m]
40	dx_c	Pas d'espace pour la discrétisation (méthode Pas à Pas)	[0.01 ; 0.1]	0.05	[m]

Tableau V.21 : Paramètres d'orientation du capteur et paramètres thermophysiques de sa couverture transparente					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
41	γ_c	Orientation du capteur par rapport au Sud	[-180 ; 180]	90	[°]
42	χ_c	Coefficient d'extinction	[5 ; 40]	25	[m ⁻¹]
43	n_r	Indice de réfraction	[1.5 ; 1.55]	1.526	[]
44	ρ_c	Masse volumique	[2500 ; 2900]	2700	[kg.m ⁻³]
45	e_c	Epaisseur	[0.003 ; 0.008]	0.004	[m]
46	k_c	Conductivité thermique	[0.5 ; 2]	1.08	[W.K ⁻¹ .m ⁻¹]
47	ε_c	Emissivité	[0.1 ; 0.95]	0.88	[]
48	Cp_c	Capacité calorifique massique à pression constante	[700 ; 900]	830	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
49	s	Inclinaison du capteur par rapport à l'horizontale	[0 ; 45]	30	[°]

Tableau V.22 : Paramètres thermophysiques de l'absorbeur du capteur					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
50	ρ_n	Masse volumique	[7000 ; 9000]	7850	[kg.m ⁻³]
51	e_n	Epaisseur	[0.001 ; 0.01]	0.005	[m]
52	ε_n	Emissivité	[0.1 ; 0.95]	0.9	[]
53	Cp_n	Capacité calorifique massique à pression constante	[450 ; 550]	490	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
54	α_n	Coefficient d'absorption des rayonnements directs	[0.7 ; 0.95]	0.92	[]
55	α_{nd}	Coefficient d'absorption des rayonnements diffus	[0.7 ; 0.95]	0.9	[]

Tableau V.23 : Paramètres thermophysiques de l'isolant arrière du capteur					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
56	ρ_{is}	Masse volumique	[100 ; 200]	160	[kg.m ⁻³]
57	e_{is}	Epaisseur	[0.01 ; 0.1]	0.03	[m]
58	k_{is}	Conductivité thermique	[0.001 ; 0.1]	0.043	[W.K ⁻¹ .m ⁻¹]
59	ε_{is}	Emissivité	[0.1 ; 0.95]	0.89	[]
60	Cp_{is}	Capacité calorifique massique à pression constante	[1500 ; 2000]	1670	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]

Tableau V.24 : Paramètres divers					
N°	Symbole	Description	Gamme de variation	Valeur	Unité
9	Alb	Albédo moyen du sol avoisinant	[0 ; 1]	0.3	[]
62	N_{modc}	Nombre de modules de capteurs utilisés	[1 ; 10]	7	[]

Figure V.16 à V.24 : Paramètres structurels

Le scénario de fonctionnement d'un système de séchage à chauffage purement solaire consiste à chauffer l'air ambiant à travers les capteurs solaires, pour l'insuffler ensuite à l'intérieur de l'enceinte de séchage sans l'intervention d'aucun appoint de chauffage supplémentaire. Autrement dit, la température de consigne de l'air asséchant est celle qu'il possède à la sortie de l'insolateur.

Au total, le modèle associé à ce système de séchage implique 60 paramètres dont les numérotations et les fréquences affectées sont présentées sur le **tableau V.25**.

Paramètre N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Symbole	T_{ac}	Hr	Dir	Dif	h_s	Az_s	T_{vc}	P_{tot}	Alb	V_v	g	σ	L_s	w_s	DX_s
Fréquence	53	59	67	73	83	97	109	127	139	157	173	193	223	239	5

Paramètre N°	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Symbole	γ_{ouv}	N_{cl}	S_{in}	W_{eq}	M_{bc}	C_{pb}	ϵ_b	D_{disq}	e_{disq}	α	W_{crit1}	W_{crit2}	k_w	e_w	ϵ_w
Fréquence	7	251	269	281	307	9	11	331	349	367	389	401	13	15	17

Paramètre N°	31	32	33	34	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47
Symbole	ρ_w	C_{pw}	α_w	α_{dw}	L_c	w_c	e_{ai2}	dx_c	γ_c	χ_c	n_r	ρ_c	e_c	k_c	ϵ_c
Fréquence	19	21	23	25	421	439	463	491	521	557	587	27	619	643	683

Paramètre N°	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62
Symbole	C_{pc}	s	ρ_n	e_n	ϵ_n	C_{pn}	α_n	α_{nd}	ρ_{is}	e_{is}	k_{is}	ϵ_{is}	C_{pis}	m°_{ai2}	N_{modc}
Fréquence	29	727	31	769	811	823	863	881	929	971	1019	1051	1097	33	1151

Tableau V.25 : Fréquences associées aux paramètres du modèle du système de séchage

V.C.2.2.1 Résultats de l'étude de Morris

Les **figures [V.24.a] & [V.24.b]** présentent les résultats obtenus à l'issue de l'application de la méthode de screening de Morris sur le modèle considéré. Pour cela, la réponse observée la plus pertinente a encore été la siccité initiale des boues.

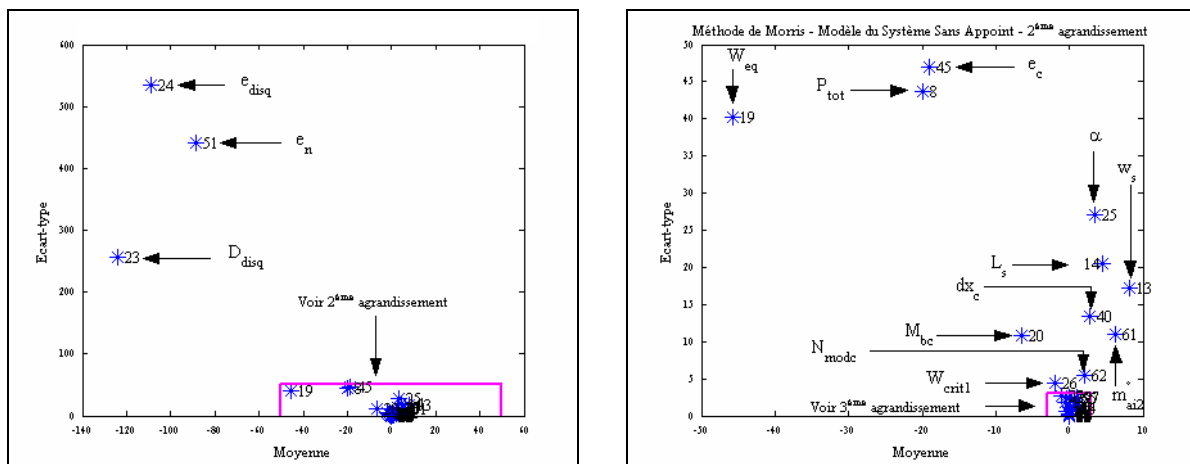


Figure V.24.a & b : Paramètres influents sur la siccité finale de la boue

Les analyses permettent de mettre en exergue l'influence des paramètres thermo physique et structurels liée au produit considéré (siccité, humidités critiques, masse, épaisseur...), les paramètres structurels et fonctionnels du séchoir (dimensions des capteurs, débit de l'air caloporteur...) et les sollicitations externes (humidité, température ambiante...).

IV.C.2.2.2 Résultats de la méthode FAST sur le modèle du séchage mixte

Les fréquences affectées aux paramètres du modèle sont affichées sur le **tableau V.25**. Compte tenu du critère de Shannon, nous avons réalisé 9209 simulations pour cette analyse. Les spectres obtenus sont illustrés sur les **figures [V.25] et [V.26]**. La réponse examinée étant la même que celle observée lors de l'application de la méthode de Morris, c'est-à-dire, la siccité finale des boues.

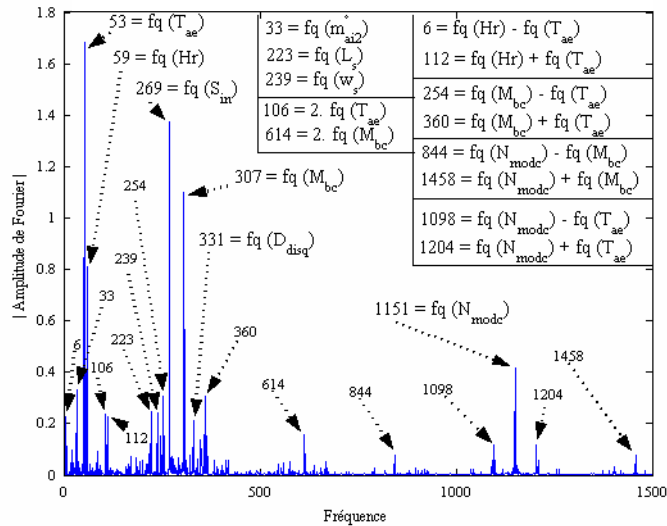


Figure V.25 : Identification des paramètres influents sur la siccité finale des boues

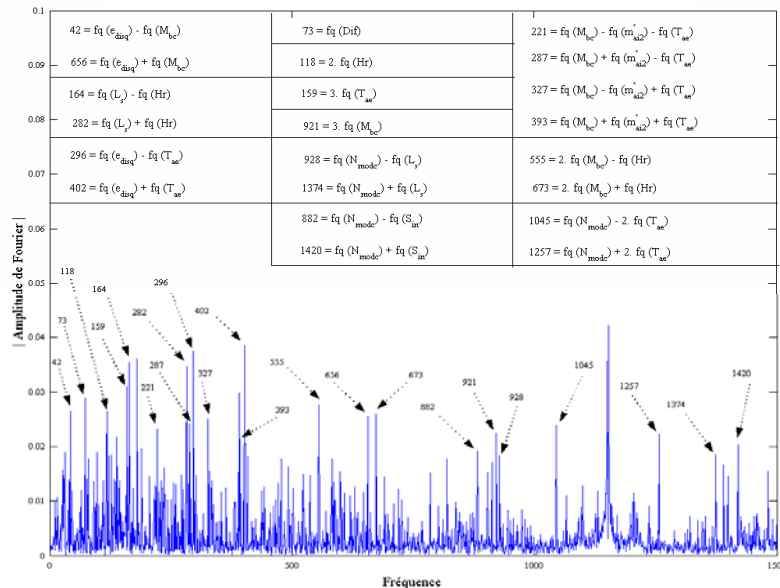


Figure V.26 : Mise en évidence des influences multi factorielles

L'analyse de ces plans de spectres a abouti au métamodèle suivant :

$$\begin{aligned}
 S_{\text{fin}} = & 26,76 + 2,98 \langle T_{\text{ae}} \rangle - 1,34 \langle \text{Hr} \rangle + 0,06 \langle \text{Dir} \rangle + 0,49 \langle L_{\text{s}} \rangle + 0,48 \langle w_{\text{s}} \rangle + 2,76 \langle S_{\text{in}} \rangle - 1,84 \langle M_{\text{bc}} \rangle \\
 & - 0,43 \langle D_{\text{disq}} \rangle - 0,27 \langle e_{\text{disq}} \rangle + 0,66 \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle + 0,76 \langle N_{\text{modc}} \rangle - 0,91 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle \text{Hr} \rangle + 0,28 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle L_{\text{s}} \rangle \\
 & + 0,27 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle w_{\text{s}} \rangle + 0,33 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle S_{\text{in}} \rangle - 1,23 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,24 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle D_{\text{disq}} \rangle - 0,15 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle e_{\text{disq}} \rangle \\
 & + 0,38 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle + 0,48 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle - 0,14 \langle \text{Hr} \rangle \langle L_{\text{s}} \rangle - 0,16 \langle \text{Hr} \rangle \langle S_{\text{in}} \rangle + 0,61 \langle \text{Hr} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle \\
 & - 0,17 \langle \text{Hr} \rangle \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle - 0,24 \langle \text{Hr} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle - 0,19 \langle L_{\text{s}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,18 \langle w_{\text{s}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,21 \langle S_{\text{in}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle \\
 & + 0,16 \langle D_{\text{disq}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle + 0,10 \langle e_{\text{disq}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,25 \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,32 \langle N_{\text{modc}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle \\
 & + 0,08 \langle L_{\text{s}} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle + 0,08 \langle S_{\text{in}} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle + 0,10 \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle + 0,95 \langle T_{\text{ae}} \rangle^2 + 0,11 \langle \text{Hr} \rangle^2 \\
 & + 0,64 \langle M_{\text{bc}} \rangle^2 - 0,34 \langle \text{Hr} \rangle \langle T_{\text{ae}} \rangle^2 - 0,45 \langle M_{\text{bc}} \rangle \langle T_{\text{ae}} \rangle^2 + 0,19 \langle N_{\text{modc}} \rangle \langle T_{\text{ae}} \rangle^2 + 0,41 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle^2 \\
 & - 0,22 \langle \text{Hr} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle^2 + 0,44 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle \text{Hr} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle - 0,17 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle \text{Hr} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle - 0,19 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle \langle \overset{\circ}{\text{mai2}} \rangle \\
 & - 0,24 \langle T_{\text{ae}} \rangle \langle M_{\text{bc}} \rangle \langle N_{\text{modc}} \rangle + 0,25 \langle T_{\text{ae}} \rangle^3 - 0,18 \langle M_{\text{bc}} \rangle^3 + \dots
 \end{aligned}$$

Les **figures [V.27]** et **[V.28]** sont présentées afin d'apporter des éléments de validation de ce métamodèle. Il y est mis en évidence que ce métamodèle donne une approximation satisfaisante de la siccité finale des boues simulée par le modèle du système de séchage à chauffage partiellement solaire. Cette dernière offre une alternative à la modélisation de la cinétique de séchage.

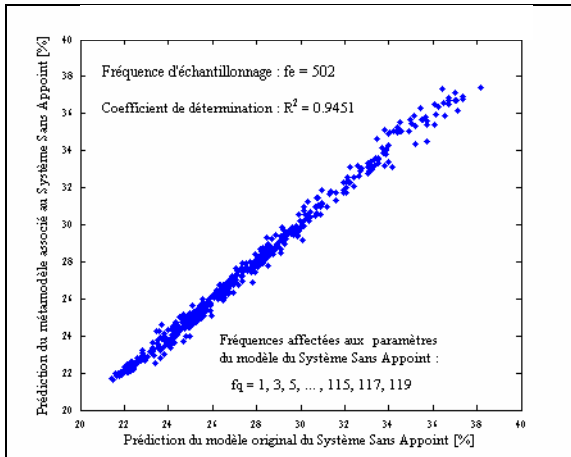


Figure V.27: Comparaison des prédictions de la siccité finale des boues respectivement données par le modèle original et son métamodèle associé.

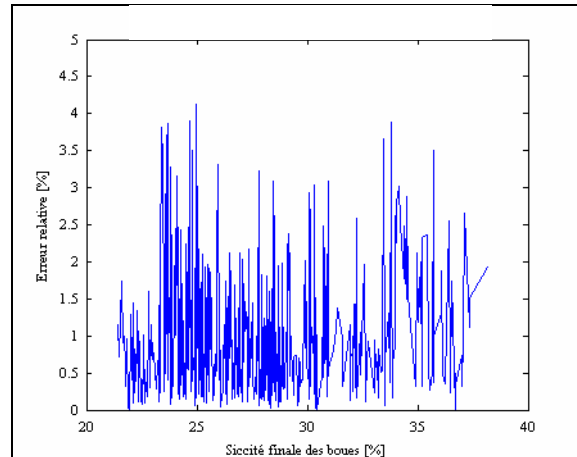


Figure V.28 : Mise en évidence de la précision de la prédiction de la siccité finale des boues fournie par le métamodèle par rapport à celle donnée par le modèle original.

Ainsi, l'ordre de prépondérance des paramètres les plus influents du modèle associé au système de séchage, par rapport à la siccité finale des boues, est présenté sur la **figure [V.29]**.

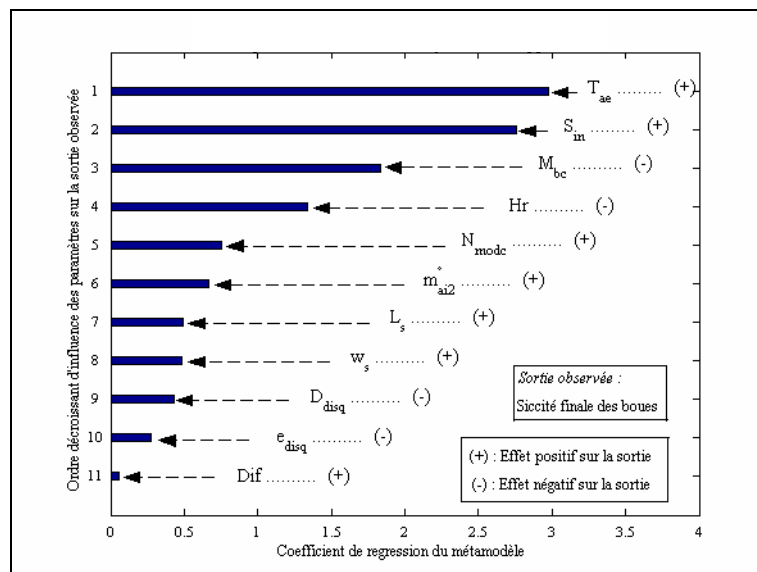


Figure V.29: Ordre de prépondérance des paramètres les plus influents du modèle associé au système de séchage

Comme interprétation de cette représentation graphique, nous pouvons citer les commentaires suivants.

- Les sens des effets linéaires des 11 paramètres les plus influents sur la sortie observée du modèle considéré sont similaires à ceux obtenus précédemment à l'aide de la méthode de Morris. Chacun d'eux conforte le sens physique escompté dans la littérature.
- La température de l'air ambiant T_{ae} est le paramètre le plus influent du modèle considéré. La température de consigne est tout simplement égale à la température de l'air sortant de l'insolateur, qui varie linéairement avec la température ambiante.

- La performance du système est largement tributaire des facteurs météorologiques tels que la température T_{ac} et l'humidité relative H_r de l'air ambiant extérieur.
- A l'exception de l'humidité et la masse initiales des boues qui devraient naturellement être diminuées pour augmenter la siccité finale du produit, les paramètres contrôlables du modèle ont des effets quasi-comparables. Ainsi, pour améliorer la performance du système de séchage, il y a lieu de trouver un compromis entre :
 - l'augmentation de la surface totale de captation solaire,
 - la surface d'échange air – produit,
 - débit de l'air,
 - la dimension de l'échantillon.

Il convient de noter que la difficulté du contrôle du procédé réside tout particulièrement dans le fait qu'une augmentation de la vitesse de l'air asséchant impliquera une diminution du gain de température de l'air à la sortie du capteur, c'est-à-dire, une baisse de la température de consigne de l'air asséchant et donc un prolongement de la durée de l'opération. En outre, nous avons aperçu dans le cas de l'analyse du modèle du séchoir seul que le débit de l'air dessiccateur a un effet positif prépondérant sur la siccité finale des boues, un amoindrissement de ce paramètre est susceptible d'entraîner aussi une augmentation du temps de séchage même si la température de consigne augmente.

V.C.3 CALIBRATION DES MODELES CINETIQUES ENVIRONNEMENTAUX

V.C.3.1 APPLICATION A LA DETERMINATION DES PARAMETRES LIES AUX CINETIQUES D'HYDROLYSE DES POLYMERES EN MONOMERES

La phase de l'hydrolyse étant le facteur limitant du processus, il est donc nécessaire, dans l'optique d'une optimisation du procédé, de ne pas avoir une méconnaissance ou une pure approximation des paramètres intervenants dans les modèles. Nous allons tacher dans un premier temps d'étudier la détermination de paramètres de cinétique associés à la dégradation des composés organiques et la croissance des monomères [Tableau V.26]. Cette première étude est associée directement au modèle quadri – phasique présenté au chapitre IV.

La détermination des paramètres optimaux s'applique également aux cinétiques de croissance de bactéries acidogènes et méthanogènes.

Polymères → Monomères	Réactions d'Hydrolyse des Polymères	Cinétiques de croissance des Monomères
Carbohydrates → Monosaccharides	$\frac{dX_{ch}}{dt} = -k_{hyd,ch} X_{ch}$ [V.21]	$\frac{dS_{Su}}{dt} = k_{cr,Su} X_{ch}$ [V.22]
Protéines → Acides Aminés	$\frac{dX_{pr}}{dt} = -k_{hyd,pr} X_{pr}$ [V.23]	$\frac{dS_{aa}}{dt} = k_{cr,aa} X_{pr}$ [V.24]
Lipides → Acides Gras + Monosaccharides	$\frac{dX_{Li}}{dt} = -k_{hyd,Li} X_{Li}$ [V.25]	$\frac{dS_{Su}}{dt} = \frac{1}{(1 - f_{fa,Li})} (k_{cr,Su}) X_{Li}$ [V.26] $\frac{dS_{fa}}{dt} = \frac{k_{cr,fa}}{f_{fa,Li}} X_{fa}$ [V.27]

Tableau V.26 : Equations caractéristiques de l'Hydrolyse

V.C.3.2 PARAMETRES CONCERNES PAR L'INFERENCE BAYESIENNE

L'inférence bayésienne s'applique au niveau de chaque modèle sur les paramètres suivants :

- Concentration initiale : $X_{ch_0,pr_0,aa_0,li_0,\dots}$
- Constante d'hydrolyse et taux de croissance : $k_{hyd,ch}, k_{hyd,pr}, \dots, k_{cr,Su}, k_{cr}$,
- Ordre de la réaction : n

Estimation paramétrique des constantes d'hydrolyse et des taux de croissance

Chaque constante d'hydrolyse et chaque taux d'hydrolyse a une probabilité à priori c'est - à dire que nous avons connaissance de la gamme de variation de ces paramètres [Tableau V.27] mais il était difficile jusqu'à présent d'avancer quelle serait la valeur la plus probable du paramètre dans la gamme de variation qui lui est associée.

Constantes d'hydrolyse	Gamme de variation ou prior
$k_{hyd,ch}$	[0,24 ; 0,36]
$k_{hyd,pr}$	$[2,4 \cdot 10^{-3} ; 0,08]$
$k_{hyd,Li}$	$[1,6 \cdot 10^{-5} ; 0,0024]$
Taux de croissance	
$k_{cr,Su}$	$[6,1 \cdot 10^{-6} ; 0,018]$
$k_{cr,aa}$	$[9,1 \cdot 10^{-4} ; 0,049]$
$k_{cr,fa}$	$[1,2 \cdot 10^{-4} ; 0,13]$

Tableau V.27 : Prior des constantes d'hydrolyse et des taux de croissance

V.C.3.3 RESULTATS ET DISCUSSIONS

Nous présentons ci-dessous les résultats obtenus que nous commentons lors du récapitulatif :

- *Estimation paramétrique appliquée à la cinétique d'hydrolyse des Carbohydrates*

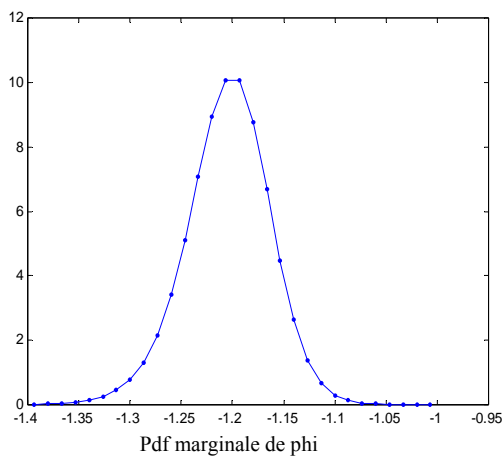


Figure V.30 : Densité de probabilité de $\phi_{hyd,ch} = \ln(k_{hyd,ch})$

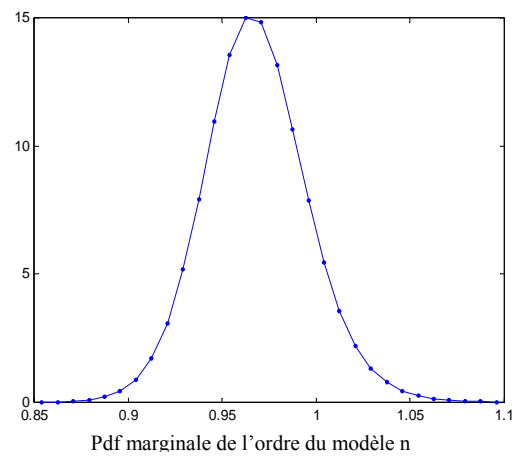


Figure V.31 : Densité de probabilité de n

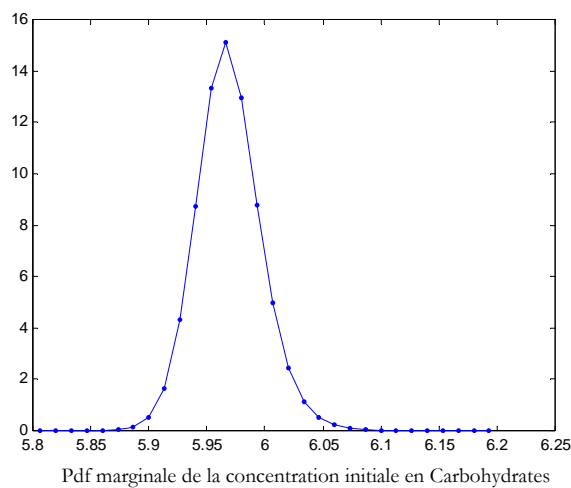


Figure V.32 : Densité de probabilité de X_{hyd,ch_0}

- Estimation paramétrique appliquée à la croissance des Monosaccharides

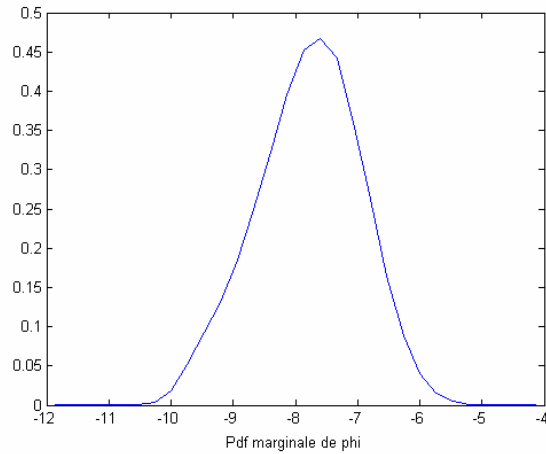


Figure V.33 : Densité de probabilité de $\phi_{cr,Su} = \ln(k_{cr,Su})$

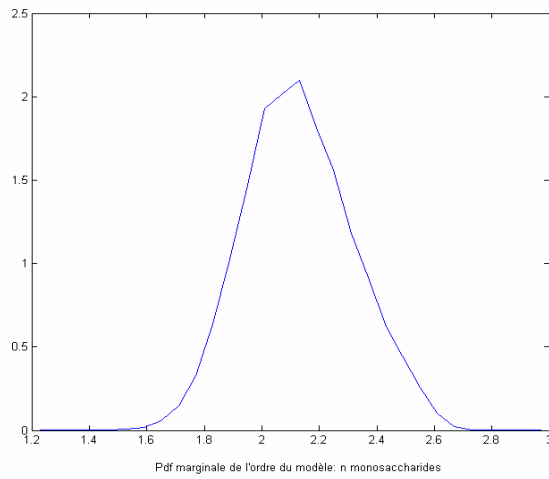


Figure V.34: Densité de probabilité de n

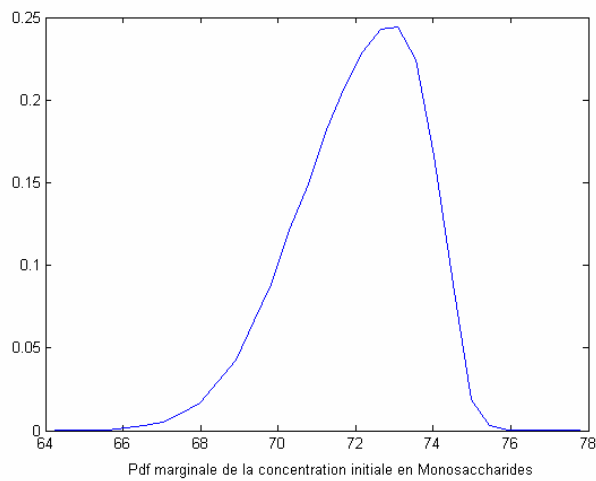


Figure V.35 : Densité de probabilité de la concentration initiale X_{cr,Su_0}

- Estimation paramétrique appliquée à la cinétique d'hydrolyse des Protéines

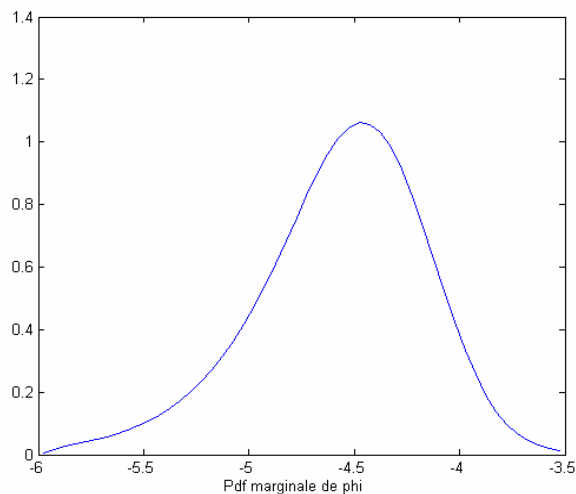


Figure IV.36 : Densité de probabilité de $\phi_{hyd,pr} = \ln(k_{hyd,pr})$

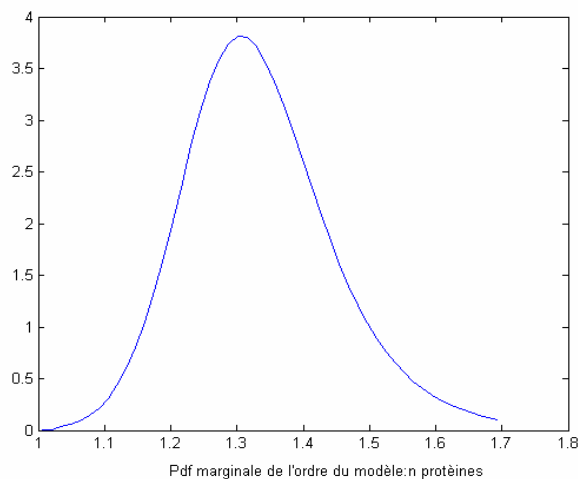


Figure IV.37 : Densité de probabilité de n

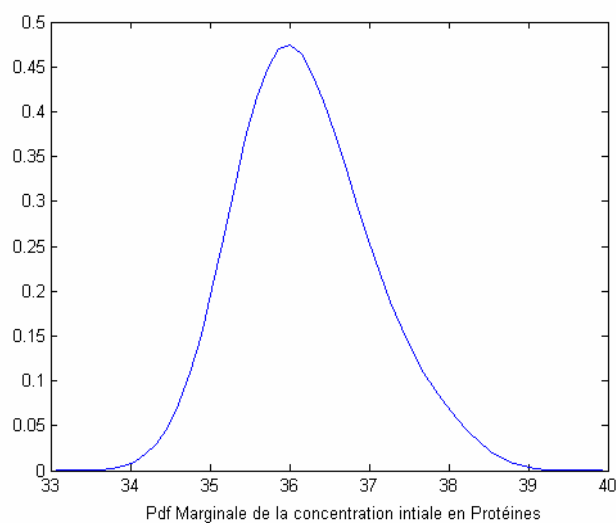


Figure IV.38 : Densité de probabilité de la concentration initiale X_{hyd,pr_0}

- Estimation paramétrique appliquée à la cinétique d'hydrolyse des Lipides

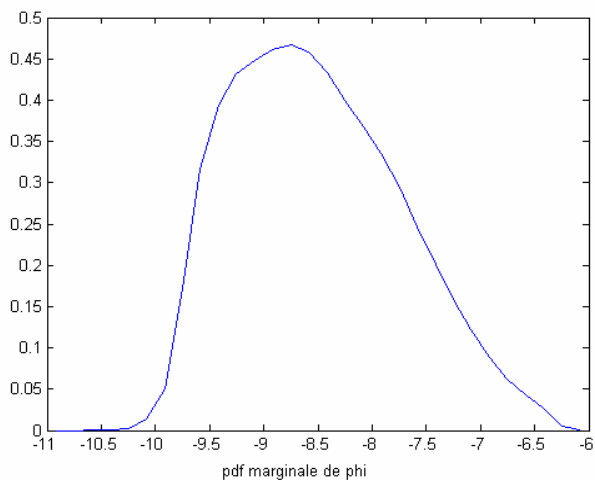


Figure V.39 : Densité de probabilité de $\phi_{hyd,li} = \ln(k_{hyd,li})$

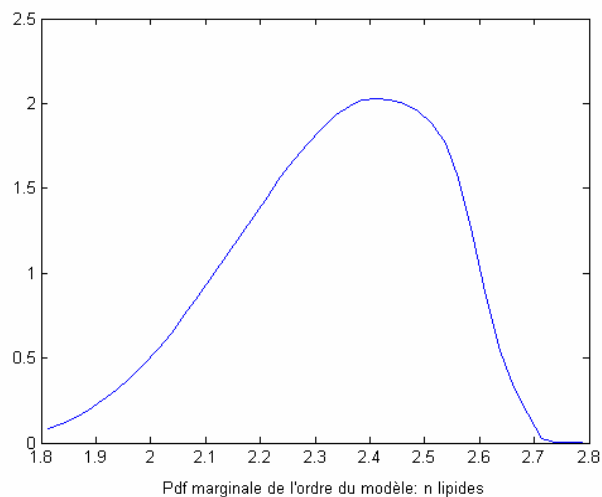


Figure V.40 : Densité de probabilité de n

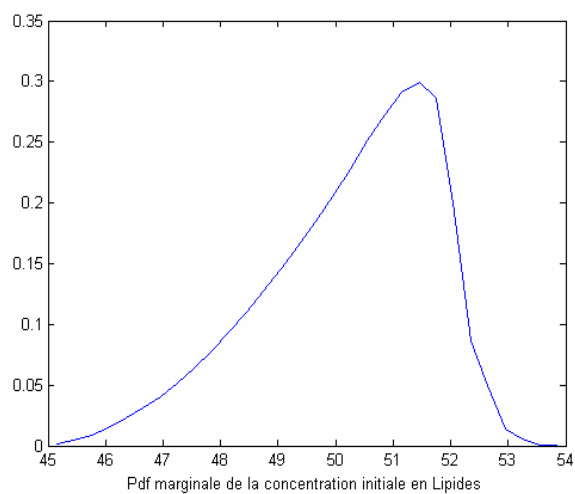


Figure V.41 : Densité de probabilité de X_{hyd,li_0}

- Estimation paramétrique appliquée aux paramètres de la croissance des acides gras

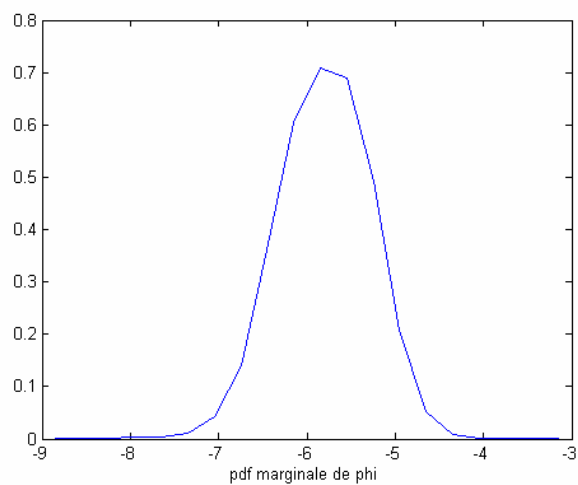


Figure V.42 : Densité de probabilité de $\phi_{cr,fa} = \ln(k_{cr,fa})$

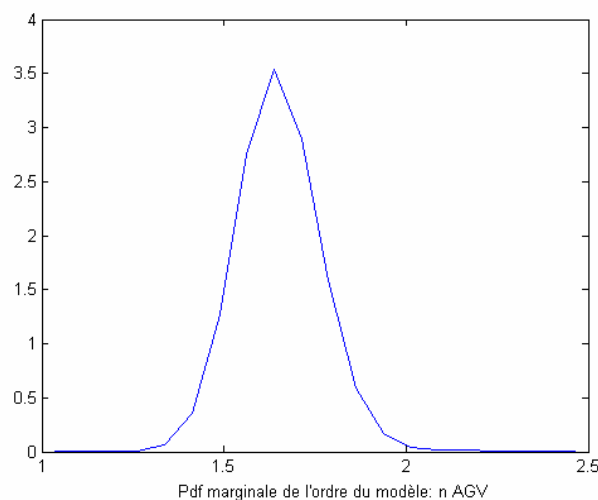


Figure V.43 : Densité de probabilité de n

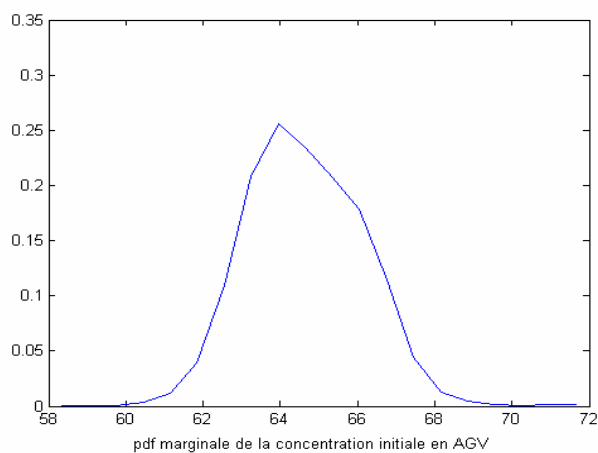


Figure V.44 : Densité de probabilité de la concentration initiale X_{cr,fa_0}

		<i>Constante de cinétique</i>	<i>Concentration initiale</i>	<i>ordre</i>
Cinétique	Biomasse	$k = e^{\phi}$	$X_{i,0}$	n
Hydrolyse				
	Carbohydrates	0,3	5,96	0,96
	Protéines	0,011	36	1,3
	Lipides	0,0002	51,1	2,4
Croissance				
	Monosaccharides	0,00033	73	2,2
	Acides Gras Volatiles	0,0024	64	1,6
	Acides Aminés	0,006	63	1,5

Tableau V.28. Valeurs correspondantes au maximum de vraisemblance des paramètres estimés

Le **tableau V.28** récapitule les résultats au niveau des maxima de vraisemblance permet de mettre l'accent sur les particularités des cinétiques d'hydrolyse et des cinétiques de croissance.

En effet nous constatons que dans tous les cas l'ordre de cinétiques fait appel à un ordre mixte. Les cinétiques d'ordre un proposées par la littérature sont au final une trop grande approximation de la réalité.

De plus ce travail a mis l'accent sur l'ordonnement de l'hydrolyse des polymères. En effet la cinétique d'hydrolyse des carbohydrates est beaucoup plus rapide que celle des protéines et des lipides. De même celle des protéines est une centaine de fois plus rapide que celle des lipides. **Les cinétiques d'hydrolyse démarrent en même temps mais à des vitesses différentes.**

Cette même remarque est valable pour la cinétique de croissance des monomères. Cela explique en grande partie la phase de latence que l'on observe au début du processus et qui est donc fonction des différents états d'avancement de l'hydrolyse des polymères.

Par conséquent, l'optimisation de la phase d'hydrolyse passerait par deux alternatives :

- ✓ Le premier à *caractère biologique* par l'ajout d'un catalyseur biologique comme par exemple une boue ayant déjà fait l'objet d'une digestion et dans laquelle la phase d'hydrolyse est bien avancée et confirmée.
- ✓ Le second à *caractère physique* par l'utilisation de matériel d'ultras – sons qui auraient pour objectif de fractionner les polymères

V.D COMPARAISON MODELES - MESURES

Les informations récoltées grâce à l'analyse de sensibilité paramétrique et à l'estimation paramétrique nous ont permis d'apporter certaines modifications dans le modèle et dans certains cas de conforter les choix prédéfinis de modélisation.

La modification des différents modèles, lorsque cela a été nécessaire, donnent lieu à une confrontation entre les résultats du modèle et ceux de la mesure. Cette démarche s'applique aussi bien pour la méthanisation que pour le séchage et ne dépend que des grandeurs accessibles à l'expérimentation.

V.D.1 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DE LA METHANISATION

L'estimation paramétrique a pu mettre en évidence que les diverses cinétiques liées à la méthanisation considérées en théorie **d'ordre un** pouvait en fait être rattachées à une cinétique **d'ordre mixte**. Cette précision apporte une connaissance plus pertinente du processus et par ailleurs une meilleure prédiction de la réalité.

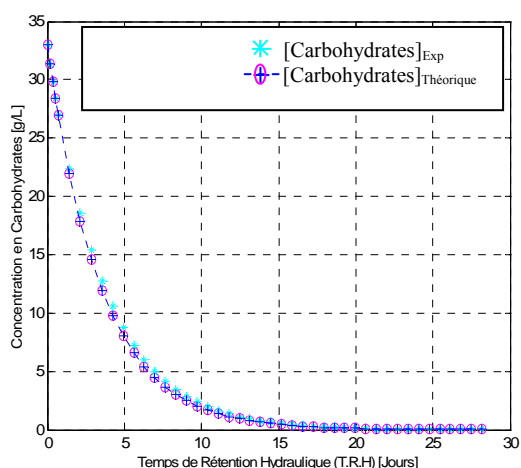


Figure V.45: Concentrations en Carbohydrates expérimentale et théorique

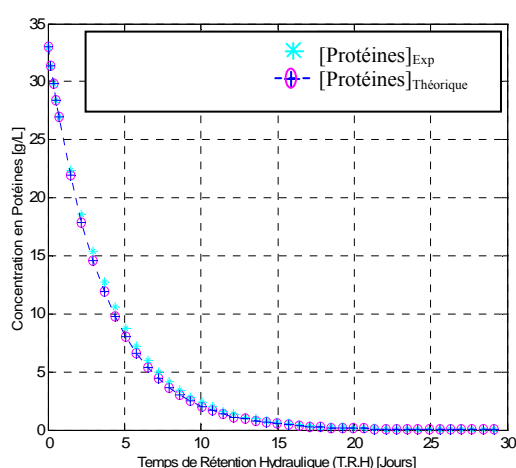


Figure V.46: Concentrations en Protéines expérimentale et théorique

La cinétique dictée par le modèle abonde dans celle instaurée par l'expérimentation que se soit pour les carbohydrates [Figure V.45] ou les protéines [Figure V.46]. Dans les deux cas le résidu est de 2% ce qui est caractéristique d'une bonne prise en compte des phénomènes et de la bonne connaissance ou évaluation des paramètres.

L'instauration de telle cinétique dans le milieu de culture nécessite des conditions dans lesquelles les bactéries hydrolytiques peuvent s'épanouir. Les paramètres sensibles à cela sont le potentiel Hydrogène et l'alcalinité.

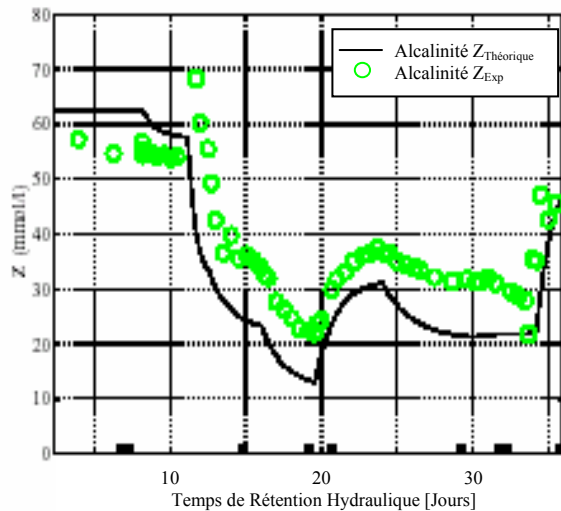


Figure V.47: Comportement expérimental et théorique de Z

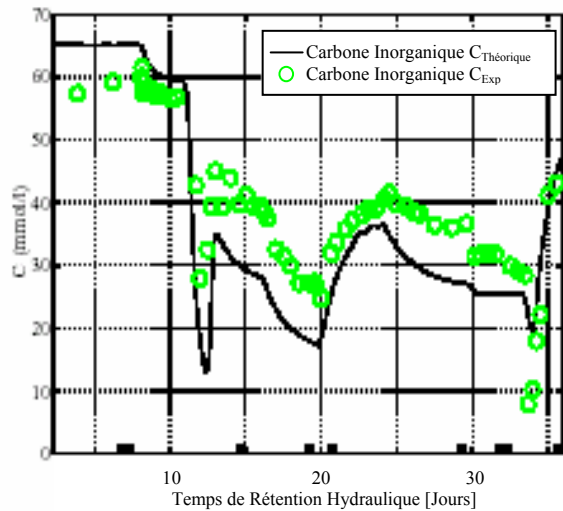


Figure V.48: Comportement expérimental et théorique de C

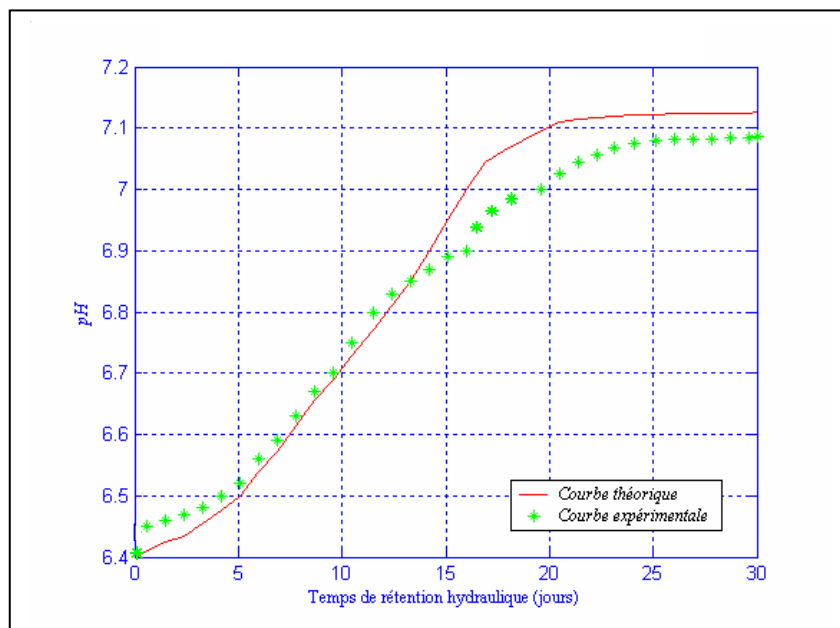


Figure IV.49: Evolution du pH expérimental et théorique au cours du TRH

Les comportements dynamiques théoriques de l'alcalinité [Figure V.47] et du carbone organique [Figure V.48], qui sont les garants respectivement de la neutralité ionique et de la charge organique disponible dans le milieu, concordent avec les résultats expérimentaux. Le résidu évalué à 4 % conforte nos choix a priori et a posteriori dans la modélisation. Le même constat s'applique également pour le comportement du pH [Figure V.49].

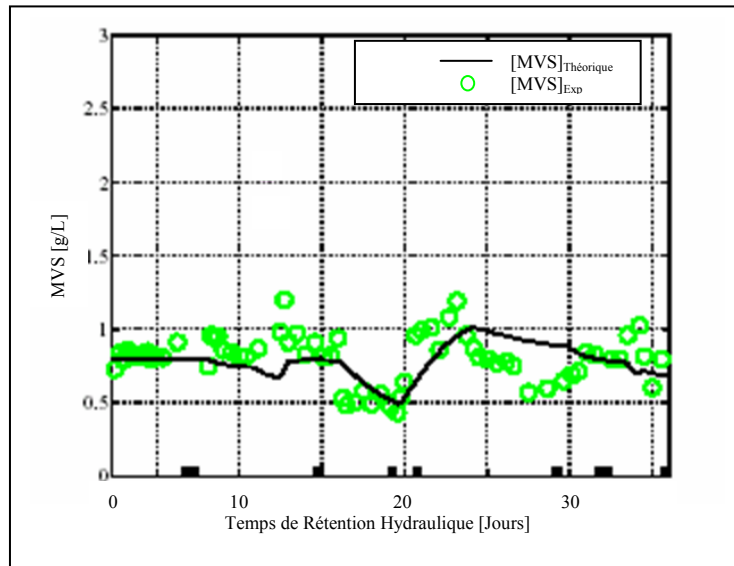


Figure V.50: Confrontation des données expérimentales et théoriques de la concentration en matières volatiles

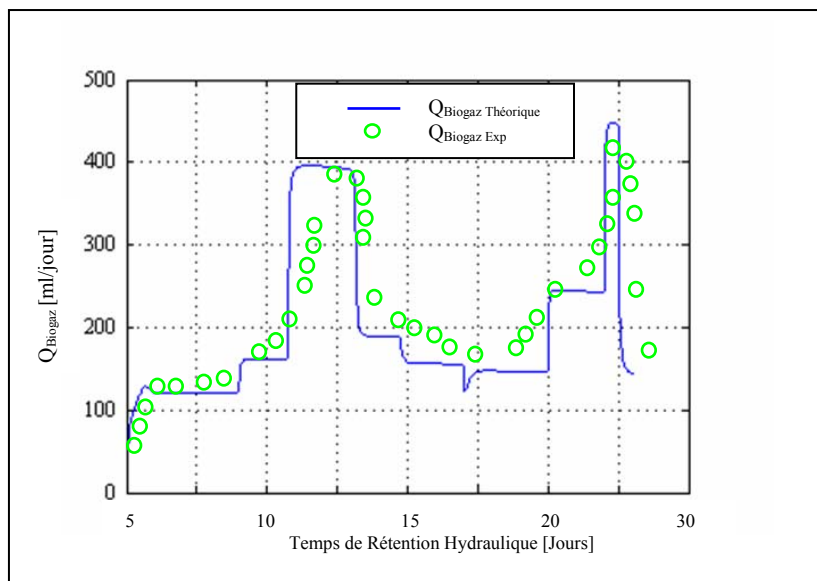


Figure V.51: Courbes expérimentales et théoriques relatives au débit de biogaz produit

La confrontation des mesures de débit de biogaz [Figure.51] expérimentales et théoriques a permis d'évaluer un résidu de 6%. Une caractéristique qui abonde fortement dans le sens de la qualification du modèle.

Le suivi des indicateurs de pollution tels que la matière volatile [Figure.50], indispensable afin d'évaluer le potentiel épurateur de la méthanisation, donne des éléments de satisfaction avec un résidu évalué également à 6% et une dynamique des courbes modélisées et mesurées très similaires.

V.D.2 CONFRONTATION MODELE – MESURE DANS LE CADRE DU SECHAGE

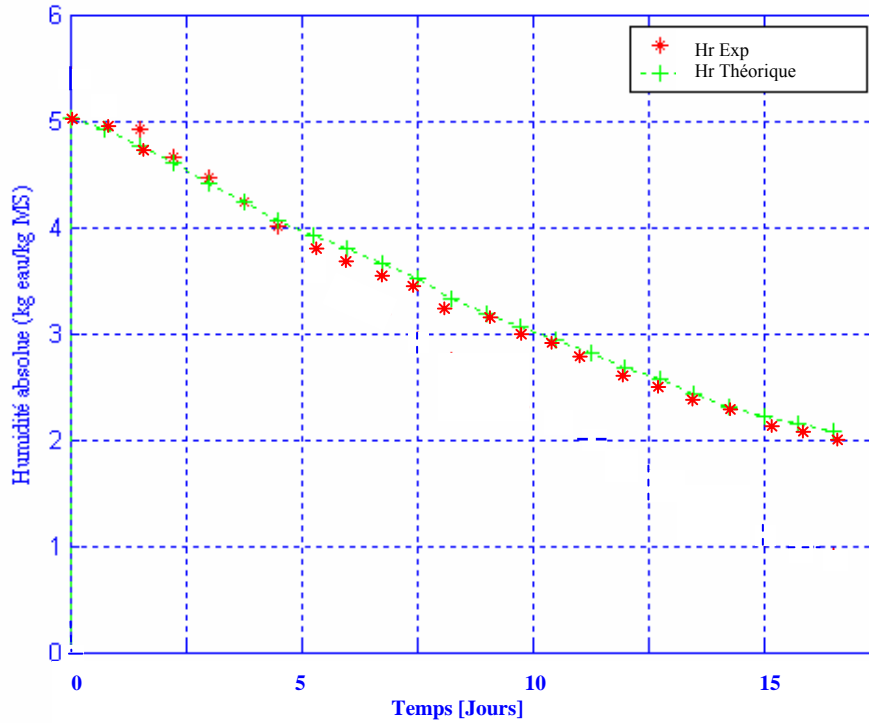


Figure V.52: Courbes de cinétique de séchage expérimentale et théorique en couche épaisse sans retournement

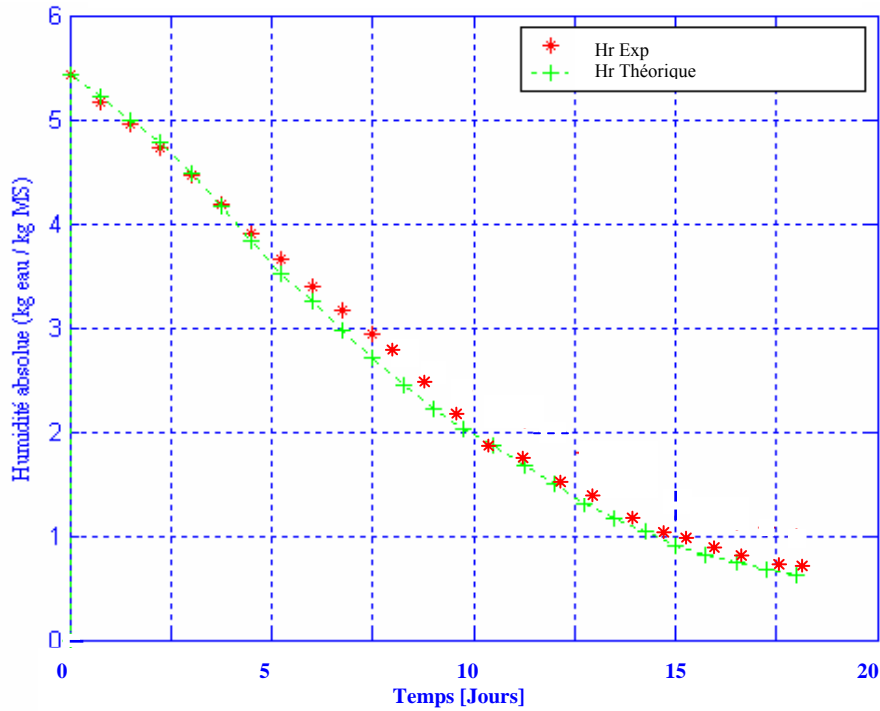


Figure V.53: Courbes de cinétique de séchage expérimentale et théorique en couche épaisse avec retournement

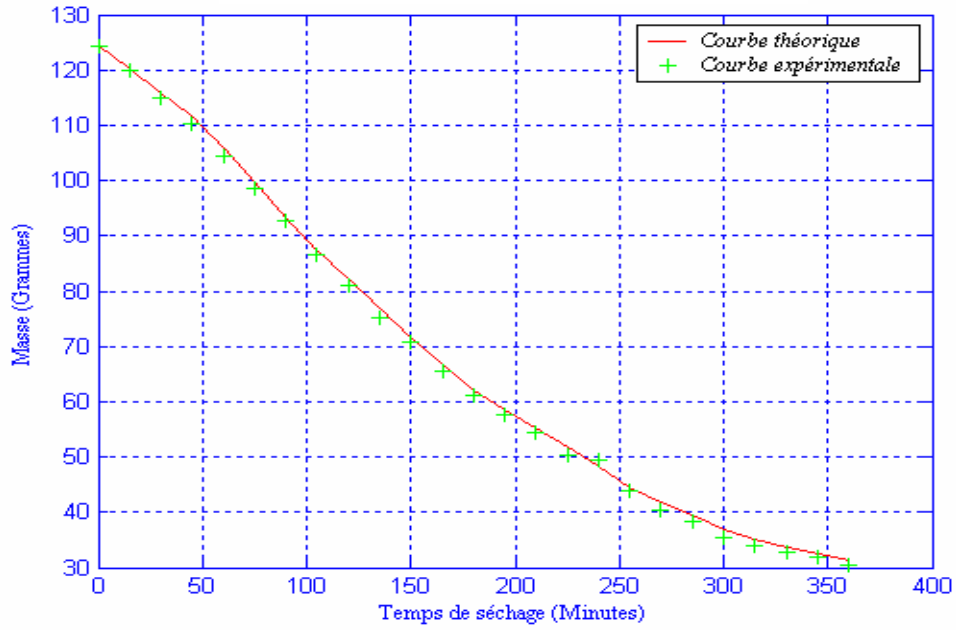


Figure V.54: Evolution de la masse expérimentale et théorique au cours du séchage mixte d'un échantillon de boue (Echantillon 30/03/04, cf. Chapitre II)

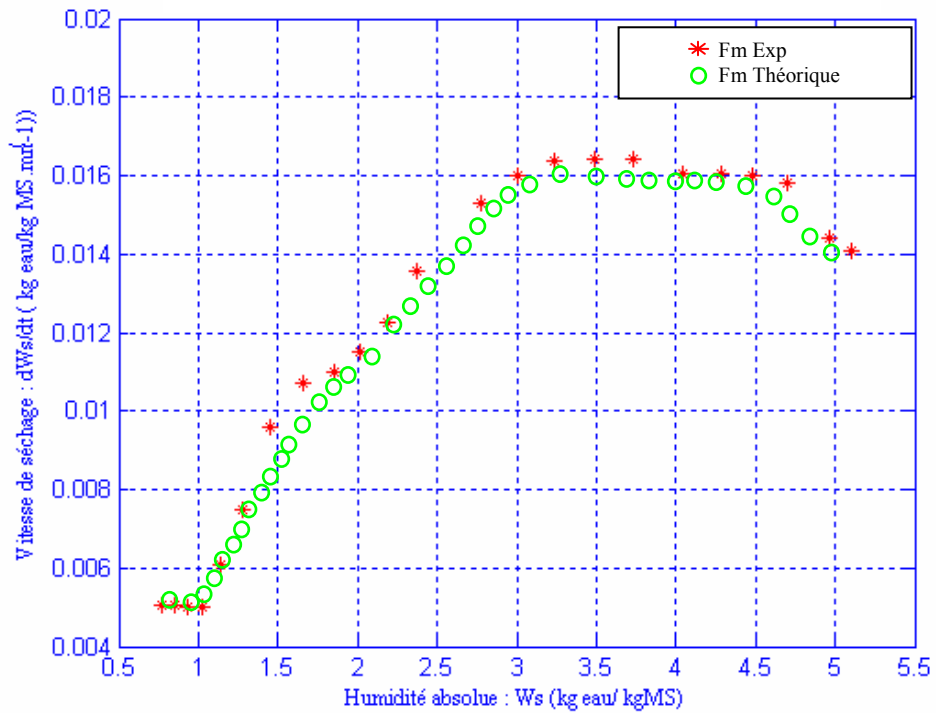


Figure V.55: Flux -masse expérimental et théorique de l'échantillon 30-03-04 lors du séchage mixte

Les courbes prédictives et expérimentales en relation avec le séchage en couche épaisse [Figure V.52 & V.53] sont entachées d'un résidu évalué à 1%. Que se soit avec ou sans opération de retournement la réalité physique corrobore la conception intellectuelle mise en œuvre à savoir une accélération de la cinétique de séchage lors des retournements et par conséquent un temps de séchage qui se trouve minimiser.

Le phénomène du séchage convectif est parfaitement représenté lors de la modélisation du flux – masse. La confrontation avec les mesures expérimentales abonde dans ce sens avec un résidu évalué à 2% [Figure V.55].

V.E SYNTHÈSE

A travers ce chapitre nous avons évalué l'incertitude sur les prédictions des modèles environnementaux en relation avec le séchage et la méthanisation. C'est une étape majeure dans la vérification et l'analyse des modèles globaux afin que ces derniers retranscrivent de manière satisfaisante la réalité.

Nous avons pu voir que ces incertitudes peuvent être de deux ordres, subjectives à savoir la méconnaissance de la valeur réelle d'un facteur ou stochastiques à travers les différentes façons de prendre en compte un phénomène physique ou hypothèse de modélisation.

L'analyse de l'incertitude s'est faite par l'application de deux outils :

- Le premier outil est **l'analyse de sensibilité paramétrique** qui se décompose en une analyse qualitative et une analyse quantitative. L'outil a eu pour objet de déterminer l'influence des paramètres sur une sortie considérée du modèle.
- Le second outil utilisé intervient dans le domaine de la **calibration des paramètres** du modèle. Ce dernier s'appuyant sur une approche probabiliste a permis pour certains paramètres méconnus d'évaluer une densité de probabilité qui leur est propre en ayant en amont une connaissance de leur gamme de variation pour une convergence plus rapide.

L'application de ces outils s'est inscrite dans une méthodologie qui touche l'analyse de la validité et la pertinence des modèles mis en œuvre par comparaison à la mesure.

Les résultats de cette méthodologie ont permis de mettre en avant :

- La prépondérance des paramètres thermo –physique et biochimique de la boue aussi bien lors du séchage que lors de la méthanisation et dans un second ordre les paramètres fonctionnels et structurels des divers concepts étudiés, sans oublier les sollicitations externes.
- Les interactions entre les paramètres. Un facteur peut ne pas être influent seul mais devenir influent en interactions avec d'autres facteurs.
- Une meilleure connaissance de certains paramètres à travers l'estimation de leur valeur la plus probable. Les densités de probabilités marginales ont été obtenues par intégration numérique en plusieurs dimensions. Cette dernière permet d'avoir une meilleure précision sur les paramètres estimés mais est très coûteuse en temps de calcul.

Cette méthodologie d'analyse a attiré notre attention sur la pertinence de notre instrumentation. En effet dans un premier temps cette étude a permis d'améliorer l'expérimentation in situ en relation avec le positionnement des capteurs et dans un second temps de justifier la mesure de certains paramètres.

CONCLUSION GENERALE

Ces travaux ont eu pour objet l'étude des dispositifs de revalorisation énergétique des déchets solides et liquides issus du traitement final des boues de STEP. A la suite de l'analyse des pratiques et des filières de traitement actuelles, il est apparu que ces dernières ne pouvaient plus être considérées comme des solutions pérennes mais également qu'elles ne constituaient qu'une première phase dans la gestion des boues. Notre réflexion a abouti au résultat suivant : la gestion des boues doit se traduire à travers trois phases : une phase de traitement final, une phase de valorisation finale et une dernière phase liée au choix de la destination finale.

Il a été mis en évidence la nécessité de développer les filières de valorisation des boues d'épuration autres que l'épandage agricole. Parmi les solutions envisagées figurent le séchage thermique et la méthanisation. Le séchage permet non seulement de réduire le volume et donc le coût de transport des boues mais permet également d'augmenter le potentiel énergétique des boues dans l'optique d'une incinération ou d'une co - incinération. Quant à la méthanisation, elle présente l'avantage de produire un digestat stable et d'offrir une nouvelle source énergétique qui peut être utilisée pour le séchage thermique des boues.

Ces différents éléments ont pu être mis en évidence grâce à une méthodologie basée sur deux volets :

- Le premier à caractère expérimental, dont le but était la mise en œuvre de dispositifs pilotes expérimentaux (séchoir mixte, séchoir serre et digesteur), permettant de caractériser la matière, d'évaluer le potentiel énergétique (des boues liquides et des boues séchées) et d'établir une première base de connaissances sur le séchage et la méthanisation.
- Le second à caractère théorique, dont l'objet était la mise en œuvre d'outils de simulation Multi Modèles Multi Systèmes dédiés au séchage (en couche épaisse avec retournement et en couche mince) et à la méthanisation

Afin de répondre au volet théorique nous avons eu recours dans le cadre du séchage en couche mince à une approche macroscopique à partir de modèles de comportement afin de traduire le comportement global produit – procédé. L'expérimentation associée a servi à identifier certains paramètres tels que les humidités critiques lors du séchage.

Dans le cadre du séchage en couche épaisse avec retournement l'approche phénoménologique, à partir de modèles de connaissance, initié par le caractère hétérogène de la boue au cours du séchage. Dans ce cas, les expériences de séchage sous serre ont servi à la qualification physique du modèle.

La modélisation de la méthanisation s'est appuyée sur une approche multi modèles associée à la description progressive des différentes phases. Une vision unitaire de chaque phase au préalable puis complémentaire par la suite a permis de mieux appréhender les différentes interactions interphasiques. Cette démarche a permis de suivre dans sa totalité le comportement physico – chimique et biochimique du processus de conversion. Dans notre démarche, une attention particulière a été portée sur la phase d'hydrolyse que l'on considère comme la phase limitante.

Conclusion générale

Dans une seconde étape, nous avons procédé à la calibration et à la qualification physique des modèles environnementaux mis en œuvre. La méthodologie utilisée s'appuie sur l'utilisation d'outils d'analyse associée à l'analyse de sensibilité et à la calibration.

L'analyse de sensibilité appliquée aux modèles de méthanisation a mis en évidence :

- ✓ L'influence positive du facteur de dilution sur le rendement du biogaz
- ✓ L'influence prépondérante des paramètres cinétiques de l'hydrolyse et de l'acidogénèse sur le pH du milieu que l'on considère comme le paramètre déterminant dans la stabilité du processus.

Ce travail a également mis en évidence le fait que les paramètres influents n'étaient pas les mêmes au début de la fermentation et à la fin de la fermentation. En effet le démarrage du processus est essentiellement gouverné par les paramètres cinétiques d'hydrolyse et de l'acidogénèse tandis que la fin du processus est principalement gouverné par les paramètres cinétiques de la méthanogénèse. Des indications importantes dans l'optique de la mise en place d'un outil de contrôle du procédé.

L'apport de la calibration s'est avéré importante dans la détermination de la valeur la plus probable des constantes d'hydrolyse associées aux polymères et aux monomères qui a permis d'améliorer la prédiction du modèle lors de la qualification physique.

Dans le cadre du séchage, l'analyse de sensibilité a révélé les paramètres influents sur la siccité finale de la boue qui sont les suivants :

- ✓ Les facteurs météorologiques (température de l'air, humidité de l'air, rayonnement)
- ✓ Les paramètres structurels du séchoir
- ✓ Les paramètres structurels du produit
- ✓ La surface d'échange air – produit
- ✓ Le débit de l'air asséchant

La mise en place de ces deux volets a permis d'obtenir au final un outil d'aide à la conception et aux diagnostics multi modèles multi systèmes qui s'adressent aussi bien aux Maîtres d'ouvrage, aux ingénieurs et aux chercheurs.

PERSPECTIVES

En termes de perspectives à ces travaux, nous pouvons citer :

- ***Approfondissement de l'Analyse de Sensibilité : analyse des indices de sensibilité et problèmes inverses***

Les applications de l'analyse de sensibilité sur les modèles environnementaux dans ce travail ont eu pour objectifs principaux de mettre en évidence les paramètres influents et de quantifier leur influence (positive ou négative) sur la sortie. Néanmoins nous avons pu remarquer que des interactions entre les paramètres pouvaient être fortement possible au regard des spectres obtenus. Pour cela il serait pertinent de calculer les indices de sensibilité principal (S.I) et total (S.T.I) qui caractériseront ces interactions.

De plus dans notre démarche de qualification physique, nous nous sommes positionnés dans un problème direct dans le sens où nous évaluons l'influence des incertitudes affectées aux paramètres d'entrée sur la sortie du modèle. Il serait intéressant de poser le problème de manière

inverse c'est-à-dire de d'affecter une incertitude sur la sortie ou les sorties et de regarder leur influence sur les paramètres d'entrées.

➤ ***L'approfondissement de l'analyse du processus d'incinération ou de co-incinération des déchets (boues, ordures ménagères)***

La co – incinération boues – ordures ménagères fait partie des filières les plus intéressantes de valorisation des boues, tant d'un point de vue économique, que d'un point de vue environnemental (impacts environnementaux peu modifiés par rapport à l'incinération des Ordures Ménagères seules). Mais elle reste très dépendante de nombreux facteurs comme la filière de traitement, la capacité de l'UIOM¹, ou la proximité entre l'UIOM et la station d'épuration. La co-incinération ne constitue pas donc une réponse universelle, mais doit être étudiée au cas par cas.

En effet une caractérisation individuelle de chaque déchet doit être réalisée afin de pouvoir évaluer de manière pertinente leur différent impact environnemental (composition et proportion des rejets dans l'air) lors de l'oxydation thermique conjointe. Cette première démarche doit s'enrichir d'un volet théorique qui consistera à modéliser le processus.

La variabilité de ces déchets et de leur texture suggère la mise en place en amont de l'oxydation de filières de conditionnement.

➤ ***L'Analyse du processus de co - méthanisation***

La co – méthanisation constitue une autre alternative intéressante pour la valorisation des boues. Néanmoins le mélange boue – Ordures ménagères pose certaines interrogations. Les cinétiques de fermentation de chacun des déchets étant connues individuellement, il serait pertinent de pouvoir modéliser le comportement général de cette co-fermentation. Ce travail suscitera obligatoirement de caractériser individuellement chaque déchet, un travail déjà bien initié dans ce travail avec les boues de STEP, et la mise en place d'une expérimentation dédiée à ce propos.

¹ Usine d'Incinération des Ordures Ménagères

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

[ANDERSON & SAW, 1986] Anderson G.K and Saw C.B, *State of the art of anaerobic digestion for industrial applications in the UK*. In: Proceedings of the 39th Industrial Waste conference, pp783 - 793. Purdue University, Indiana, 1986.

[ANDERSON AND YANG, 1992] Anderson G.K and Yang G., *pH control in anaerobic treatment of industrial wastewater*, Journal of environmental Engineering ASCE 118(4), pp551 – 567, 1992.

[ANDREWS, 1968] Andrews J. *A mathematical model for continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates*. Biotechnology Bioengineering, Vol. 10, pp707-723, 1968.

[ANGELIDAKI, 1993] Angelidaki I., Ellegaard L., and Ahring B.K
“*A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on ammonia inhibition*”, Biotech.Bioeng 42, 159-166, 1993.

[AZEITEIRO, 1998] Azeiteiro.C, Capela IF., Duarte AC, *Dynamic model simulation as a tool for evaluating the stability of an anerobic process*, Water SA Vol. 27 No.1 - ISSN 0378-4738, 1998.

[BCEOM, 2001] *Schéma départemental de gestion et d'élimination des boues des stations d'épuration de la Réunion. Phase I : Réglementation relative au conditionnement et l'élimination des boues d'épuration*. 2001.

[BERNARD, 2001] Bernard.O, Hadj-Sadok Z., Dochain.D, Genovesi A., Steyer J-Ph.:
Dynamical model development and parameter identification for anaerobic wastewater treatment process, Biotechnology & Bioengineering, Vol. 75, n°4, pp 424-439, 2001.

[BORIES, 1980] Bories A., Maugenet J.: *Méthanisation et épuration des effluents d'industries agricoles et alimentaires – Exemple des eaux résiduaires de distilleries*, Cahier du CENECA, 422, pp 1 – 9, 1980.

[BORSUK, 2000] Borsuk M.O and Stow C.A.: *Bayesian parameter estimation in a mixed - order Of BOD decay*, Water Research, 34(6), pp.1830-1836, 2000.

[BRYANT, 1977] Briant M.P: *The Microbiology of anaerobic degradation and methanogenesis with special reference to sewage* in Microbial Energy Conversion, Ed. Schlegel H.G and Barnea J., pp 107 – 118, 1977.

[CAMPOLONGO & al., 2000] Campolongo F., Kleijnen J., Andres T.: *Sreening methods* extrait de Sensitivity analysis édité par Saltelli A., Chan K., Scott E.M., pp 65 – 80, John Wiley & Sons ISBN 0-471-99892-3, 2000.

[CHASSERIAUX, 1984] J.M. Chassériaux. *Conversion thermique du rayonnement solaire*. Bordas, Paris, France, 1984.

[COUPLLET, 1979] Couplet P., Albagnac G., Morfaux J.N. : *Digestion anaérobie en deux étapes des effluents de type agro – alimentaire – Etude sur pilote de laboratoire*, Tribune du Cededeau, 425, pp 111 – 122, 1979.

[COSTELLO, 1991b] Costello D., Greenfield P., Lee P., *Dynamic modelling of a high – rate anaerobic reactor – II. Model verification*, Water Research, Vol.25, pp 895 – 871, 1991.

[CUKIER & al, 1973] Cukier R.I, Fortuin C.M, Shuler K.E., Petschek A.G. Schaibly J.H: *Study of the sensitivity of coupled reaction systems to uncertainties in rate coefficients: Part I Theory*, Journal of Chemical Physics, 59, pp.3873 – 3878, 1973.

[DAGUENET, 1985] M. Daguenet. *Les séchoirs solaires : théories et pratiques*. ISBN 92-3-202375-X. UNESCO, 1985.

[DEAN AND HORAN, 1995] Dean C. and Horan N.J, *Applications of UASB Technology in Mauritius*, Tropical Public Health Engineering Research Monograph N°7, University of Leeds, Leeds; 1995.

Abstract available at :

<http://www.leeds.ac.uk/civil/cei/water/tphe/publicat/monog/monog.html>

[DEMEYER & AL, 1982] Demeyer A., Jacob F., Jay M., Menguy G. – J.Perrier, *La conversion bioénergétique du rayonnement solaire et les biotechnologies*, Technique et Documentation - Lavoisier – I.S.B.N.2-85206-090-6, 1982.

[DIETRICH, 1968] Dietrich R. *Die Abwassertechnik*. Huthig Verlag-heidelberg 1968.

[FORESTI, 2002] Foresti E. *Anaerobic Treatment of Domestic Sewage : Established technologies and perspectives*, Water Science and Technology, vol 45, N°10, pp181-186, 2002.

[FRIPIAT, 1984] Fripiat J.T, Bol R., Binot H.N & Nyns E. *A strategy for the of methane production evaluation from different type of substrate biomass*. Roger Bowskill ltd, Exeter, UK. Pages 95-105. 1984.

[GRAEF and ANDREWS, 1974] Graef S. & Adrews J. *Mathematical modelling and control of anaerobic digestion*. Water Research, Vol. 8, pp 261-289. 1974.

[HADLEY, 1984] Hadley G.R, *Numerical modelling of the drying of porous materials*. Int.Drying Symp., Proceedings, pp 151 -158, July 1984, Kyoto, Japan, 1984.

[HILL & BARTH, 1977] Hill D. & Barth C. *A dynamic model for simulation of animal waste digestion*. Journal of the Water Pollution Control Association, Vol. 10, pp 2129-2143. 1977.

[IRVINE & KETCHUM, 1989] Irvine R.L and Ketchum L.H, *Sequencing Batch Reactors for biological wastewater treatment*, CRC Critical Reviews in Environmental Control, Vol.18 pp 255-294, 1989.

[IWA, 2002] IWA Task Group For Mathematical Modelling Of Anaerobic Digestion Processes *Anaerobic Digestion Model N°1 (ADM1)*, IWA Publishing, 2002.

[JEFFREYS, 1961] Jeffrey H., Oxford University Press USA, ISBN 0-198-50368-7, 1961.

[JEWELL, 1980] Jewell W.J, Future trends in digester design. *Anaerobic Digestion*. Applied Science, London, 1980.

[JEWELL, 1985] Jewell W.J, *The development of anaerobic waste – water treatment*. Proceedings of the Seminar / Workshop Anaerobic Treatment of Sewage, pp17 – 54. National Science Foundation, Amherst.1985.

[KESHTKAR , 2002] A.Keshtkar, B.Meyssami, G.Abolhamd, H.Ghaforian, M.Khalagi Asadi *“Mathamatical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure”*, Bioresource Technology, 87, pp113 – 124, 2002.

[KIELY, 1997] Kiely G., Tayfur G., Dolan C., Tanji K., *Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes*, Wat. Res. Vol. 31, No. 3, pp. 534-540, 1997.

[KITTAS, 1980] C. Kittas. *Contribution théorique et expérimentale à l'étude du bilan d'énergie des serres*. Thèse Docteur-Ingénieur, Université de Perpignan. 1980.

[LE GALL, 1979] Le Gall J. *Biochimie et microbiologie de la méthanogénèse*, Rapport VEDA, APRIA, p.83-86, Paris, 1979.

[LEONARD, 1999] A. Léonard, T. Salmon, O. Janssens, M. Crine.
« Kinetics modelling of convective heat drying of wastewater treatment sludge », *Acte du Congrès ECCE2-1999*.

[LEONARD, 2000] Léonard A. & Crine M..

Relation between convective drying kinetics and shrinkage of wastewater treatment sludges. Proceedings of the 12th International Drying Symposium IDS2000 ,28-31 August 2000, Noordwijkerhout, The Netherlands - EFCE Event Number 613 –Elsevier Science BV. 2000.

[LETTINGA, 1980] Lettinga G., Van Velsen A.F.M., Hobma S.W et al., *Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment.* Biotechnology and Bioengineering 22, pp352 -355, 1980.

[LI, 2001] Yuguo Li, Angelo Delsante. *Natural ventilation induced by combined wind and thermal forces.* Building and Environment, Vol. 36, pp 59-71. 2001.

[LOLL, 1978] Loll U. *Aspects pratiques de la méthanogénèse,* Colloque : Utilisation industrielle du carbone d'origine végétale par voie microbienne, I.N.S.A Toulouse, p.135 – 158, 1978.

[MARA, 2000] T.A. Mara.

Contribution à la validation d'un logiciel de simulation du comportement thermo-aéraulique du bâtiment : Proposition de nouveaux outils d'aide à la validation. Thèse Sci. Université de La Réunion, 2000.

[MARLE, 1982] Marle C.M, *On macroscopic equations governing multiphase flow with diffusion and chemical reactions in porous media,* Int. J. Engng Sci., Vol 20, N°5, pp 643 – 662, 1982.

[MOLETTA, 1986] R. Moletta, D. Verrier & G. Albagnac.

Dynamic modelling of anaerobic digestion. Water Research, Vol. 20, pp 427-434. 1986.

[MONOD, 1949] Monod J., *The growth of bacterial cultures.* Ann.Rev. Microbiol. Vol. 3, pp. 371-394, 1949.

[MORFAUX, 1980] Morfaux J.N, Albagnac G., Touzel J.P : *Epuration et valorisation énergétique des eaux résiduaires de conserverie de légumes.* Cahier de CENECA, 423, pp 1-5, 1980.

[MOYNE, 1985] Moyne Ch., *Modélisation des transferts simultanés de chaleur et de masse: influence du mouvement de la phase gazeuse.* Euromech 194 Colloquim, Nancy, France, July 1985.

[MORRIS, 1991] Morris M.D. *Factorial Sampling Plans for preliminary computational Experiments,* Technometrics, Vol. 33 (2), pp. 161- 174.(1991).

[OTV, 2001] OTV, *Traiter et valoriser les boues,* ISBN 2-9511059-0-8, 2001.

- [PENAUD, 1999] Penaud V., Delgenes J.P, Moletta R.
« *Influence of thermochemical pretreatment conditions on solubilization and anaerobic biodegradability of a microbial biomass* » Environmental Technology, Vol.21, pp 87-96, 1999.
- [PERRIER and DOCHAIN, 1993] M. Perrier M. & Dochain D.
Evaluation of control strategies for anaerobic digestion process. Int. J. Adapt. Contr. Sign. Proc., Vol. 7, pp 309-321.1993.
- [POPEL, 1967] Popel F. *Sludge digestion and disposal.* Technische Hochschule Stuttgart (3^e édition), 1967.
- [PFEFFER, 1979] Pfeffer J.T: *Domestic Refuse as a Feed for Digesters*, The First International Symposium on Anaerobic Digestion, University College, Cardiff, p.22, 1979.
- [QUEINNEC, 2001] Queinnec I., Harmand J., Delgenes J.P. and Steyer J.P. (sub)
« *Optimal design of series of anaerobic digesters to maximize production of volatile fatty acids. Part I: Analysis* ». Submitted to 1st IWA Conference on Instrumentation, Control and Automation, Malmö, Sweden. 2001.
- [QUINTARD and PUIGGALI, 1996] Quintard M., Puiggali J.R., *Numerical modelling of transport processes during the drying of a granular porous medium.* Heat and Technology, vol. 4, n°2, pp 37-57, 1986.
- [ROUSSEAU, 1996] P.G Rousseau, E.H Mathews. *A new integrated design tool for naturally ventilated buildings.* Energy and buildings, Vol. 23, pp 231-236.1996.
- [SALTELLI, 1999] Saltelli A., Tarantola S., Chan K. : A quantitative model – independent method for global sensitivity analysis of model output, Technometrics, 41(1), pp 39 – 56, 1999.
- [SALTELLI, 2005] Saltelli A.: *Sensitivity analysis: Part I*, Fall School on Sensitivity Analysis, European Commission, The Joint Research Center of Ispra, 2005.
- [SERO-GUILLAUME, 2002] Séro-Guillaume O., Calogine D., *L'équation de Navier – Stokes avec mémoire et le transfert de quantité de mouvement dans un milieu poreux.* C.R Mecanique 330, pp383 – 389, Académie des sciences 2002 / Editions scientifiques et médicales Elsevier SAS
- [SFEIR, 1981] A. Sfeir & G. Guarracino. *Ingénierie des systèmes solaires: applications à l'habitat.* Edit Technique et Documentation, Paris, France, 1981.

[SHARMA, 2002] Sharma S., *Wouldn't you like a nice anaerobic sludge blanket?*, Clean Ganga Newsletter, April 2002; available at <http://www.cleanganga.com/articles/april/april3.php>

[SHARER, 1977] Sharer J.M, Moo-Young M.: *Methane Generation by anaerobic digestion of cellulose containing wastes*, Advances in Biochemical Engineering, 11, pp 85 – 101, 1977.

[STEYER, 1999] Steyer J-P, Buffiere P., Rolland D. & Moletta R.. *Advanced control of anaerobic digestion processes through disturbances monitoring*. Water Research, Vol.9, pp 2059-2068.1999.

[VAN HAANDEL AND LETTINGA, 1994] Van haandel A.C and Lettinga G., *Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a hot climate*, John Wiley & Sons, Chichester, 1994.

[WEI and al., 1985] Wei C.K., Davis H.T., Davis E.A., Gordon J., *Heat and mass transfer in water – laden sandstone: convective drying*. AiChe J., 31(8), pp 1338-1348, 1985.

[WHEATLEY, 1990] Wheatley A.D., *Anaerobic digestion: industrial waste treatment*. Anaerobic Digestion: a Waste Treatment Technology, pp171 – 224. Elsevier Science, London, 1990.

[WHITAKER, 1977] Whitaker S., *Simultaneous heat, mass and momentum transfer in porous media: a theory of drying*. pp 109-203, Advances in heat transfer, vol 13, Academic press, 1977.

[WHITAKER, 1980] Whitaker S., *Heat and mass transfer in granular porous media*, Advances in drying edited by A.S Mujumdar, Hemisphere Pub. Corp., 1980.

[WHITAKER, 1984] Whitaker S., *Moisture transport mechanisms during the drying of granular porous media*, Proc. Fourth Int.Drying Symposium, vol 1, pp 31-42, Kyoto, Japan 1984.

[WOLFE, 1995] Wolfe R.S.: *Methanogens: A Surprising Microbial Group*, Antonie van Leeuwenhoek, 45, pp 353 -364, 1995.

[ZELTER, 1979] Zelter S.Z. : *Méthanogénèse et déchets agricoles*, Génie Rural, 11, pp 6 – 15, 1979.

**MODELISATION DES DISPOSITIFS DE
REVALORISATION ENERGETIQUE DES
DECHETS SOLIDES ET LIQUIDES
(Séchage, Méthanisation, Incinération)**

**MISE EN OEUVRE D'UN OUTIL D'AIDE A
LA CONCEPTION MULTI - SYSTEMES
MULTI - MODELES**

ANNEXES

Annexe I : Les techniques de traitement des boues.....**1**

Annexe II : Caractéristiques techniques des dispositifs de séchage et de méthanisation mis en œuvre in situ et instrumentation.....**32**

Annexe III : Equations des bilans thermiques associées à la modélisation des dispositifs de séchage.....**45**

Annexe IV : Les différentes techniques de digestion aérobie et anaérobie.....**66**

ANNEXE I

LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT DES BOUES :

*LE LAGUNAGE, L'EPAISSISSEMENT, LA
DESHYDRATATION, LA STABILISATION ET
L'HYGIENISATION, LE SECHAGE ET L'OXYDATION
THERMIQUE*

Les filières de traitement, exposées précédemment, sont composées de différentes techniques de traitement qu'il est possible de mettre en œuvre sur une filière boues. Cette partie se veut exhaustive et mettra en avant : les objectifs poursuivis, l'intérêt des procédés, le principe de fonctionnement, les performances, les consommables nécessaires.

LE LAGUNAGE

A l'usage, on distingue le lagunage non aéré qui est une technique anaérobie et le lagunage aéré qui appartient aux techniques aérobies [**Figure I.1**].

Les eaux résiduaires doivent subir au moins une décantation primaire.

Dans les lagunes sans aération ni brassage artificiels, l'oxygène est principalement fourni par les phénomènes suivants :

- Apport d'oxygène provenant de l'air qui se trouve au – dessus de la surface de l'eau,
- Apport d'oxygène par mélange avec des eaux de surface de bonne qualité, saturées en oxygène,
- Alimentation en oxygène grâce à des algues par photosynthèse.



Figure I.1 : Lagunage des eaux résiduaires

Les durées de séjour varient de quelques jours à quelques semaines. La condition la plus importante, pour l'épuration des eaux résiduaires dans les lagunes, est que la contenu de ces dernières ne doit à aucun moment entrer en putréfaction.

L'inconvénient des lagunes réside dans le fait qu'on doit disposer de volumes importants pour la réception des eaux résiduaires à épurer. L'avantage majeur est le coût relativement faible de cette technique.

Contrairement aux installations à boues activées et à lits bactériens, l'épuration des eaux usées dans les lagunes est un procédé à grande surface.

C'est une technique rustique. Le lagunage aéré est utilisé pour l'épuration biologique des substances organiques non décantées et non dissoutes contenues dans les eaux résiduaires pré – épurées mécaniquement dans des étangs de décantation ou par un autre procédé.

Le lagunage non aéré est utilisé pour diminuer la teneur en substances organiques d'eaux résiduaires brutes ou clarifiées mécaniquement (décantation primaire).

L'ÉPAISSISSEMENT

- Généralités

L'épaississement est la première étape du traitement. Par effet de concentration, il réduit le volume à transférer sur la filière et permet d'obtenir une boue dont la concentration varie de 15 à 100 g/L. Elle peut donc être pompée.

Il existe différentes techniques d'épaississement. Cette dernière peut être **statique** ou **dynamique**.

▪ **L'épaississement statique gravitaire**

L'épaississement s'effectue par décantation dans une cuve cylindrique à fond conique, sous la seule action de la pesanteur. La boue épaissie est évacuée par le bas.

- **L'épaississeur statique est généralement pourvu d'un pont racleur** qui pousse la boue vers une fosse de récupération centrale, et facilite l'évacuation de l'eau et des gaz occlus.
- **Il existe aussi des épaississeurs statiques sans pont racleur.** La pente de la partie conique de la cuve est alors plus importante : 45 à 60°, contre 10 à 20° pour l'épaississeur raclé. Cette technique est plutôt utilisée dans les petites usines, lorsque la boue peut être valorisée en agriculture sous forme liquide (sa concentration n'excède pas 25 g/L).
- **Il est possible d'augmenter la surface d'épaississement** des décanteurs statiques en les équipant de lamelles. Pour éviter l'encrassement, ce type d'épaississeur est plutôt réservé aux boues peu concentrées.

▪ **L'épaississement dynamique**

Il est réalisé sous l'action de forces mécaniques, et s'effectue selon différents principes.

- **Par flottation** – De fines bulles d'air permettent à la boue de remonter en surface, par captation. Ce procédé est principalement réservé aux boues biologiques de faible densité.
- **Par égouttage** – La boue floculée est épaissie par égouttage sur une toile filtrante.
- **Par centrifugation** – La boue floculée est épaissie sous l'effet de la force centrifuge.

Ces techniques sont compactes, ce qui présente beaucoup d'intérêt lorsque l'espace disponible est restreint. C'est souvent le cas lors des extensions ou rénovations d'usines.

De plus, ces procédés à faible temps de séjour permettent de conserver l'état de fraîcheur de la boue, ce qui facilite son traitement ultérieur. Enfin, l'égouttage et la centrifugation limitent les problèmes d'odeurs. Les machines étant dotées d'un capotage, l'air vicié peut être extrait localement et à faible débit, car le volume à ventiler est réduit.

Compte tenu des exigences en matière de traitement de l'eau, l'utilisation des techniques d'épaississement dynamique se développe de plus en plus. Il est fortement recommandé d'y recourir pour concentrer :

- les boues, encore oxygénées, issues d'un traitement biologique du phosphore
- les boues issues d'un traitement de nitrification sans dénitrification

Les techniques gravitaires nécessitent en effet que la boue séjourne plus longtemps dans l'épaississeur, ce qui peut provoquer :

- des relargages de phosphore
- des remontées de boue par dégazage, après transformation des nitrates en azote gazeux dans l'épaississeur, ce qui pollue les surverses. Les procédés dynamiques, à faible temps de séjour, permettent d'éviter ce problème.

En fonction de la technique d'épaississement utilisée et du type de boue à traiter, il fait appel, ou non, à une floculation préliminaire au moyen de polymères organiques. Sur une boue difficile à traiter, les polymères liquides peuvent donner de meilleurs résultats que les polymères en poudre, mais leur coût est plus élevé.

Les appareils de concentration dynamique consomment davantage d'énergie que les épaisseurs statiques, mais sont plus compacts et plus rapides. Généralement, les niveaux de siccité obtenus sont aussi plus élevés. Il est fortement recommandé d'y recourir lorsque les boues sont issues d'un traitement biologique du phosphore ou d'un traitement de nitrification sans dénitrification.

- L'épaississement statique gravitaire

Sous la seule action de la pesanteur, l'épaississement statique gravitaire permet de concentrer la boue de deux à huit fois, en l'amenant de quelques grammes/litre à quelques dizaines de grammes/litre. Cette technique est employée avant une stabilisation, une déshydratation ou un stockage à des fins d'épandage.

L'épaississement statique gravitaire s'applique de préférence aux boues primaires, aux fortes charges (classe A) et aux boues mixtes (classe C).

Indirectement, cette technique permet aussi d'améliorer le rendement des décanteurs primaires, car la boue peut être soutirée en continu. Il est ainsi possible de maintenir un voile de boue très bas dans les décanteurs primaires, d'éviter les fermentations, et de laisser davantage de place à la zone de clarification.

- **Le principe de fonctionnement**

La boue brute est introduite dans l'épaississeur [Figure I.2]. Son temps de séjour doit être suffisamment élevé pour qu'elle se concentre au fond de l'ouvrage. Dans ce cas, l'apparition de fermentations putrides pourrait gêner la suite du traitement (renvoi de pollution en tête d'usine, via les surverses).

La boue épaissie est ensuite extraite par le fond de l'ouvrage, tandis que le liquide de surnageant est évacué par le haut et, le plus souvent, recyclé en tête d'usine.

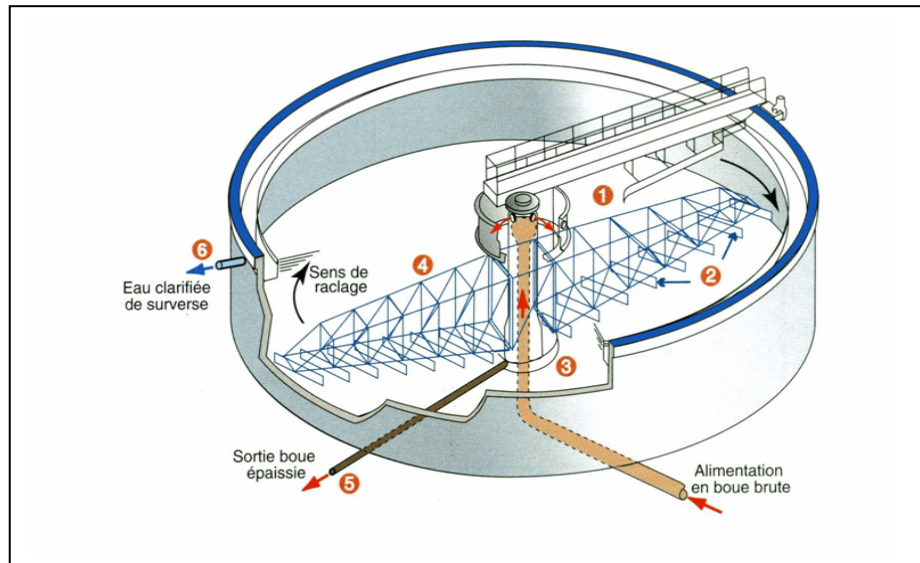


Figure I.2 : Principe de fonctionnement d'un épaisseur statique gravitaire [source OTV]

L'alimentation en boue s'effectue par le centre, à l'intérieur d'une jupe de tranquillisation (clifford) (Etape 1). L'ouvrage est équipé d'un pont racler de fond, mobile, doté de racles (Etape 2), qui poussent la boue vers la fosse de récupération centrale (Etape 3) et d'une herse (Etape 4) qui facilite le dégagement de l'eau interstitielle et des gaz occlus. La boue épaissie est extraite en fond d'ouvrage (Etape 5) tandis que l'eau de surverse est récupérée en surface (Etape 6).

Un épaisseur statique gravitaire comporte quatre zones. Soit, de haut en bas :

- Une zone de clarification alimentant les surverses
- Une zone de décantation diffuse dans laquelle arrive la boue à traiter
- Une zone de transition ou de décantation ralentie
- Une zone de compression, où la boue atteint sa concentration optimale avant d'être extraite.

- Les performances du procédé

Les rendements obtenus sont généralement supérieurs à 95% hormis pour les boues de classe B2 (environ 93%). Sur les boues biologiques, les performances sont modestes, aussi bien en terme de charge que de concentration. Sur les boues primaires, en revanche, le coût /performance est excellent.

- *L'épaississement dynamique par flottation*

La flottation permet d'obtenir de bonnes performances sur des particules de gros diamètres et de faible densité.

Cette technique s'applique principalement aux boues issues d'un traitement biologique : boues activées en sortie de clarificateur ou eaux de lavage de biofiltres dont la concentration ne dépasse pas 2 à 8 g/L. Elle peut également être utilisée pour épaissir certaines boues tertiaires.

La flottation présente plusieurs avantages par rapport à l'épaississement statique gravitaire :

- Une réduction d'environ 4 de la surface des ouvrages et d'environ 3,5 de leur volume
- La production d'une boue épaissie plus concentrée, sans dégagement d'hydrogène sulfuré
- L'absence de fermentation, car la boue est maintenue en zone aérée ou légèrement anoxique
- Le principe de fonctionnement

Le principe de base [Figure I.3] consiste à dissoudre de l'air dans la boue entrante (**flottation directe**), ou dans l'eau de sousverse du flottateur (**flottation indirecte**), à l'intérieur d'un réservoir sous pression (quand on accentue la pression (Etape 1), la concentration d'air dissous augmente).

Le mélange est ensuite introduit et détendu à pression ambiante dans la cuve de flottation (Etape 2). La détente, associée à une forte turbulence, provoque la formation d'un nuage de fines bulles d'environ 40 à 100 μm (leur taille est d'autant plus petite que la pression est élevée).

Au cours de leur ascension, les bulles entraînent les matières en suspension à la surface où elles sont récupérées (Etape 3). Parallèlement, l'eau clarifiée est soustrée en partie basse de la cuve de flottation (Etape 4).

Les flottateurs comportent cinq zones :

- une zone de décantation permettant de purger périodiquement la cuve via un racleur ou une vanne de fond
- une zone de contact, où la boue et l'eau dessaturée (eau blanche) sont mélangées
- une zone de clarification, hydrauliquement tranquillisée, où la reprise des sousverses s'effectue par une tuyauterie perforée
- une zone de transition en dessous du niveau liquide
- une zone de crémage, où les boues flottées sont reprises par un racleur de surface ou une écope

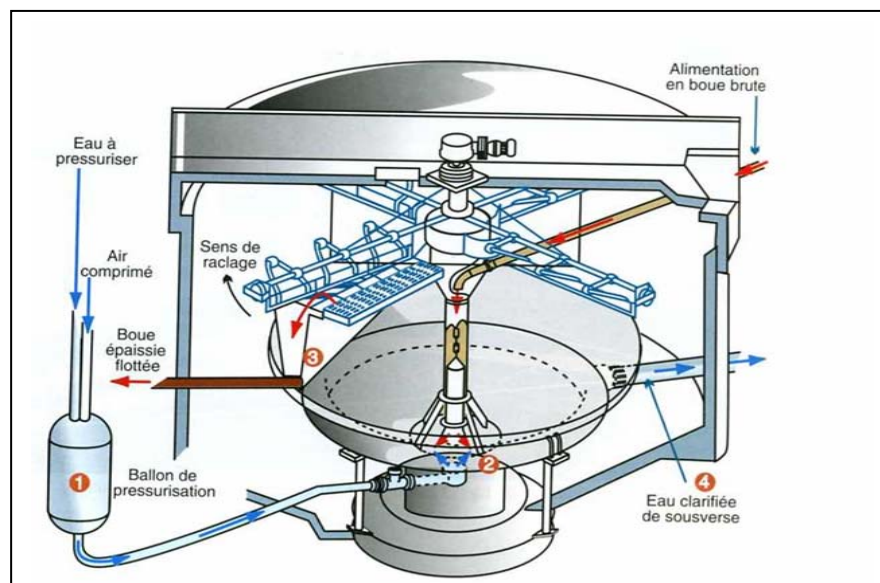


Figure I.3 : principe de fonctionnement du flottateur circulaire

L'épaississement dynamique sur table d'égouttage est une technique compacte qui fonctionne en continu et permet, par filtration gravitaire, de réduire le volume de boue d'un facteur 6 à 7.

Les performances de la table d'égouttage sont meilleures que celle de l'épaississement statique et de la flottation, mais cette technique nécessite l'utilisation de polymère.

La table d'égouttage est une solution souple lorsque l'épaississement est réalisé dans un atelier ne fonctionnant que quelques heures par jour.

L'épaississement dynamique sur table d'égouttage est basé sur le principe de fonctionnement suivant [Figure I.4]:

La boue et le polymère sont généralement injectés dans un bac de floculation (Etape 1) et se déversent sur la toile filtrante (maille : $\approx 600\mu\text{m}$) qui se déplace en continu, à une vitesse variant de 2 à 15 m/min. Un système de guidage automatique réduit les risques de détérioration de la toile (Etape 2).

Durant la phase d'égouttage (filtration gravitaire), des bobines fixes (Etape 3) reposent librement sur la toile, afin d'écarter la boue et permettre à l'eau de s'écouler plus rapidement. Pour assurer la qualité du traitement, la toile est nettoyée en permanence par une rampe de lavage (Etape 4). Après épaississement, la boue tombe, soit dans une pompe gaveuse, soit directement dans un stockage –tampon (Etape 5).

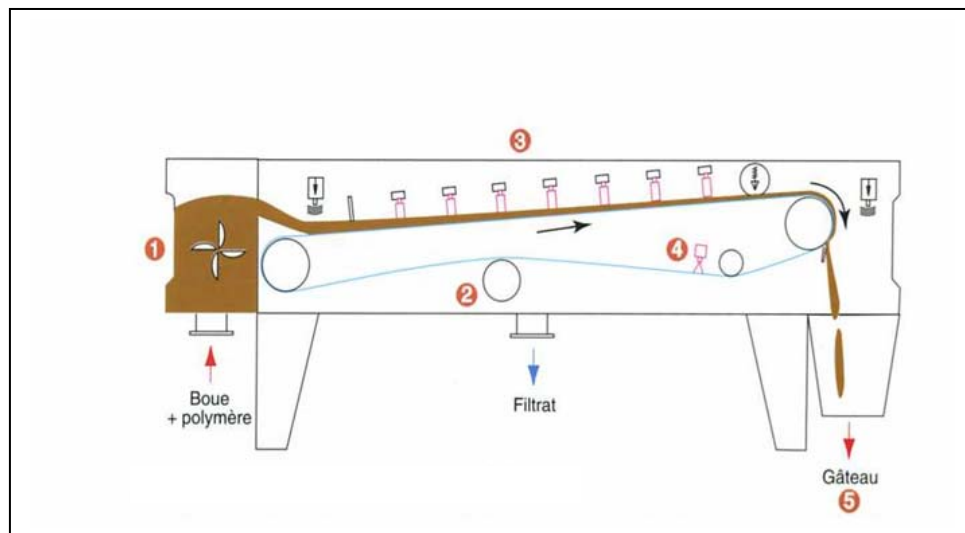


Figure I.4 : Principe de fonctionnement de la table d'égouttage

- L'épaississement dynamique par centrifugation

Associant compacité et faible temps de séjour, cette technique s'applique de préférence aux boues issues d'un traitement biologique ou d'un traitement tertiaire physico – chimique. Elle est également utilisée quand l'espace disponible ne permet pas d'installer un procédé plus extensif, ou lorsque l'épaississement est réalisé dans un atelier ne fonctionnant que quelques heures par jour.

Enfin, elle est facilement automatisable et ne nécessite qu'une maintenance réduite. Celle – ci doit toutefois être assurée par du personnel qualifié.

Sur les boues biologiques, la centrifugation est la technique d'épaississement qui permet d'obtenir les meilleures concentrations.

Les centrifugeuses peuvent être couplées aux polymères liquides et cela permet de combiner l'épaississement et la déshydratation dans une seule et même machine.

Le principe de fonctionnement des décanteuses centrifuges est basé essentiellement sur celui de la déshydratation qui est présentée dans la sous - partie suivante :

- *Comparaison des différentes techniques d'épaississement*

	AVANTAGES	INCONVENIENTS
Epaississeur statique gravitaire	Simplicité et facilité d'exploitation Faible consommation d'énergie	Encombrement important Faibles performances sur les boues biologiques
Flottateur	Simplicité et facilité d'exploitation Surface réduite Peu de dégagement de H2S	Peu adapté à des régimes variables Consommation d'énergie élevée
Table d'égouttage	Simplicité et facilité d'exploitation Compact Capotage intégral possible	Main d'œuvre Présence nécessaire du personnel Consommation importante d'eau de lavage Polymère obligatoire
Centrifugeuse	Compact Capotage intégral Siccité élevée Souplesse d'exploitation	Texture de la boue Maintenance et entretien spécialisé Bruit Consommation très élevée d'énergie

LA DESHYDRATATION

La **déshydratation** intervient après un épaississement, et permet de réduire le volume de boue par **effet de concentration**. Généralement, une boue est jugée apte à être déshydratée lorsque sa concentration est au minimum de 15 g/L.

La déshydratation constitue une étape majeure de la filière de traitement, car la siccité obtenue est déterminante pour la suite du traitement.

La siccité obtenue après déshydratation doit être :

- de l'ordre de 15 à 30% pour obtenir une bonne qualité de compost
- de 25 à 35% pour assurer l'auto – combustibilité en cas de traitement thermique dans un four spécifique
- de 15 à 30% pour une co – incinération de boues pâteuses avec les ordures ménagères
- d'un minimum de 30% pour la mise en décharge

L'étape de déshydratation, à elle seule, ne permet pas toujours d'atteindre ces objectifs. Il est parfois souhaitable de prévoir une étape supplémentaire de chaulage ou séchage. De plus, en cas de valorisation agricole ou de stockage prolongé, une stabilisation s'avère nécessaire.

Il existe deux grandes familles de techniques.

▪ La déshydratation sur décanteuse centrifuge

L'eau est séparée de la boue sous l'effet d'une accélération de plusieurs milliers de g. En terme de siccité, cette technique permet généralement d'obtenir de meilleures performances que le filtre à bandes.

- La **centrifugation directe** permet maintenant de combiner les fonctions d'épaississement et de déshydratation dans une même machine.

▪ La déshydratation par filtration

- **Sur filtre à bandes** – la boue flocculée est déshydratée par compression et cisaillement entre deux toiles
- **Sur filtre à plateaux** – la boue conditionnée est déshydratée par compression entre deux plateaux. Ce type de traitement permet d'obtenir des niveaux de siccité élevés (30 à 40%) mais, contrairement aux autres techniques, l'opération s'effectue en discontinu.

Le choix entre l'une ou l'autre de ces techniques dépend du type de boue, des performances recherchées, de la disponibilité et de la technicité de la main d'œuvre, mais aussi du type d'équipement utilisé en épaississement.

Lorsque l'épaississement est réalisé par une centrifugeuse, mieux vaut privilégier la même technique en déshydratation pour éviter de doubler les équipements de secours. Une seule centrifugeuse de secours permet alors de pallier une panne éventuelle sur l'épaississement ou la déshydratation.

De même, il est préférable de combiner un épaississement sur table d'égouttage avec une déshydratation sur filtres à bandes.

En marge des deux principales familles de techniques, il existe d'autres procédés de déshydratation par filtration, moins fréquemment utilisés.

- **Lit de séchage** – Ce procédé rustique nécessite de la place et mobilise de la main d'œuvre. Plusieurs fois par an, le lit de boue déshydratée est enlevé et remplacé par de nouvelles boues. La technique du lit de séchage est surtout utilisée sur de petites installations, et s'applique à des boues préalablement stabilisées. Le lit de séchage est constitué de graviers recouverts d'une couche de sable et drainés, sur lesquels une trentaine de centimètres de boues liquides sont épandus. Sous l'effet de l'évaporation et de l'infiltration, la boue s'épaissit et devient peltable. Le niveau de siccité (de 15 à 65% selon les cas) est très dépendant des conditions climatiques. Mais si l'utilisation de réactifs (polymères, chlorure ferrique) permet de doubler, voire de tripler, les charges admissibles sur lit, les temps de séchage peuvent varier de trois semaines à plusieurs mois.

Dans les régions tempérées, cette technique ne peut être employée qu'une centaine de jours par an. Il est donc difficile d'assurer une évacuation régulière des boues produites.

- **La filtration sous – vide** – le plus ancien procédé de déshydratation mécanique n'est plus guère utilisé aujourd'hui, car ces performances sont faibles. Il met en œuvre des filtres à auge ouverte ou à tambour rotatif.

D'autres types de filtres (à disques, notamment) n'ont connu que très peu d'applications.

- Il existe encore d'autres techniques, telles que le **pressoir rotatif** ou la **vis presseuse**

- *La déshydratation sur décanteuse centrifuge*

Applicable sur tout type de filière, cette technique d'extraction en continu associe compacité et bonnes performances.

La déshydratation sur décanteuse centrifuge est notamment employée lorsque l'espace disponible ne permet pas de mettre en place un procédé plus extensif.

Elle est facilement automatisable et ne nécessite qu'une maintenance réduite. Celle – ci doit toutefois être assurée par du personnel qualifié.

Il existe plusieurs types de décanteuses centrifuges : les décanteuses conventionnelles et celles dites « haute performance », qui permettent d'atteindre des niveaux de siccité plus importants. Elles rendent également possible l'épaississement et la déshydratation dans une seule et même machine.

- **Le principe de fonctionnement**

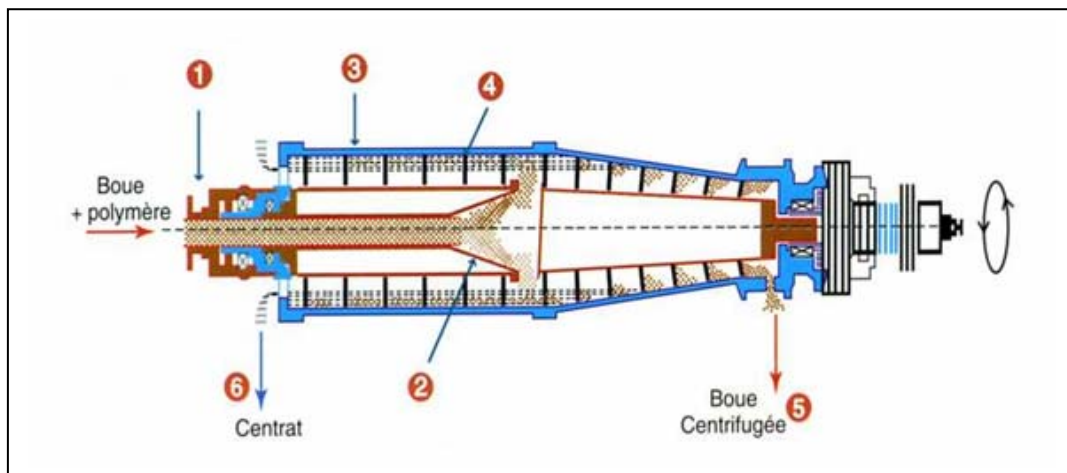


Figure I.5 : Principe de fonctionnement de la décantation centrifuge [Source OTV]

Une décanteuse utilise la force centrifuge pour accélérer la sédimentation des particules solides de la boue à séparer de l'eau. La boue à traiter est introduite [Figure I.5], via un tube d'alimentation (Etape 1) et un distributeur (Etape 2), dans le rotor constitué d'un bol (Etape 3) et d'une vis convoyeuse (Etape 4). Le bol et la vis tournent à haute vitesse, la vis légèrement plus vite que le bol¹ (Etape 5). La vis évacue le solide décanté vers l'extrémité conique du bol. Le liquide clarifié (centrat) est évacué à l'autre extrémité (Etape 6) puis renvoyé en tête d'usine. La quantité d'eau de lavage utilisée se limite à un nettoyage en fin de période de centrifugation.

¹ Cette différence de vitesse est appelée vitesse différentielle (VR). Plus cette vitesse différentielle est faible, plus le temps de séjour de la boue dans la centrifugeuse est élevé, car la vis tourne moins vite. De ce fait, le bouchon de boue est plus important, ce qui sollicite davantage la machine. Le couple de la centrifugeuse est donc plus élevé.

▪ Les performances du procédé

L'emploi d'une centrifugeuse haute performance permet d'atteindre des siccités supérieures à celles des centrifugeuses conventionnelles (jusqu'à 6 points de plus) moyennant une consommation accrue de polymère.

Ces performances sont obtenues grâce :

- **A une augmentation de la vitesse du bol** : 2500 à 3000 g, contre 2000 à 2500 g sur les décanteurs classiques
- **A une augmentation du temps de séjour de la boue dans le rotor** : configuration différente du bol et abaissement de la vitesse différentielle
- **A la technologie utilisée pour la vis.**

Performances	Boue de classe A		Boue de classe B1		Boue de classe C		Boue de classe D	
	Décanteuse classique	Décanteuse HP	Décanteuse classique	Décanteuse HP	Décanteuse classique	Décanteuse HP	Décanteuse classique	Décanteuse HP
Siccité boue à déshydrater (%)	8		4		5		3	
Siccité boue déshydratée (%)	32	38	17	20	25	30	25	30
Centrat en MES (mg/L)	500		500		500		500	

Tableau I.1 : Performances d'une décanteuse classique et d'une décanteuse dite « haute performance » (HP) [Source OTV]

- La déshydratation par filtration

▪ Les filtres à bandes

La déshydratation sur filtre à bandes est souvent employée dans les petites et moyennes unités, notamment lorsque la boue est valorisée en agriculture. Dans ce cas, en effet, les exigences de siccité sont moindres.

Les filtres à bandes sont moins utilisés avant un séchage ou un traitement thermique, car les niveaux de siccité obtenus sont plus faibles qu'avec les autres techniques.

Selon les performances recherchées, différents types de filtres peuvent être utilisés.

- **A basse pression²** (environ 4 bar)
La basse pression est surtout utilisée dans de petites usines (jusqu'à 10000 éq.hab) valorisant leurs boues en agriculture.
- **A moyenne pression²** (environ 5 bar)

² Pression exercée par les vérins sur la toile

- A haute pression² (environ 7 bar)

La haute pression permet d'obtenir environ deux points de siccité de plus que la moyenne pression. Un gain qui ne justifie pas toujours le surcoût d'investissement.

Il existe aussi des filtres à très hautes pressions (8 à 30 bar). Ils permettent d'augmenter la siccité d'une dizaine de points par rapport aux filtres haute pression. Toutefois, ils ne sont pas adaptés à la déshydratation des boues très organiques (qui fluent) et le coût de leur mise en œuvre est élevé.

Les filtres à basse et moyenne pression sont le plus couramment employés, le filtre à haute pression étant plus onéreux.

Le principe de fonctionnement [Figure I.6] d'une déshydratation sur filtre à bandes moyenne pression s'effectue en quatre étapes.

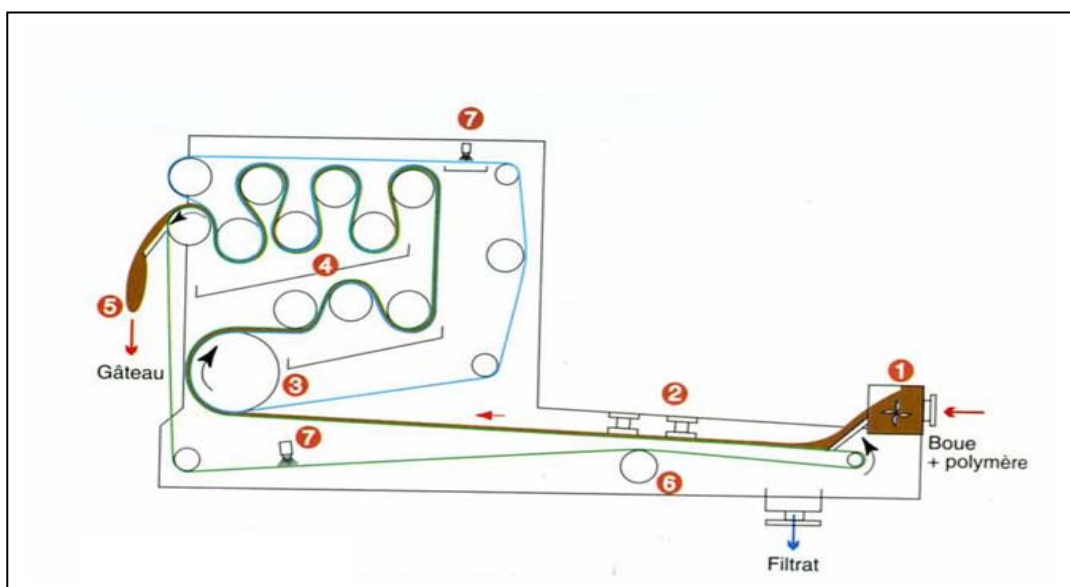


Figure I.6 : Principe de fonctionnement de la déshydratation sur filtre à bandes à moyennes pressions

➤ La floculation de la boue

La boue à traiter est mélangée avec du polymère, puis injectée dans un bac (Etape 1) parfois muni d'un agitateur. Ce bac sert à la fois de floculateur, de volume tampon pour les gros débits hydrauliques, et de répartiteur de boue sur la zone d'égouttage gravitaire.

➤ La zone d'égouttage gravitaire

Des bobines fixes (Etape 2) reposent librement sur la toile (maille de 600 µm généralement), afin d'écarter la boue et favoriser l'écoulement de l'eau.

➤ Le pré - pressage

Lorsqu'elle entre en contact avec la deuxième bande filtrante (maille de 450 µm généralement) (Etape 3) la boue est prise en sandwich et pré - pressée autour d'un rouleau de grand diamètre.

➤ La zone de pressage

La boue arrive dans une zone de déshydratation progressive (Etape 4). Cette étape est suivie d'une zone de pressage de haute intensité et de cisaillement. La boue déshydratée est alors raclée sur chacune des bandes filtrantes (Etape 5) et se déverse dans un convoyeur ou une cuve tampon. Un système de guidage automatique (Etape 6) évite la détérioration des toiles, tandis qu'un nettoyage continu, effectué par des rampes de lavage (Etape 7), préserve la qualité de la déshydratation.

La déshydratation sur filtre à bandes à basse et haute pression s'effectue selon le même processus, à quelques différences près.

- **Sur filtre à bandes à basse pression :**

La zone d'égouttage est moins longue, et la zone de pré – pressage supprimée.

- **Sur filtre à bandes à haute pression :**

Le pressage s'effectue en deux étapes, à moyenne puis haute pression.

- **Les performances du procédé**

Performances	Boue de classe A			Boue de classe B1			Boue de classe C			Boue de classe D		
	BP	MP	HP	BP	MP	HP	BP	MP	HP	BP	MP	HP
Siccité boue à déshydrater (%)	8			4			5			3		
Siccité boue déshydratée (%)	22	27	30	14	17	18	18	23	26	18	23	26
Filtrat en MES (mg/L)	500			500			500			500		

BP : Basse pression, MP : Moyenne pression, HP : Haute Pression

Tableau I.2 : Les paramètres de performances de la déshydratation sur filtre à bandes [source OTV]

- **Les filtres à plateaux**

Cette technique permet d'obtenir le niveau de siccité le plus important en déshydratation : 30 à 45% généralement.

Les filtres à plateaux sont très utilisés lorsque la boue est destinée à être valorisée en agriculture, mais assez rarement avant une élimination thermique du fait qu'ils fonctionnent en discontinu. Les coûts d'investissement sont relativement élevés par rapport aux autres procédés, surtout pour des capacités importantes.

Il existe deux types de filtres à plateaux.

- **Les filtres à plateaux conventionnels** – la boue conditionnée est déshydratée par compression entre deux plateaux dotés de toiles filtrantes.
- **Les filtres à plateaux – membranes** – la phase de pressage est complétée par une pressurisation à l'aide de membranes. Ces filtres permettent d'augmenter la siccité d'environ 5 points par rapport aux filtres à plateaux, mais leur coût est très élevé et leur consommation énergétique de 25 à 30% plus importante.

- Les filtres à plateaux conventionnels (FPC)

Un filtre [Figure I.7] est constitué d'une batterie de plaques évidées verticales (Etape 1) dotées de toiles filtrantes (Etape 2), qui seront serrées les unes contre les autres sous l'action d'un vérin (Etape 3). Les plaques forment alors des chambres de filtration (Etape 4). La boue à filtrer est injectée sous pression dans les chambres de filtration où elle s'accumule progressivement jusqu'à former un gâteau compacté. Le filtrat est alors recueilli dans les cannelures situées à l'arrière du support filtrant, et évacué au moyen de conduits internes. Lorsque la pompe est arrêtée et la pressée terminée, les circuits de filtrats et la conduite centrale, encore remplis de boue liquide, sont purgés à l'air comprimé. Le vérin dégage la première chambre de filtration et le gâteau tombe, entraîné par son propre poids. Un système mécanique dégage ensuite les plateaux un à un.

L'opération est complétée par une phase de nettoyage qui s'effectue toutes les 15 à 30 pressées, par injection d'eau acidifiée à très haute pression (environ 90 bar).

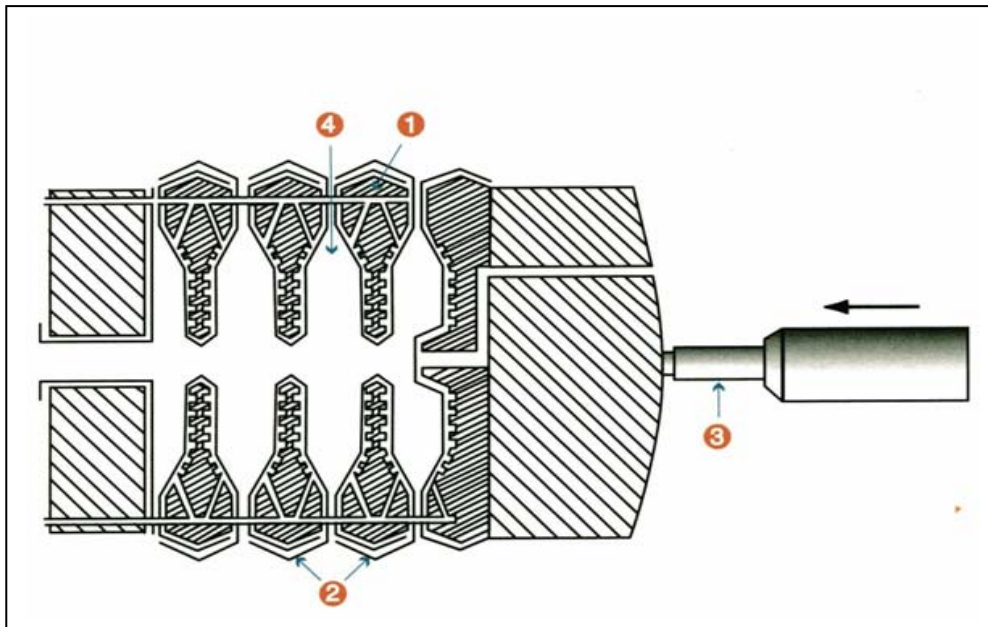


Figure I.7 : Déshydratation sur filtre à plateaux conventionnels

- Les filtres à plateaux – membranes (FPM)

Ces filtres sont semblables aux filtres à plateaux conventionnels, mais ils sont revêtus d'une membrane en élastomère (sur l'une ou les deux faces).

Cette membrane est gonflée avec de l'eau pressurisée ou de l'air comprimé. Contrairement aux filtres à plateaux conventionnels, elle exerce une pression uniforme sur toute la surface du gâteau, ce qui améliore la siccité d'environ 5 points.

Lorsque la quantité de boue envoyée dans le filtre est suffisante, le pompage est arrêté et la mise en pression des membranes (7 à 15 bar) poursuit la déshydratation.

▪ Les performances du procédé

Performances	Boue de classe A		Boue de classe B1		Boue de classe C		Boue de classe D	
	FPC	FPM	FPC	FPM	FPC	FPM	FPC	FPM
Siccité boue à déshydrater (%)	8		4		5		3	
Siccité boue déshydratée (%)	37	43	30	34	32	38	33	40
Filtrat en MES (mg/L)	300		300		300		300	

Tableau I.3 : Les paramètres de performances de la déshydratation sur FPC et FPM

Le filtrat est moins chargé qu'avec les autres techniques de déshydratation, car le gâteau joue lui-même un rôle de filtre.

- Comparaison des différentes techniques de déshydratation

	Avantages	Inconvénients
Centrifugeuse	Fonctionnement en continu Automatisable Compact Capotage intégral	Maintenance et entretien spécialisés Texture de la boue Bruit (protection phonique) Consommation élevée d'énergie électrique
Filtre à bandes	Fonctionnement en continu Capotage intégral possible Simplicité et facilité d'exploitation Coût d'investissement modéré	Siccité limitée Consommation importante d'eau de lavage Nécessité d'une surveillance
Filtre à plateaux	Siccité élevée et bonne texture de la boue Très bon rendement de capture Automatisation possible sur la nouvelle génération de machines	Fonctionnement en discontinu, productivité faible Peu compact, lourd Consommation de réactifs élevée en cas de conditionnement minéral Nécessité d'une surveillance Coût d'investissement

LA STABILISATION ET L'HYGIENISATION

La boue doit souvent être stockée durant de longues périodes avant d'être valorisée en agriculture. Parfois, elle est également stockée avant une oxydation thermique. Très chargée en MV, elle a alors tendance à fermenter spontanément (notamment en l'absence d'air) et à générer des nuisances olfactives.

D'autre part, une boue non traitée peut comporter certains agents pathogènes indésirables.

Toutes les techniques de stabilisation permettent une bonne réduction de nuisances olfactives, mais leurs performances en terme de réduction des agents pathogènes sont variables.

- **Stabilisation : réduction des nuisances olfactives**

La stabilisation vise à réduire les nuisances olfactives de la boue, en limitant toute reprise de la fermentation après traitement.

Les opérations de manutention, de transport, de stockage et d'épandage ne doivent pas générer de nuisances olfactives. Mais, cela ne signifie pas forcément absence d'odeur. Ainsi, une boue compostée est clairement identifiable à son odeur, mais celle – ci n'est pas désagréable (odeur de sous – bois).

- **Hygiénisation : réduction des agents pathogènes**

Les techniques de stabilisation permettent également de réduire les agents pathogènes présents dans la boue, assurant ainsi une fonction d'hygiénisation.

Le taux de réduction des agents pathogènes est plus ou moins important selon le mode de traitement mis en œuvre : hygiénisation partielle ou hygiénisation poussée.

- Mesure de l'efficacité du traitement

Il est indispensable de pouvoir mesurer les performances des procédés, tant en matière de stabilisation que l'hygiénisation. Pour cela, plusieurs méthodes sont employées.

- **Efficacité de la stabilisation**

Une boue est plus ou moins stabilisée, selon sa capacité à fermenter, c'est-à-dire à générer ou non des nuisances olfactives.

Le degré de stabilisation peut être déterminé grâce à deux approches complémentaires.

- **Une approche olfactive** – un groupe de personnes attribue une note quantifiable en termes de nuisances olfactives.
- **Une approche analytique** – Dans ce cas, les principales espèces présentes dans le bouquet (H_2S et méthylmercaptan) sont clairement identifiées. L'indice de fermentescibilité de la boue est déterminé par des techniques chromatographiques, ce qui permet de la situer sur une échelle de stabilisation.

La stabilisation doit garantir l'absence de nuisances olfactives durant la durée de vie de la boue. Il n'est donc pas impératif de pratiquer un traitement visant à obtenir une stabilité absolue ou illimitée dans le temps.

- **Efficacité de l'hygiénisation**

L'efficacité du traitement est plus simple à mesurer, car elle repose sur des comptages d'agents pathogènes représentatifs : populations résiduelles de Salmonelles, Entérovirus et œufs d'helminthes viables.

L'analyse est toujours réalisée sur deux plans :

- la réduction de la contamination
- la capacité de blocage de tout redéveloppement des agents pathogènes.

L'efficacité de l'hygiénisation est totale lorsque les agents pathogènes sont indétectables.

- **Les différentes techniques de stabilisation**

	Voies Biologiques			Voies chimiques		Voie physique
	Digestion anaérobie mésophile	Stabilisation aérobie thermophile	Compostage	Chaulage	Stabilisation aux nitrites	Séchage > 90%
Processus mis en œuvre	Dégrade les MV selon un processus biologique contrôlé			Inhibe la dégradation putride des MV		
Type de boue traitée	Boue épaissie	Boue épaissie	Boue déshydratée	Boue déshydratée	Boue épaissie	Boue déshydratée

Tableau I.4 : Les différentes techniques de stabilisation

Selon leur mode d'action [Tableau I.4] (biologique, chimique, physique), selon la nature de la boue (liquide avant déshydratation, pâteuses après), trois types de techniques peuvent être utilisées³.

- **La stabilisation par voies biologiques**

Ces techniques dégradent les MV selon des processus biologiques contrôlés.

- **Procédé anaérobie avec production de biogaz** – l'opération est réalisée en milieu clos, et les composés malodorants qu'elle génère sont détruits lors de l'incinération du biogaz.
- **Procédé aérobie** – le fonctionnement biologique de ce procédé s'apparente à celui des boues activées.

- **La stabilisation par voies chimiques**

³ L'oxydation thermique, qui dégrade quasi totalement les MV, permet d'obtenir une stabilisation et une hygiénisation absolues et illimitées dans le temps.

Ces techniques ne dégradent pas les MV, mais empêchent les micro – organismes de les consommer en les plaçant dans des conditions qui inhibent leur métabolisme (par exemple, modification du pH par injection de réactif).

- **La stabilisation par voies physiques**

Ces techniques placent également la boue dans un environnement peu propice à sa dégradation, mais l'opération s'effectue par voies physiques (sans injection de réactif).

Une boue de siccité élevée (>90%) contient très peu d'eau, ce qui empêche tout développement microbien.

- **Les différentes techniques d'hygiénisation**

Les techniques utilisées pour hygiéniser la boue sont celles que l'on emploie pour la stabiliser.

Traitement	Conditions opératoires
Stabilisation aérobie thermophile	Température: 55°C pendant 6 jours
Compostage	Température: 60°C pendant 4 jours
Chaulage (à la chaux vive ou éteinte)	pH:12 pendant 10 jours
Stabilisation aux nitrites	pH:2 pendant 2 heures
Séchage total (siccité de la boue >90%)	Température: 90°C pendant 10 minutes

Tableau I.5 : Conditions de mises en œuvre du traitement d'hygiénisation

Un traitement d'hygiénisation nécessite des conditions minimales de mise en œuvre qui peuvent être de deux ordres :

- une température assez élevée pendant un temps donné
- un pH assez haut ou assez bas pendant un temps donné.

- Les voies biologiques

- **La digestion anaérobie mésophile**

Appliquée à la boue épaissie, la digestion anaérobie mésophile poursuit trois principaux objectifs :

- **réduire la masse de boue**, en dégradant une partie des MV (et des MS)
- **stabiliser la boue**, sous réserve de respecter un temps de séjour suffisant dans le réacteur
- **hygiéniser partiellement la boue**, en plaçant les espèces pathogènes dans un environnement peu propice à leur survie.

Les différents types de digesteurs anaérobies et leur fonctionnement sont exposés dans la chapitre II traitant de la modélisation de ces derniers.

Le procédé permet d'atteindre trois objectifs :

- Réduction des MV et production de biogaz

Paramètres de performances	Boue primaire	Boue mixte
Réduction des MV (%)	50 à 55	45 à 50
Volume de biogaz produit (Nm ³ /kg MV détruit)	0,85 à 1,2	0,75 à 1,0

Tableau I.6 : Performances de la digestion, selon le type de boue [Source OTV]

- **MV**- Les performances sont meilleures sur les boues primaires que sur les boues mixtes (voire biologiques pures). En effet, les MV biodégradables des boues primaires (véhiculée par l'eau brute) n'ont pas été consommées par la biomasse aérobie des bassins à boues activées ou des biofiltres (comme c'est le cas pour des boues biologiques). Lors de la digestion des boues mixtes ou biologiques, la biomasse anaérobie dégrade à la fois les MV présentes dans l'eau brute (qui n'ont pu être dégradées préalablement) et la biomasse aérobie. Celle – ci devient alors un substrat, au même titre que les MV véhiculées par l'eau brute.
- **Biogaz** – Il est généralement composé (en volume) de deux tiers de méthane et d'un tiers de dioxyde de carbone, soit un PCI de l'ordre de 6,63 kWh/Nm³ et une densité de 1,13 Kg/Nm³.

Le biogaz est souvent utilisé comme combustible pour la chaudière qui fournit l'énergie nécessaire au réchauffage de la boue.

Moyennant un investissement supplémentaire, il peut être brûlé dans un générateur d'électricité. Dans ce cas, il est possible d'assurer la production d'électricité pour tout ou une partie de l'usine, et de récupérer l'énergie thermique pour chauffer le digesteur.

Lorsqu'un sécheur est installé sur le site, le biogaz peut permettre de l'alimenter en énergie.

- **Stabilisation**

Plus le temps de séjour est élevé, moins la boue est fermentescible et odorante. Aussi est – il recommandé de maintenir un temps de séjour supérieur 20 jours, voire 25 ou 30 jours.

Des temps de séjour plus faibles (15 jours) permettent d'obtenir une réduction significative des MV et une production de biogaz qui assure l'auto – thermicité du procédé. Toutefois, les boues risquent alors d'être insuffisamment stabilisées et de présenter une faible aptitude à la déshydratation.

- **Hygiénisation**

Bien conduite, la digestion permet une quasi élimination des germes fécaux et une très forte inactivation des Entérovirus.

▪ **La stabilisation aérobie thermophile**

Appliquée sur boue épaissie, cette technique répond à la même logique de dégradation des MV que la digestion. Moyennant un temps de séjour de quelques jours, dans une cuve portée à plus de 50°C, elle poursuit trois objectifs :

- réduction des MS et, par conséquent, du volume de boue
- stabilisation de la boue
- hygiénisation.

La stabilisation aérobie thermophile peut être aussi utilisée en pré – digestion. Le temps de séjour de la boue dans l’ouvrage est alors inférieur à une journée. La boue chauffée (donc hygiénisée) est ensuite admise dans un digesteur anaérobie mésophile qui réduit les MV.

Il s’agit d’une oxydation biologique effectuée par injection d’air dans une cuve agitée [Figure I.8]. Le principe n’est donc pas fondamentalement différent de celui des boues activées, aux concentrations et à la température près. Toutefois, au – dessus de 40°C la flore impliquée n’est plus la même.

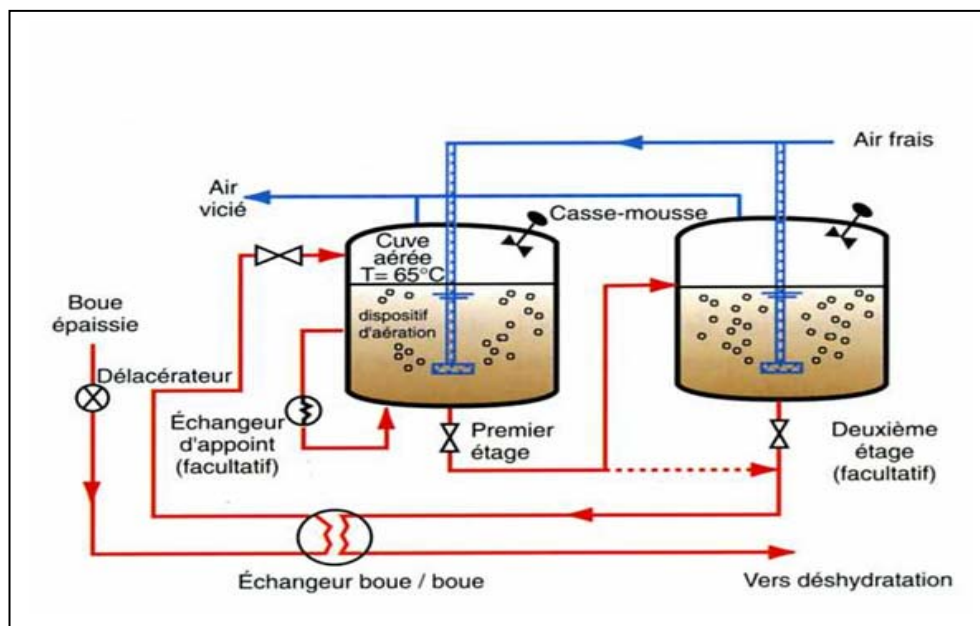


Figure I.8 : Principe de fonctionnement d’un stabilisateur aérobie thermophile [source OTV]

La réduction des matières volatiles, paramètre clé du dimensionnement, dépend de l’activité de la flore aérobie. Celle – ci est liée, notamment, aux caractéristiques de la boue à traiter, à la température et au temps de séjour dans le réacteur.

Application	Stabilisation aérobie			Prédigestion
Temps de séjour	2 jours	4 jours	6 jours	16 heures
Température	60°C	60°C	55°C	65°C
Réduction des MV (%)	16 à 25	34 à 38	36 à 40	6 à 7
Réduction des MS (%)	11 à 14	22 à 24	23 à 25	4 à 5

Tableau I.7 : Performances de la stabilisation aérobie thermophile [Source OTV]

▪ Le compostage

Le compostage remplit trois fonctions :

- la stabilisation
- l'hygiénisation
- le séchage de la boue⁴

Le compostage est une technique familière et éprouvée. Depuis longtemps, l'épandage de fumiers agricoles mélangés à des supports ligneux – tels que la paille – permet de recycler le carbone et l'azote en agriculture.

Néanmoins, le compostage réalisé par des agriculteurs est effectué en milieu anaérobie (absence d'air), ce qui limite la montée en température et génère de mauvaises odeurs.

Cette technique consiste à aérer un mélange de boues fraîches et de coproduits (auquel peut être ajouté du compost recyclé) puis à laisser évoluer l'ensemble pendant plusieurs semaines.

• Les différentes techniques de compostage

L'aération constitue le cœur du procédé. Elle peut être assurée par simple retournement périodique, par ventilation forcée, ou par combinaison de ces deux techniques.

➤ La fermentation lente en andains retournés

L'aération est assurée par simple retournement. C'est la technique la plus ancienne. Très proche des pratiques agricoles, elle consiste à réaliser des tas (ou andains) qui sont retournés périodiquement. La bonne qualité du compost est directement liée à l'habileté de l'opérateur et à la fréquence des retournements (par exemple, une fois par jour lors de la phase thermophile puis trois fois par semaine).

⁴ Le compostage permet de sécher une boue à 60% de siccité, sans apport d'énergie extérieure. On peut alors parler d'un séchage biologique autothermique.

➤ La fermentation accélérée

- **La fermentation en silo fermé**

L'aération est effectuée par ventilation seule. Le compostage est réalisé dans une ou plusieurs tours alimentées en continu.

- **La fermentation par aération forcée**

L'aération est par ventilation, via un réseau de drains. Dans les petites unités, une simple tuyauterie perforée suffit.

- **La fermentation accélérée avec retournement**

L'aération est assurée à la fois par ventilation et par retournement. Cette technique combine la fermentation par aération forcée et la fermentation lente en andains retournés, présente deux principaux avantages :

- ✓ Une meilleure homogénéité du produit, donc une hygiénisation plus poussée
- ✓ Une réduction possible du temps de séjour à 14 jours.

• **Les performances du traitement**

Quelle que soit la technique d'aération choisie, le compostage aéré permet d'obtenir :

- ✓ Un produit stabilisé ne générant aucune nuisance olfactive
- ✓ Une hygiénisation poussée détruisant les semences végétales indésirables et, surtout, les pathogènes.
- ✓ Une texture semi sèche qui facilite la manutention, le stockage et l'épandage (siccité de 50 à 60%, densité apparente de l'ordre de 0,5).
- ✓ Une composition conforme aux exigences de sols très divers, en terme de fertilisation et d'amendement humique.

La valeur agronomique du compost réside non seulement dans sa teneur en éléments fertilisants (azote essentiellement), mais aussi dans la présence de matières humiques. Le produit permet ainsi une bonne revégétalisation des sols appauvris par les engrais minéraux.

Le compost constitue une véritable valorisation de la boue permettant, à partir d'un déchet, d'évacuer un amendement organique proche d'un terreau. Il est directement utilisable en agriculture, viticulture, horticulture, arboriculture, ou pour fertiliser les espaces verts.

- *Les voies chimiques*

▪ **Le chaulage**

Le chaulage remplit deux fonctions principales :

- la stabilisation
- l'hygiénisation de la boue.

Il permet aussi d'en améliorer la siccité et la texture. Les objectifs et les intérêts du chaulage sont les suivants :

- **Stabilisation** par élévation du pH au – delà de 12, détruisant ou inhibant la biomasse responsable de la dégradation.
- **Hygiénisation** par augmentation du pH, et élévation momentanée de la température lorsque le traitement est réalisé à la chaux vive.
- **Augmentation de la siccité** par effet conjoint du mélange de la boue avec un produit sec et (en cas d'utilisation de chaux vive) de l'évaporation de l'eau et de sa transformation en eau de constitution de la chaux éteinte.
- **Amélioration de la tenue en tas**, notamment en cas de stockage avant épandage. Cette propriété est particulièrement intéressante lorsque la boue déshydratée est pâteuse.
- **Apport d'un amendement calcique** pour les terres acides

La chaux utilisée peut se présenter sous deux formes différentes : **Chaux vive (CaO)** ou **chaux éteinte (Ca (OH)₂)**.

- **La chaux est une base forte** – Elle permet d'atteindre et de maintenir un pH de 12, dont l'action est doublement stabilisatrice :
 - par inactivation des germes
 - par déplacement de l'équilibre physico – chimique des molécules soufrés malodorantes (en pH basique, le dégagement de ces composés soufrés malodorants est inhibé).
- **Lorsque le traitement est réalisé à la chaux vive** – La réaction avec l'eau de boue produit deux actions supplémentaires :
 - une action déshydratante poussée, par migration d'une partie de l'eau libre de la boue vers la chaux vive. Celle – ci réagit alors avec l'eau pour former de la chaux éteinte.
 - Une action germicide, par augmentation de la température et du pH.

La technique de chaulage permet d'atteindre certaines performances qui sont les suivantes :

- **Quand la dose de chaux appliquée est suffisante, la stabilisation peut être maintenue durant plusieurs mois.**

La dose de chaux nécessaire dépend de la nature de la boue, ainsi que des conditions et du temps de stockage. **Une bonne stabilisation** est obtenue lorsque la dose de chaux vive dépasse 30% de la teneur en MS. Le dosage peut aussi être fonction du niveau de siccité recherché. **La dose permettant d'obtenir un pH 12** dépend du pouvoir

tampon de la boue. Elle doit être déterminée expérimentalement, puis faire l'objet d'un suivi durant plusieurs jours, voire plusieurs semaines. En effet, le pH obtenu après mélange évolue avec le temps, et ce d'autant plus rapidement que sa valeur initiale est basse.

- L'indice de fermentescibilité est pratiquement nul.
- Diminution des paramètres d'hygiénisation à travers l'élimination des Coliformes et la réduction des Helminthes.

▪ La stabilisation aux nitrites

La stabilisation aux nitrites étant réalisée sur boue épaissie, les nuisances olfactives sont éliminées dès le début de la filière. La boue peut ensuite être stockée plusieurs mois, sans dégager d'odeurs.

Cette technique permet de stabiliser la boue, mais aussi de hygiéniser de façon plus ou moins importante, selon le mode de traitement utilisé :

- stabilisation + hygiénisation partielle
- stabilisation + hygiénisation poussée

Ce procédé [Figure I.9] constitue une alternative au chaulage, en substituant le schéma « épaissement – stabilisation aux nitrites – déshydratation » au schéma « épaissement – déshydratation – chaulage ».

Il est donc très impliqué lorsque les parcelles d'épandage ne peuvent accueillir de boues chaulées (sols alcalins).

La stabilisation aux nitrites est bien adaptée aux usines de petite taille, pour lesquelles une déshydratation suivie d'un chaulage n'est pas envisageable économiquement.

A la différence d'une boue déshydratée chaulée, une boue déshydratée après stabilisation aux nitrites peut être admise sans problème dans un four à lit fluidisé. D'autre part, cette technique permet d'améliorer la siccité de la boue déshydratée, donc son auto – combustibilité.

Le procédé peut être mis en œuvre selon deux modes.

- Mode stabilisation + hygiénisation partielle – La boue épaissie est admise dans un milieu acide maintenu à un pH de l'ordre de 3. Elle est alors soumise, pendant un minimum de 30 minutes, à l'action des ions nitrites NO_2^- .

Ce traitement oxyde les composés malodorants (H_2S , mercaptans...) et élimine les agents responsables de la dégradation des matières organiques (action bactéricide).

- Mode stabilisation +hygiénisation poussée – Le principe de fonctionnement est le même que dans le premier cas, mais les paramètres de fonctionnement sont optimisés :
 - pH plus faible : de l'ordre de 2
 - temps de séjour plus long : au moins 2 heures.
 - Concentration plus forte en nitrites.

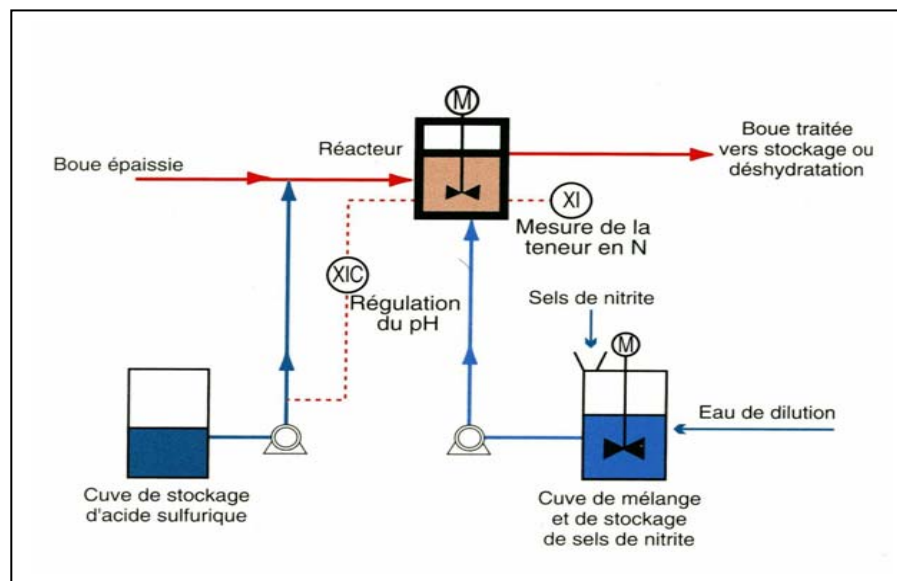


Figure I.9 : Principe de fonctionnement 'une unité de stabilisation aux nitrites [procédé OTV SAPHIR^R, Source OTV]

Les nuisances olfactives sont supprimées et la fermentation inhibée. Exprimée en indice de fermentescibilité, la réduction est de 6 après neuf mois de stockage. Cet indice se rapproche de celui d'un compost arrivé à maturation. **Le procédé apporte une stabilisation à long terme.**

Au niveau de l'hygiénisation, **le mode stabilisation + hygiénisation partielle** permet d'éliminer les germes de contamination. **Le mode stabilisation + hygiénisation poussée** permet d'éliminer également les germes de contamination mais aussi les formes sporulées.

Ce procédé permet d'améliorer la déshydratabilité. En effet la destruction des protéines de la boue en milieu acide permet un gain de siccité de 2 à 4 points, à conditions d'utiliser un polymère approprié. Il s'agit généralement de polymère en poudre, moins onéreux en exploitation que les polymères liquides.

Dans la mesure où elle permet d'améliorer la déshydratabilité, la stabilisation aux nitrites peut être utilisée avant une oxydation thermique, pour améliorer l'auto – combustibilité de la boue.

- La voie physique (séchage à + de 90%)

Hormis la **réduction de volume** et **l'amélioration de la texture**, le séchage à plus de 90% remplit deux autres fonctions.

- ✓ La stabilisation : une siccité élevée correspondant à une faible activité de l'eau, inhibe tout développement microbien.
- ✓ L'hygiénisation : la montée en température détruit les germes pathogènes.

Pour éviter les développements microbiens, il est indispensable de limiter la teneur en eau de la boue.

Annexe I : Les techniques de traitement des boues

- Lorsque la boue n'est pas stabilisée, l'inactivation de l'ensemble des germes n'est possible qu'au – delà d'un seuil de siccité de 85 à 90%. Aussi recherche t – on généralement un siccité supérieure à 90% en sortie de sécheur.
- Lorsque la boue est totalement ou partiellement stabilisée, à l'instar de la boue digérée, elle peut être séchée à une siccité moindre : 60 à 65% (pour faciliter le stockage et la manutention, le **caractère émottable** est généralement recherché). Elle s'apparente alors à une boue compostée finement criblée, tant au niveau de la texture qu'en terme de stabilisation.

L'évaporation de l'eau contenue dans la boue nécessite un apport thermique qui permet de détruire un certain nombre d'agents pathogènes, sous réserve que le temps de contact soit suffisant.

- Comparaison des différentes techniques de stabilisation

Performances	Voies Biologiques			Voies Chimiques		Voie Physique
	Digestion anaérobie mésophile	Stabilisation aérobie thermophile (6 jours;>50°C	Compostage	Chaulage	Stabilisation aux Nitrites	Séchage >90%
Incidence sur la quantité de MV	moins de 50%	moins de 40%	moins 45%	0%	Légère diminution	0%
Incidence sur le volume à évacuer	moins de 30%	moins de 20%	Légère augmentation	10%	0%	moins de 67%
Siccité de la boue après déshydratation ou séchage	25%	20%	50%	30%	28%	> 90%
Stabilisation	Bonne	Bonne	Excellente	Bonne	Bonne	Bonne
Hygiénisation	Moyenne	Bonne	Excellente	Moyenne à bonne	Moyenne à bonne	Excellente
Durée de stockage si produit conservé tel que	plusieurs mois	plusieurs mois	Illimitée	plusieurs mois	plusieurs mois	Illimitée
Valorisation agricole	Très bonne	Bonne	Excellente	Moyenne à excellence	Moyenne à bonne	Bonne

Tableau I.8 : Les différentes techniques de stabilisation

LE SECHAGE THERMIQUE

Le séchage, qui consiste à évaporer l'eau contenue dans une boue déjà déshydratée, poursuit quatre objectifs :

- **P'élimination partielle ou totale de l'eau interstitielle** pour réduire le volume
- **P'augmentation de la valeur calorifique**, avant oxydation thermique
- **la stabilisation, voire l'hygiénisation**, lorsque la siccité est supérieure à 90%.
- **P'amélioration de la texture de la boue** avant épandage.

Le taux de siccité obtenu pouvant varier de 35 à plus de 90 %, le seuil recherché est fonction des objectifs et des contraintes liés à la nature de la boue et à la destination finale choisie.

Une filière de valorisation agricole intègre plutôt un procédé de séchage poussé ou total. A l'inverse, le séchage partiel est surtout recherché avant incinération.

- **Les différents seuils de séchage**

Il existe trois seuils de séchage possibles.

- **Le séchage partiel : 30 à 45% de siccité**

Destination finale : incinération dans un four spécifique

Il permet d'atteindre un niveau siccité compris entre 30 et 45 % qui assure l'auto – combustibilité de la boue en cas d'incinération dans un four spécifique.

- **Le séchage poussé : de 60 à 90% de siccité**

Destinations finales : valorisation agricole – co –incinération

Il permet d'atteindre une siccité de 60% au minimum.

- **En cas de valorisation agricole** – l'objectif est de limiter les volumes ou les masses à stocker ou transporter.
- **En cas de co – incinération** – l'objectif est d'obtenir une boue en ayant le même PCI que les ordures ménagères, afin de perturber le moins possible le fonctionnement du four. Un PCI semblable à celui des OM s'obtient avec une boue à environ 60%. A cette siccité, le bilan thermique du four n'est pas modifié, à condition de réduire la quantité d'ordures ménagères à incinérer. Par exemple, si l'on introduit une tonne de boues dans le four d'OM, il est nécessaire d'incinérer une tonne d'ordures ménagères en moins.

- **Le séchage total (plus de 90% de siccité)**

Destinations finales : valorisation agricole – incinération dans un four spécifique – co – incinération

- **En cas de valorisation agricole** – ce niveau de siccité permet de satisfaire à deux objectifs :
 - **limiter les masses à transporter** : pour faciliter la manutention, la boue sèche se présente souvent sous forme de granulés, plutôt que sous forme pulvérulente.
 - **Hygiéniser la boue** : il peut être nécessaire de stabiliser, d'hygiéniser et de rendre la boue stockable à long terme, dans l'attente des périodes d'épandage.

- En cas d'incinération dans un four spécifique – une partie de la boue peut être totalement séchée. Elle est ensuite mélangée avec une boue non séchée, fin d'obtenir un produit à environ 35% de siccité (45% maximum).
- En cas de co – incinération – le séchage total peut être utilisé dans trois cas :
 - lorsque la boue doit être véhiculée sur de longues distances, et qu'il est nécessaire de limiter les masses à transporter
 - Lorsque l'on cherche à limiter au maximum les coûts de co – incinération, qui sont fonction du tonnage de boues à brûler
 - Lorsque la co – incinération constitue une solution de secours à la valorisation agricole de boues séchées à plus de 90%.

Afin de ne pas perturber le fonctionnement du four d'OM, la quantité de boue injectée est alors moins importante que s'il s'agissait d'une boue à 60%, et le mélange boues - OM doit être très homogène.

- Quelles filières de séchage choisir ?

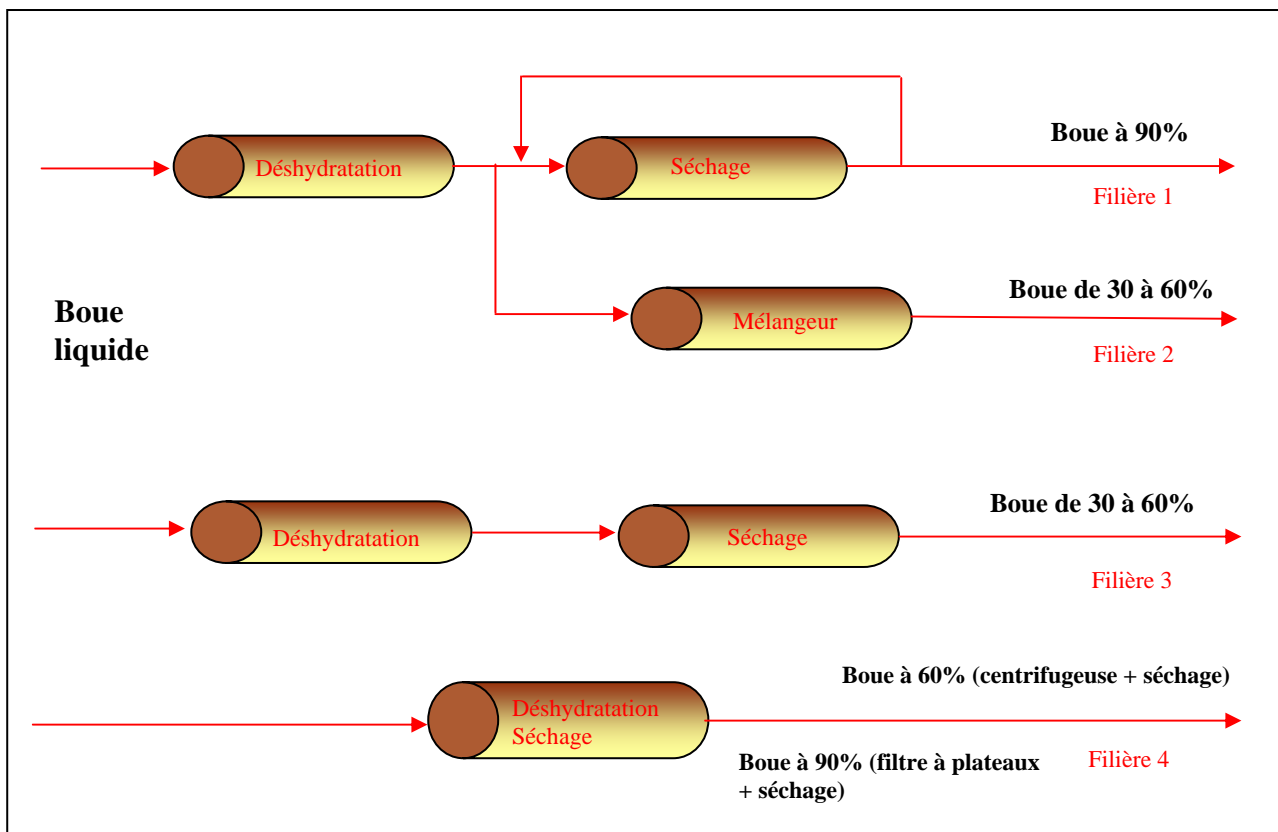


Figure I.10 : Les différentes filières de séchage

L'intégration du séchage dans la filière de traitement des boues est le plus souvent réalisée par incorporation d'un sécheur en aval de la déshydratation [Figure I.10] (Filière 1, 2, 3) ou, parfois, par la mise en place d'un équipement couplant la déshydratation et le séchage dans un même appareil (filière 4). Par ailleurs, une boue partiellement séchée peut être obtenue, soit directement dans un sécheur (filière 3), soit par mélange d'une boue totalement séchée et d'une boue déshydratée (filière 2).

Le choix de la filière de séchage s'effectue en fonction des objectifs recherchés, tels que les voies de valorisation mises en place, la fiabilité souhaitée, la nature de la boue.

- Une usine qui dispose d'une double filière de valorisation (agricole et thermique), par exemple, aura tendance à privilégier un séchage à 90% pour la valorisation agricole, et un mélange de ces boues séchées à 90% avec des boues non séchées pour l'oxydation thermique.
- La mise en place d'équipements à fonction double (déshydratation et séchage) permet de gagner en compacité et simplicité des installations. En revanche, elles est très sensible à la nature de la boue, et reste plutôt réservée aux boues stabilisées biologiquement.

Une boue non totalement séchée n'est pas biologiquement stable si elle n'a pas été stabilisée en amont du séchage. Le choix de la configuration doit en tenir compte.

Il existe deux types de sècheurs. Ces dernières sont explicitées dans le chapitre III et IV objets de la modélisation de ces derniers.

Il n'existe pas une filière ou de sécheur idéal. Le choix de la technique à adopter repose sur la prise en compte des objectifs recherchés pour la destination finale de la boue, et des contraintes locales.

Il dépend :

- de la siccité souhaitée, en fonction de la destination finale de la boue : valorisation agricole, incinération dans un four spécifique, co – incinération
- de la nature de la boue et de la quantité à traiter
- des conditions d'exploitation (temps de fonctionnement, stockage)
- de la souplesse de fonctionnement et de la fiabilité recherchées
- des équipements installés sur le reste de la filière de traitement.

	Avantages	Inconvénients
Sécheur direct	Appareil de technologie simple Granulation plus aisée de la boue Faible temps de séjour de la boue dans le sécheur	Equipements périphériques sophistiqués et souvent volumineux Plus sensible à la nature de la boue
Sécheur indirect	Simplicité des équipements périphériques Plus facilement sécurisable Faible débit gazeux à traiter	Sécheur sophistiqué Capacité évaporatoire limitée Généralement, fort temps de séjour de la boue dans le sécheur

Tableau I.9 : Comparaison des différentes techniques de séchage

L'OXYDATION THERMIQUE

- Généralités

L'oxydation thermique est la filière qui correspond le mieux aux critères de réduction de volume et d'hygiénisation. La boue est complètement minéralisée et les germes pathogènes détruits.

Quelle que soit la technique utilisée, ce traitement fait appel à des réactions de combustion qui mettent en œuvre les réactions d'oxydation.

Cette opération suppose que deux facteurs soient réunis :

- la boue doit être injectée dans une chambre maintenue en température pendant un temps assez long pour détruire les molécules organiques et les réduire en éléments radicaux.
- L'apport en oxygène doit être suffisant pour oxyder les radicaux formés en composés simples (gaz carbonique et eau, principalement).

Compte tenu des températures mises en jeu, l'optimisation énergétique du système de combustion constitue un élément essentiel. Elle est obtenue par la recherche de l'auto – thermicité et la récupération de l'énergie contenues dans les fumées produites.

Il existe deux grands principes d'oxydation appliqués aux boues :

- En phase gazeuse : incinération et co – incinération
- En phase liquide : oxydation par voie humide (OVH)

- Les différentes techniques d'oxydation thermique

Les différentes techniques sont classées en fonction des principes de combustion mis en jeu.

- L'incinération dans un four spécifique, cette opération s'effectue généralement dans des fours à lit de sable fluidisé, plus simples d'exploitation que les incinérateurs conventionnels tels que les fours tubulaires rotatifs ou les fours à pyrolyse combustion, car ils ne contiennent pas d'éléments mécanique dans les zones chaudes.
 - Les fours rotatifs et les fours à grilles sont plutôt conçus pour détruire les déchets industriels ou urbains. Leur utilisation sur les boues reste limitée à des situations particulières où les boues ne représentent qu'une très faible partie des déchets à brûler.
 - Les fours à soles étagées sont particulièrement indiqués pour traiter des combustibles à bas point de fusion. Ils acceptent facilement des refus de dégrillage et des ordures ménagères concassées. En revanche, ils s'accommodent moins bien de boues trop fluides, ou de boues comportant des solvants et des huiles. Dans ce cas les risques de « coups de feu » sont importants.
- La co – incinération avec les ordures ménagères, l'opération s'effectue soit par pulvérisation d'une boue à 25% de siccité directement dans le four d'ordures ménagères, soit par mélange d'une boue séchée (60 à 98% de siccité) avec les déchets ménagers.

- L'élimination thermique par oxydation par voie humide (OVH), la combustion est réalisée en milieu liquide sous pression (40 à 50 bar) et à température modérée (250°C), en présence d'un oxydant (air ou oxygène).

	Avantages	Inconvénients
L'incinération sur lit fluidisé	<p>Bien adapté aux grosses installations</p> <p>Pas de transport de boue lorsque le four est installé sur le site de l'usine (cas général aujourd'hui)</p> <p>Forte réduction des masses et volumes</p> <p>Stockage limité</p>	<p>Traitement des fumées</p> <p>Réservé actuellement aux usines de grande ou moyenne taille</p>
La co -incinération	<p>Limite généralement les investissements</p> <p>Solution de secours</p>	<p>Dépend de la proximité du four d'OM</p> <p>Dépend de la capacité du four d'OM</p> <p>Transport de boues Séchage souvent nécessaire</p>
L'oxydation par voie humide (OVH)	<p>Travaille sur boue épaissie</p> <p>Technologie propre qui limite le traitement des fumées</p> <p>Limite la déshydratation</p>	<p>Equipement sous pression</p> <p>Moins adapté aux grandes usines</p>

Tableau I.10 : Comparaison des différentes techniques d'oxydation thermique

ANNEXE II

CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DES DISPOSITIFS DE SECHAGE ET DE METHANISATION MIS EN ŒUVRE IN SITU ET INSTRUMENTATION

ANNEXE II.A : Séchoir mixte : présentation de la première configuration expérimentale

ANNEXE II.B : Séchoir mixte : présentation de la deuxième configuration

ANNEXE II.C : Instrumentation du séchoir mixte

ANNEXE II.D : Mise en œuvre du séchoir serre et de son système de retournement ; Instrumentation du dispositif

ANNEXE II.E : Dispositif global du réacteur biologique

ANNEXE II.A : Séchoir mixte : présentation de la première configuration expérimentale

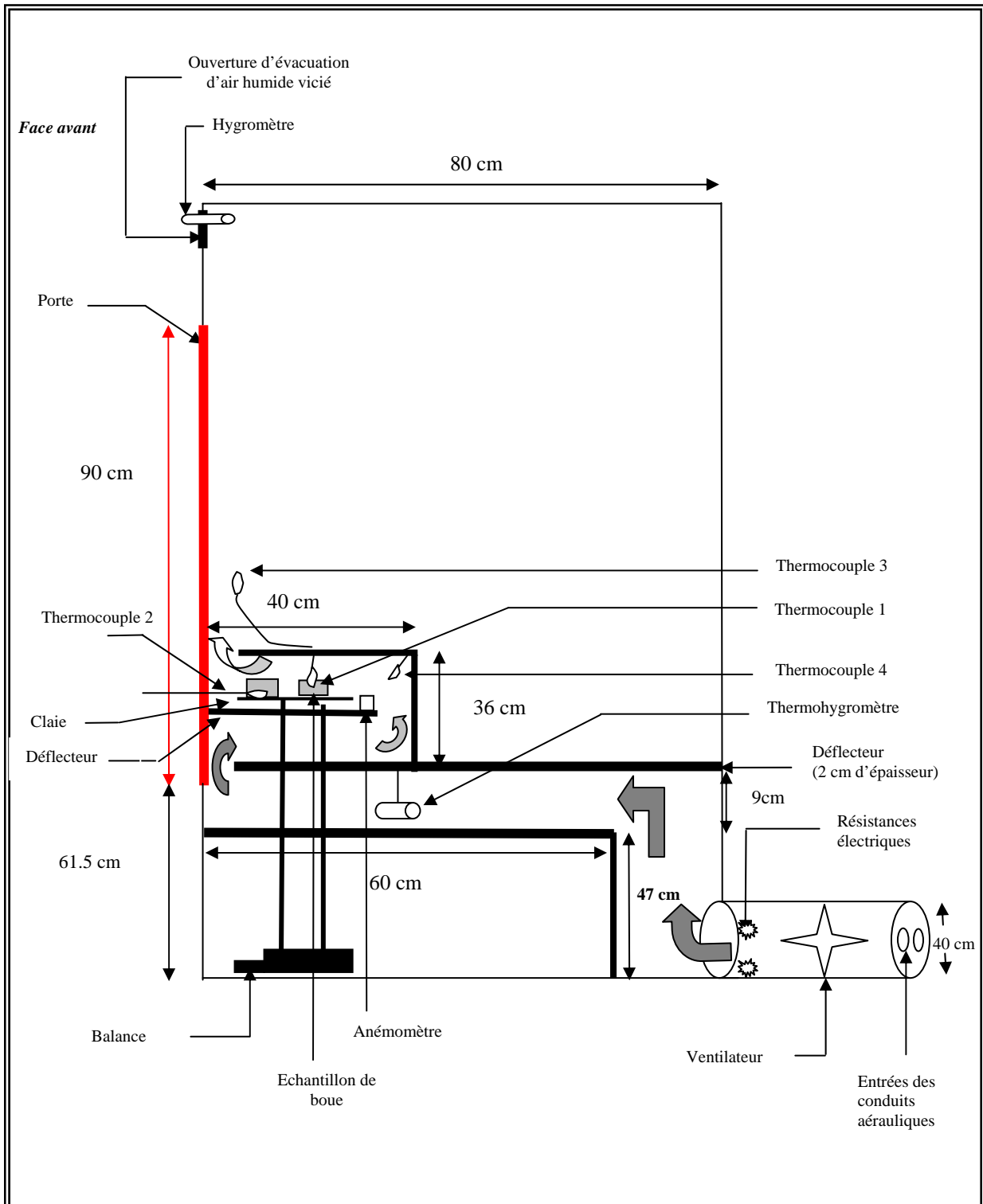


Figure.II.1 : Disposition des différents capteurs à l'intérieur de l'enceinte de séchage correspondant à la modélisation des paramètres de cinétique de séchage

ANNEXE II.B : Séchoir mixte : présentation de la deuxième configuration

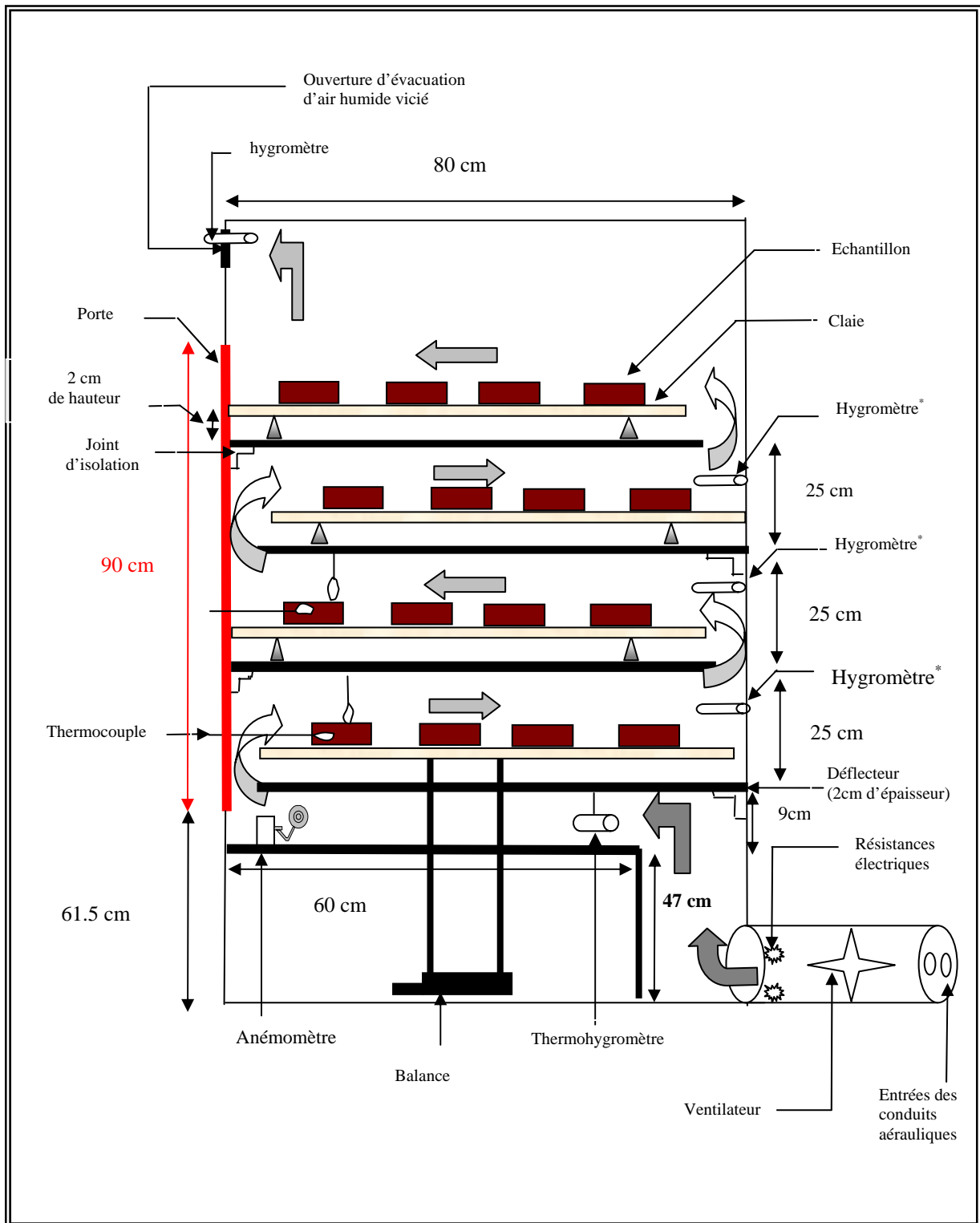


Figure.II.2: Schéma spécifiant la disposition des différents capteurs à l'intérieur de la deuxième configuration

ANNEXE II.C : Instrumentation et grandeurs mesurées du séchoir mixte

La disposition des capteurs dépend bien évidemment de la grandeur que nous voulons mesurer.

■ Mesure de la température pariétale

Le thermocouple utilisé devra se situer perpendiculairement à la surface de la boue. De plus il devra suivre un fil rigide qui sera lui aussi situé à la normale de la surface afin de ne pas subir les fluctuations de l'air asséchant car le thermocouple devra se situer à l'interface air - produit [Figure II.3].

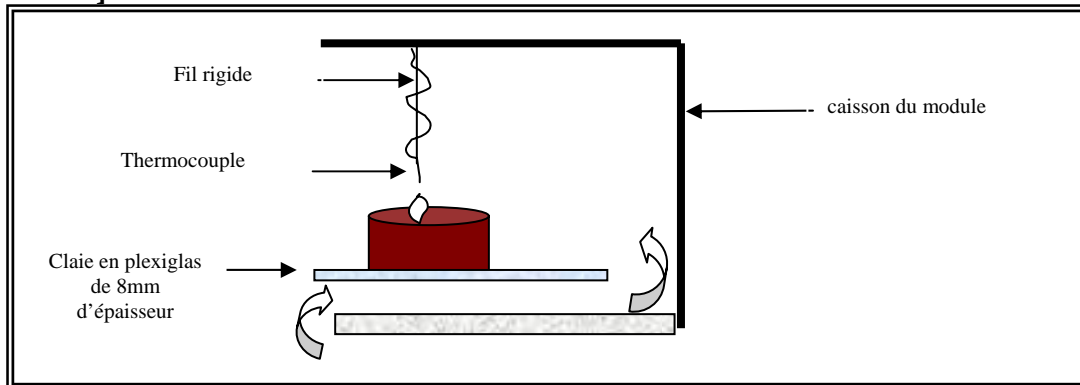


Figure.II.3: Mesure de la température pariétale

■ Mesure de la température de la boue

Pour cette mesure le thermocouple doit être directement mis dans la boue à une hauteur correspondant à la moitié de celle de la boue en faisant attention de ne pas endommager la soudure. L'entrée du thermocouple se fera par le haut afin d'éviter que trop de fil se balade dans le caisson [Figure II.4].

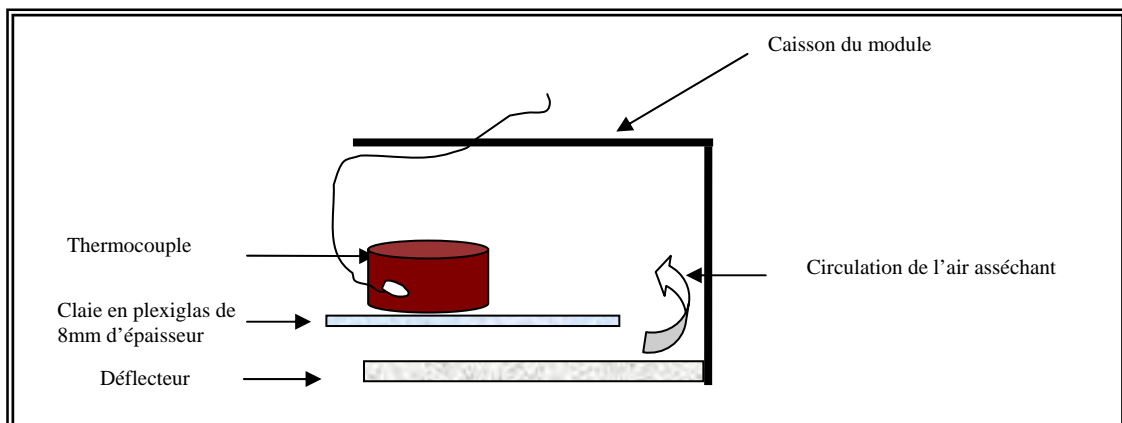


Figure. II.4: Schéma du dispositif permettant la mesure de la température de la boue

- **Mesure de la température de sortie**

Un thermocouple se situera à la sortie du caisson. Lui aussi devra être enroulé autour d'un fil rigide afin de pas être perturbé par les fluctuations de l'air asséchant [Figure II.5].

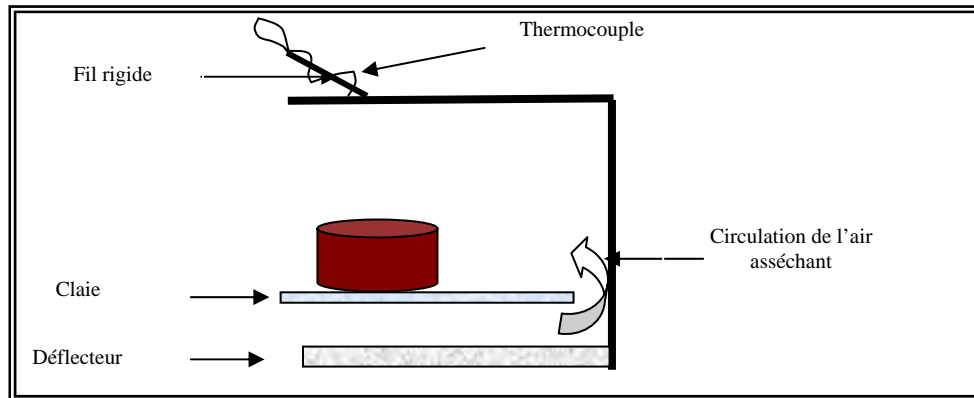


Figure. II.5: Schéma du dispositif permettant la mesure de la température de sortie

- **Mesure de l'humidité relative de l'air asséchant et de sa température**

Ces deux mesures se font à l'aide d'un thermohygromètre. Ce dernier se trouve en amont du module, la sonde du capteur sera fixée à l'aide d'un collier rattaché à un fil rigide comme nous le montre le dessin suivant étant donné qu'il subit très fortement le souffle de l'air asséchant [Figure II.6]:

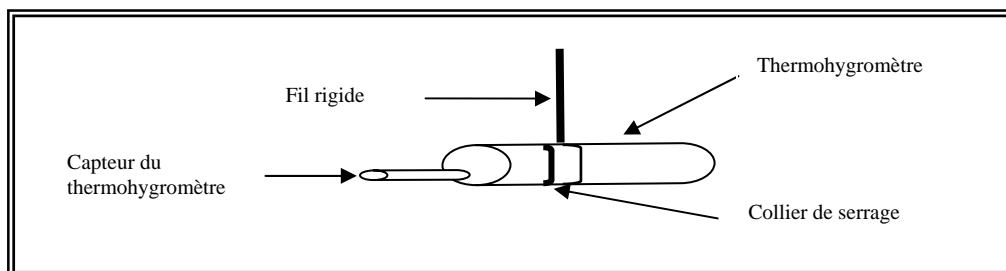


Figure. II.6: Schéma de fixation du thermohygromètre

ANNEXE II.D : Mise en œuvre du séchoir serre et de son système de retournement ; Instrumentation du dispositif

Dans cette phase, nous avons établi les caractéristiques géométriques du séchoir; la forme de l'enceinte, ses dimensions, ainsi que le choix des matériaux constitutifs. Nous nous sommes ensuite focalisés sur l'aspect du système de retournement.

- L'enceinte de séchage

L'analyse bibliographique au niveau des différents séchoirs solaires directs [DAGUENET, 85] et la forme de notre couverture transparente nous ont permis de nous fixer sur la forme et les dimensions de la base de l'enceinte de séchage.

En effet, nous avons pensé à une baie vitrée, disponible sur le marché local, comme couverture transparente. C'est ainsi que nous avons été fixés sur les dimensions et la forme de la base l'enceinte.

C'est une enceinte parallélépipédique d'une base de 2m x 1m, d'une hauteur de 0,5m reposant sur quatre pattes de 0,7m montées sur des roues multidirectionnelles pour faciliter son déplacement et sa manipulation lors du transport et l'expérimentation sur site.

Les matériaux constitutifs de l'enceinte ont été choisis pour répondre aux deux impératifs suivants :

- la robustesse de l'ouvrage
- la résistance aux conditions climatiques

Nous avons pensé ainsi au tube galvanisé pour le squelette de l'enceinte et du contreplaqué marine traité contre l'humidité pour les parois latérales et le châssis de l'enceinte car facile à manipuler.

Le système de retournement

L'idée adoptée pour le système de retournement est une herse couplée avec deux moteurs électriques de manière à ce que la herse puisse effectuer :

- un mouvement de translation dans le sens de la longueur
- un rotation autour de son axe lors de la translation.

Le mouvement de cette herse permet de remuer la boue et son action est programmable.

Les éléments principaux du système sont présentés ci-dessous :

- **La herse**

L'idée adoptée pour la herse est celle d'un tube central traversé de part et d'autre par des tiges métalliques dans des plans parallèles à la section transverse du tube.

▪ Le dispositif de translation

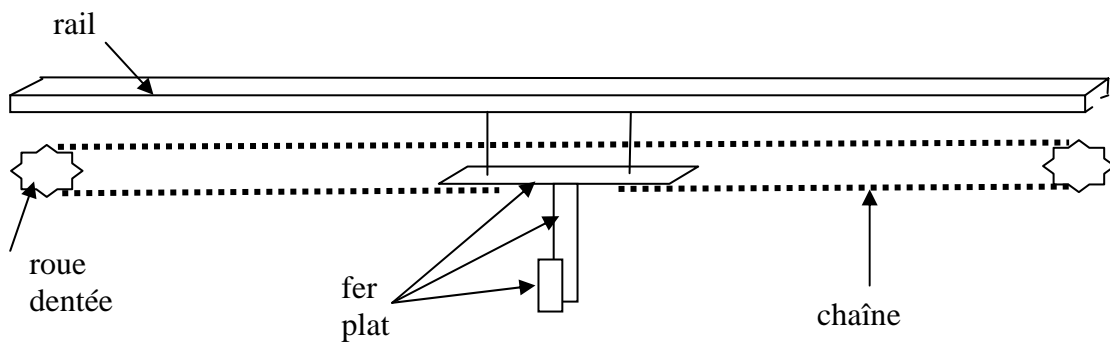


Figure II.7 : dispositif de translation

Nous avons pensé à un élément en T solidaire d'un rail et d'une chaîne disposée sur deux roues dentées qui en rotation entraîne l'ensemble T, herse dans un mouvement de translation.

Réalisation du séchoir

Les éléments principaux de la structure sont au nombre de cinq:

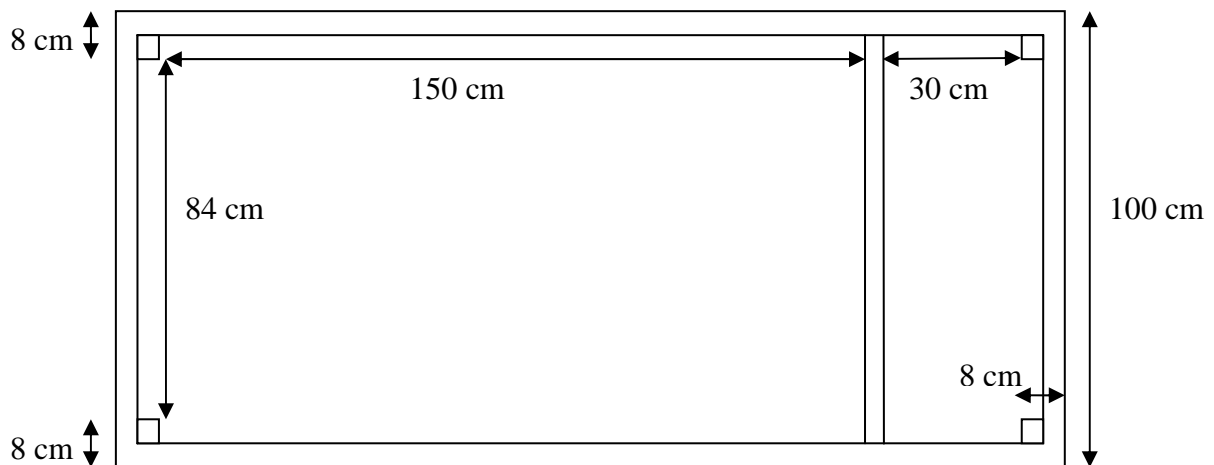
- l'armature
- les parois latérales et le châssis
- la couverture
- le bac
- le système de retournement

Les détails structurels et fonctionnels de chaque élément sont donnés ci-dessous:

- Armature

C'est l'élément sur lequel viennent se fixer toutes les autres composantes, elle constitue le squelette du séchoir. Afin d'assurer la robustesse on utilise le tube carré.

On a utilisé 16,48m de tube carré (4cm x 4cm) galvanisé pour réaliser l'ouvrage. Des morceaux de tube de longueur appropriée sont coupés et soudés pour former le parallélépipède. Les schémas suivants donnent les dimensions de la structure:



Annexe 2 : Caractéristiques techniques des dispositifs de séchage et de méthanisation mis en œuvre in situ et instrumentation

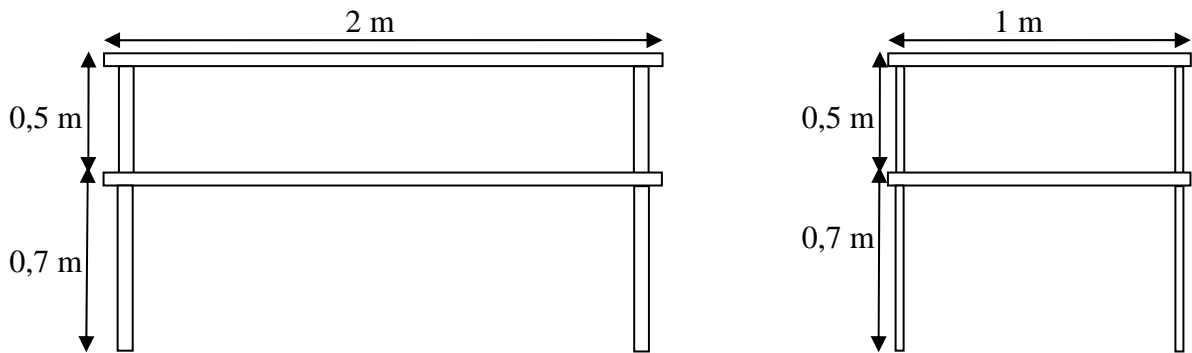


Figure II.8 : vues de coté avec les côtes

L'armature finale se présente comme ceci :



Figure II.9: l'armature

- Les parois latérales et le châssis

L'adjonction des parois à l'armature constitue l'enceinte de séchage, siège de l'évaporation. Elles ont pour but d'absorber et de piéger le rayonnement solaire incident mais aussi de résister aux conditions climatiques sur le site.

Notre choix s'est porté sur du contreplaqué marin - bois traité contre l'humidité. Les plaques ont été coupées et fixées sur l'armature à l'aide de gonds pour les parois verticales. En ce qui concerne le châssis, il a été déposé sur le cadre inférieur de l'armature. Toutes les plaques ont été peintes en jaune. Le schéma suivant montre la disposition d'une plaque sur le squelette :

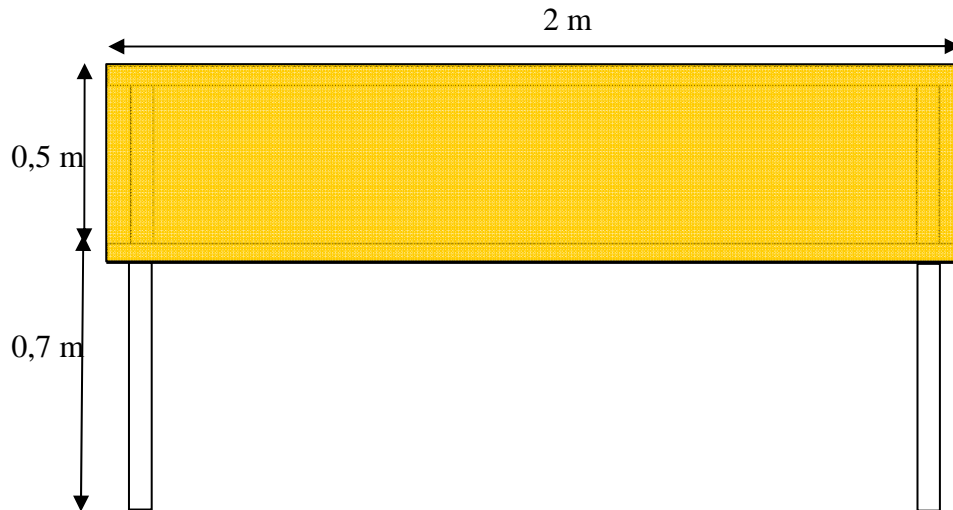


Figure II.10 : disposition de la paroi sud

- La couverture

La fonction principale de la couverture est de transmettre dans l'enceinte le rayonnement solaire afin de le piéger avec l'aide des cinq autres parois. On a choisi comme couverture une baie vitrée de dimension 2m x 1m et une épaisseur de vitre de 8mm.

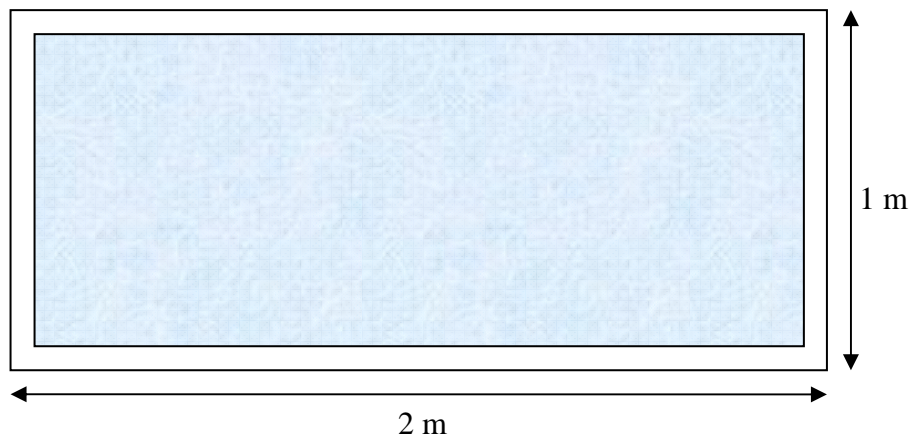


Figure II.11 : la baie vitrée

- Le bac

Le bac sert à contenir la boue, on l'a fabriqué en tôle galvanisée pour prévenir de la rouille qui pourrait se produire lors du contact avec la boue humide. Il mesure 1,5m x 0,8m x 0,15 m.

Le système de retournement

- **La herse:**

La herse est constituée d'un tube central en PVC d'une longueur de 90cm et d'un diamètre de 3cm. Le tube est traversé de part et d'autre par des tiges métalliques dans des plans parallèles à la section transverse sur une longueur de 80cm.

Pour pouvoir solidariser l'ensemble à un moteur on fixe une tige au centre du tube à l'aide d'une colle. La photo suivante donne un aperçu de la herse:



Figure II.12: la herse

- **Le dispositif de translation:**

À l'aide de fer plat de 40 mm on fabrique un élément en forme de T. Sur la partie horizontale du T on fixe deux crochets sur lesquelles on accroche une chaîne tendue sur les deux roues dentées (40 dents). Le T est solidarifié avec deux cadettes qui s'imbriquent dans le rail qui constitue son parcours. Il y a deux microcontacts sur le rail qui permettent d'alimenter ou de couper l'alimentation du télérupteur, élément responsable du changement de polarité des moteurs, quand la herse arrive en bout de course.

Deux moteurs électriques, le premier fixé au niveau de la roue dentée assure le mouvement de translation et le deuxième solidarifié à l'axe de la herse assure le mouvement de rotation de celui-ci.



Figure II.13: le dispositif de translation

- système de pilotage

La herse est solidaire du moteur Mh. Lorsque ce dernier est alimenté en courant continu 6V provenant du transformateur il tourne autour de son axe et ce faisant entraîne la herse dans un mouvement de rotation sur ce même axe. Un deuxième moteur Mc est utilisé pour translater cette herse tournante sur une longueur équivalente à l'étendu de notre produit. En arrivant en bout de course le chariot actionne un microcontact. Ceci permet l'alimentation de la bobine du télérupteur qui actionne l'interrupteur interne dans la position fermée. L'alimentation du relais occasionne le basculement des interrupteurs dans l'autre position changeant ainsi la polarité des moteurs. Ce basculement inverse le sens de translation et de rotation de la herse.

L'hygromètre à affichage numérique [Figure II.14] qui mesure l'humidité relative à la sortie doit se trouver au niveau des fenêtres d'évacuations c'est-à-dire en aval du séchage comme indiqué ci-dessous :

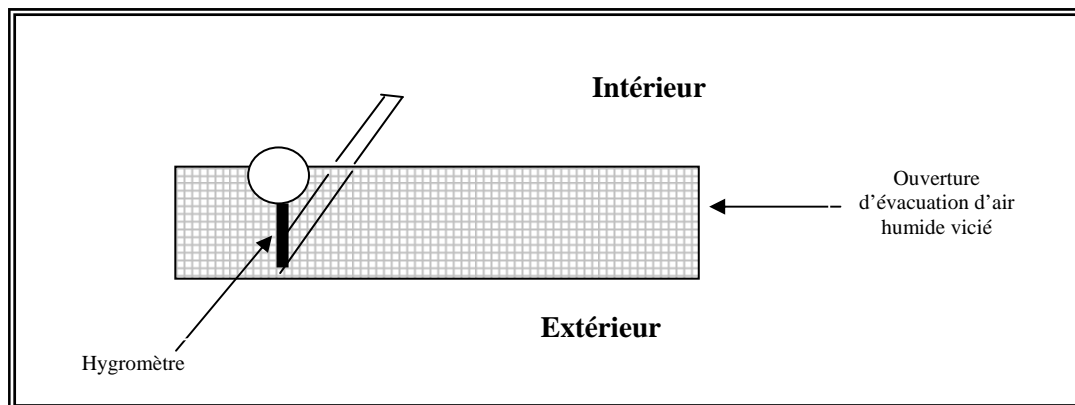


Figure. II.14 : Positionnement de l'hygromètre

Les capteurs utilisés

Les capteurs ont été choisis afin qu'ils fonctionnent dans leurs domaines optimaux respectifs. C'est une étape importante dans toute étude car ces derniers sont les garants de fiabilité et la justesse de nos mesures.

On utilise cinq types de capteurs, les thermocouples, le thermohygromètre, l'anémomètre, le pyranomètre et la balance.

Les raisons qui ont motivé nos choix sont exposées relativement à chaque capteur.

▪ Thermocouples

Les thermocouples de type T (cuivre - constantan) d'une précision de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$, ont été utilisés pour la mesure de températures des parois de l'enceinte et de la température de l'air extérieur. C'est l'étendu de mesure (-192 à $+400^{\circ}\text{C}$) de ce thermocouple qui a précisé notre choix.

▪ Thermohygromètre

On dispose d'un HMP45C, thermohygromètre de marque *Vaisala*. Ce capteur est utilisé pour acquérir les données relatives à l'air asséchant dans l'enceinte à savoir la température et l'humidité relative.

▪ Anémomètre

Ce capteur est utilisé pour mesurer la vitesse moyenne d'écoulement d'air autour de notre dispositif. Le modèle utilisé est un *A100L2* qui consomme très peu de puissance électrique. Elle est dotée de trois coupelles solidaires à un capot de forme cylindrique (le rotor) porté par un axe vertical, l'axe de rotation. Le mouvement du rotor est converti en un signal analogique proportionnel à la vitesse moyenne du vent.

De par sa basse consommation de puissance et de la résistance aux conditions climatiques des matériaux utilisés dans sa fabrication, ce capteur nous a donné des raisons satisfaisantes pour arrêter notre choix.

▪ Pyranomètre

C'est le capteur utilisé pour la mesure du rayonnement globale. Il est constitué d'un élément sensible; typiquement un matériau de couleur noir, sous lequel est disposé une thermopile dont les jonctions sont placées entre l'élément précédent et la base du capteur, en aluminium. La zone sensible du capteur est protégée des conditions climatiques extérieures par deux dômes de verre, qui a pour but d'empêcher les échanges par convection. Quand la zone sensible est illuminée, un flux thermique est généré au sein du matériau résultant en la génération d'un gradient de température entre les deux jonctions de la thermopile. Cet écart de température est ainsi à l'origine de la tension délivrée par le capteur, et permet de remonter à la densité de flux incidente. Le pyranomètre utilisé est un modèle *CM11* de marque Kipp&Zonen.

ANNEXE II.E : Dispositif global du réacteur biologique

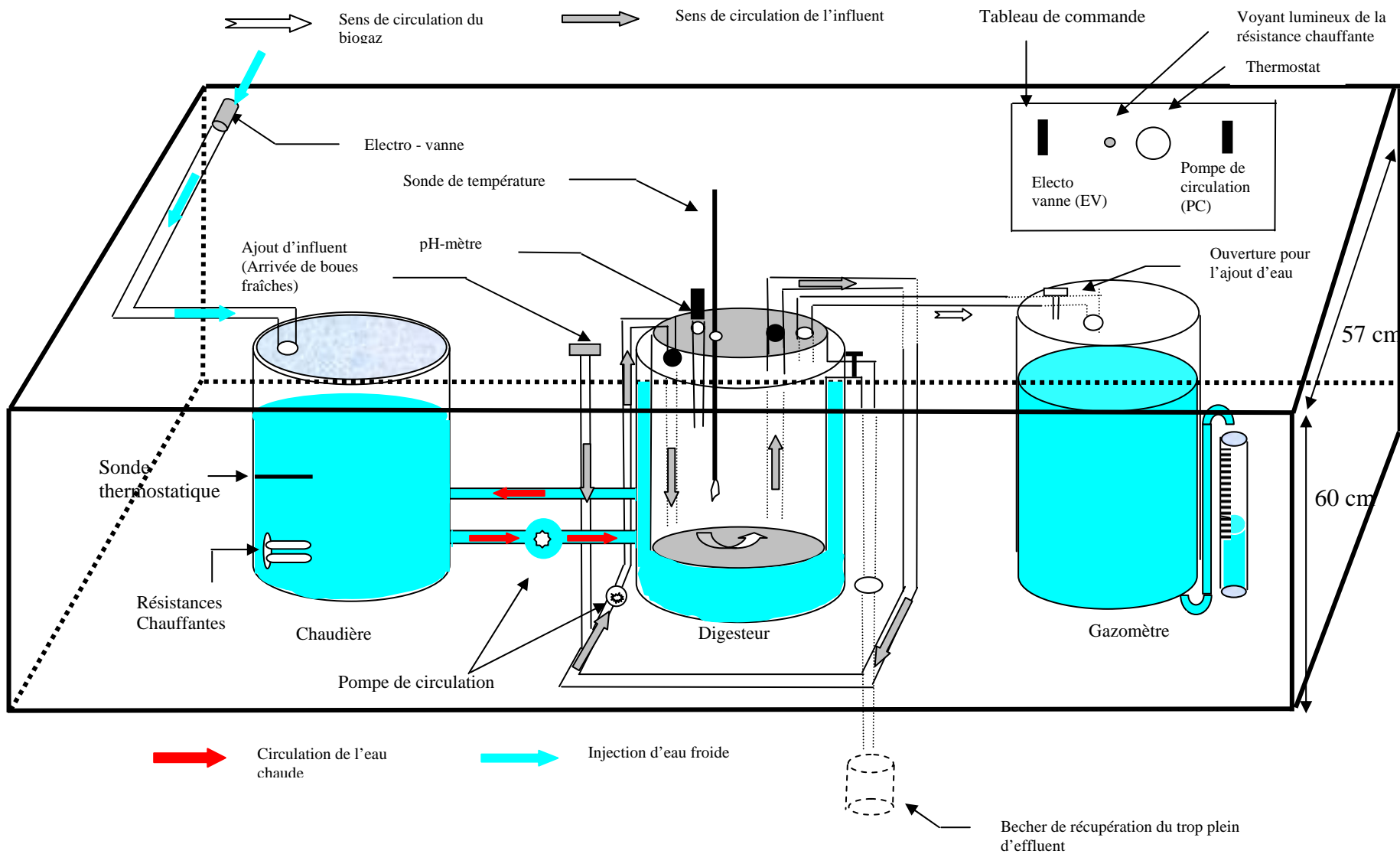


Figure II.15 : Vue détaillée en perspective de l'ensemble du dispositif expérimental de digestion anaérobie

ANNEXE III

EQUATIONS DES BILANS THERMIQUES ASSOCIEES A LA MODELISATION DES DISPOSITIFS DE SECHAGE

ANNEXE III.A : Modélisation de l'insolateur

ANNEXE III.B : Modélisation de l'enceinte de séchage du séchoir mixte

ANNEXE III.C : Modélisation du séchoir serre

ANNEXE III.A : Modélisation de l'isolateur

Les différents bilans énergétiques au niveau des composants et des éléments du système sont obtenus en appliquant la loi d'Ohm à chaque nœud de ce circuit électrique équivalent [Figure III.1] et la discrétisation des équations aux dérivées partielles ainsi obtenues, conduisent au système d'équations de bilan thermique ci-après :

➤ *Au niveau de la face externe de la couverture transparente (nœud T_{ce})*

$$\frac{M_c \cdot Cp_c}{Surf \cdot \Delta t} [T_{ce}(i) - T_{ce}^*(i)] = P_v + h_{vaece} \cdot (T_{ae} - T_{ce}(i)) + h_{rcevc} \cdot (T_{vc} - T_{ce}(i)) + h_{reesol} \cdot (T_{sol} - T_{ce}(i)) + h_{ccc} \cdot (T_{ci}(i) - T_{ce}(i))$$

➤ *Au niveau de la face interne de la couverture transparente (nœud T_{ci})*

$$\frac{M_c \cdot Cp_c}{Surf \cdot \Delta t} [T_{ci}(i) - T_{ci}^*(i)] = h_{ccc} \cdot (T_{ce}(i) - T_{ci}(i)) + h_{vai1ci} \cdot (T_{ai1}(i) - T_{ci}(i)) + h_{mci} \cdot (T_n(i) - T_{ci}(i))$$

➤ *Au niveau de la lame d'air confiné entre la couverture et l'absorbeur (nœud T_{ai1})*

$$\frac{\rho_{ai1} \cdot Cp_{ai1} \cdot e_{ai1}}{\Delta t} [T_{ai1}(i) - T_{ai1}^*(i)] = h_{vai1ci} \cdot (T_{ci}(i) - T_{ai1}(i)) + h_{vai1n} \cdot (T_n(i) - T_{ai1}(i))$$

➤ *Au niveau de l'absorbeur (nœud T_n)*

$$\frac{M_n \cdot Cp_n}{Surf \cdot \Delta t} [T_n(i) - T_n^*(i)] = P_n + h_{van} \cdot (T_{ai2}(i-1) - T_n(i)) + h_{vai1n} \cdot (T_{ai1}(i) - T_n(i)) + h_{mci} \cdot (T_{ci}(i) - T_n(i)) + h_{mi} \cdot (T_{ii}(i) - T_n(i))$$

➤ *Au niveau de la face interne de l'isolant arrière (nœud T_{ii})*

$$\frac{M_i \cdot Cp_i}{Surf \cdot \Delta t} [T_{ii}(i) - T_{ii}^*(i)] = h_{ci} \cdot (T_{ie}(i) - T_{ii}(i)) + h_{vai} \cdot (T_{ai2}(i-1) - T_{ii}(i)) + h_{mi} \cdot (T_n(i) - T_{ii}(i))$$

➤ *Au niveau de la face interne de l'isolant arrière (nœud T_{ie})*

$$\frac{M_i \cdot Cp_i}{Surf \cdot \Delta t} [T_{ie}(i) - T_{ie}^*(i)] = h_{ci} \cdot (T_{ii}(i) - T_{ie}(i)) + h_{vaeie} \cdot (T_{ae} - T_{ie}(i)) + h_{riesol} \cdot (T_{sol} - T_{ie}(i)) + h_{rievc} \cdot (T_{vc} - T_{ie}(i))$$

➤ *Au niveau de l'air caloporteur du conduit utile (nœud T_{ai2})*

Etant donné que $h_{van} = h_{vai}$, nous avons

$$T_{ai2}(i) = T_{ai2}(i-1) + \frac{Surf \cdot h_{van}}{m_{ai2} \cdot Cp_{ai2}} \cdot (T_n(i) + T_{ii}(i) - 2 \cdot T_{ai2}(i-1))$$

Dans ces équations, Δt désigne le pas de temps et l'exposant astérisque (*) indique l'instant $(t - \Delta t)$.

Modèles des différents coefficients d'échange thermique

- Echange thermique par convection

- Entre l'air extérieur et la face externe de la couverture : h_{vaece}

Nous avons utilisé une corrélation due à Kittas [**Kittas, 1980**] :

$$h_{\text{vaece}} = \frac{\rho \cdot \text{Cp}(T_{\text{ae}})}{1045} \left[1,14 \cdot (T_{\text{ce}} - T_{\text{ae}})^{0,5} + 6,97 \cdot V_v^{1,6} \right]^{0,5}$$

dans laquelle, $\rho \cdot \text{Cp}(T_{\text{ae}})$ désigne la capacité calorifique volumique de l'air à pression constante [$\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$] et qui est déterminé comme suit :

$$\rho \cdot \text{Cp}(T) = \frac{1178,1 \cdot 303,16}{T}$$

T étant la température absolue [K] et V_v la vitesse du vent au niveau de la couverture transparente [$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$].

- Entre l'air extérieur et la face externe de l'isolant arrière : h_{vaeie}

Nous avons adopté une formule analogue à la précédente :

$$h_{\text{vaeie}} = \frac{\rho \cdot \text{Cp}(T_{\text{ae}})}{1045} \left[1,14 \cdot (T_{\text{ie}} - T_{\text{ae}})^{0,5} + 6,97 \cdot V_v^{1,6} \right]^{0,5}$$

- Entre l'air confiné et les faces internes du conduit passif : h_{vai1ci} et h_{vai1n}

Un échange de chaleur par convection naturelle intervient entre les deux plans parallèles délimitant la lame d'air confiné. Afin de déterminer le nombre adimensionnel de Nusselt Nu_s relatif à cet échange, nous avons employé les corrélations avancées par O'Toole, Catton, Mulkus et Edwards suivantes [**Daguenet, 1985**] :

$$\left. \begin{aligned} Nu_s &= 1 + 1,446 \left[1 - \frac{1708}{\text{Ra} \cdot \cos(s)} \right]^* && \text{pour } 1708 < \text{Ra} \cdot \cos(s) < 5900 \\ Nu_s &= 0,229 \cdot (\text{Ra} \cdot \cos(s))^{0,252} && \text{pour } 5900 < \text{Ra} \cdot \cos(s) < 9230 \\ Nu_s &= 0,157 \cdot (\text{Ra} \cdot \cos(s))^{0,285} && \text{pour } 9230 < \text{Ra} \cdot \cos(s) < 10^6 \end{aligned} \right\}$$

Autrement, nous avons eu recours à la corrélation de Hollands valable pour $s < 60^\circ$

$$Nu_s = 1 + 1,44 \left[1 - \frac{1708}{\text{Ra} \cdot \cos(s)} \right]^* \cdot \left[1 - \frac{(\sin 1,85)^{1,6} \cdot 1708}{\text{Ra} \cdot \cos(s)} \right] + \left[\left(\frac{\text{Ra} \cdot \cos(s)}{5830} \right)^{1/3} - 1 \right]^*$$

Dans ces corrélations, s [$^\circ$] désigne l'angle d'inclinaison de l'insolateur alors que l'astérisque (*) signifie que la quantité entre crochets est prise égale à 0 pour toute valeur négative. Quant à Ra, c'est le nombre adimensionnel de Rayleigh défini par :

$$\text{Ra} = \text{Gr} \cdot \text{Pr}$$

où

Gr : nombre adimensionnel de Grashoff qui se formule ainsi :

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot e_{ai1}^3}{\nu_{ai1}^2}$$

g : accélération de la pesanteur [$m \cdot s^{-2}$]

β : coefficient de dilatation thermique de la lame d'air confiné considéré comme étant égal à l'inverse de sa température absolue [K^{-1}]

ΔT : écart entre les températures respectives de l'absorbeur et de la face interne de la couverture transparente [K]

e_{ai1} : épaisseur de la lame d'air confiné [m]

ν_{ai1} : viscosité cinématique de la lame d'air confiné [$m^2 \cdot s^{-1}$]

Pr : nombre adimensionnel de Prandtl donné par :

$$Pr = \frac{\mu_{ai1} \cdot Cp_{ai1}}{k_{ai1}}$$

tel que μ_{ai1} , k_{ai1} et Cp_{ai1} sont respectivement la viscosité dynamique [$kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$], la conductivité thermique [$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$] et la capacité calorifique massique à pression constante [$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$] de la lame d'air confiné.

Ainsi, le coefficient d'échange par convection entre l'air confiné et les faces internes du conduit passif s'écrit de la manière suivante :

$$h_{vai1n} = h_{vai1ci} = \frac{Nu_s \cdot k_{ai1}}{e_{ai1}}$$

- Entre l'air caloporteur et les faces internes du conduit utile : h_{van} et h_{vai}

Pareillement qu'à la relation précédente, le coefficient d'échange thermique par convection entre l'air caloporteur et les faces internes du conduit utile s'exprime :

$$h_{van} = h_{vai} = \frac{Nu \cdot k_{ai2}}{D_H}$$

dans laquelle,

k_{ai2} : Conductivité thermique de l'air caloporteur [$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$]

D_H : Diamètre hydraulique du conduit utile [m], calculé par :

$$D_H = \frac{4 \cdot S_d}{P_m}$$

tel que S_d [m^2] désigne l'aire de la section droite du conduit tandis que P_m [m] son périmètre mouillé.

Nu : Nombre adimensionnel de Nusselt déterminé cette fois-ci à l'aide des corrélations établies pour la convection forcée dans un conduit. A cet effet, nous avons choisi dans la littérature [**Daguenet, 1985**] des expressions de Nu dépendant du régime d'écoulement caractérisé par la valeur du nombre adimensionnel de Reynolds :

$$Re = \frac{V_{ec} \cdot D_H}{\nu_{ai2}}$$

V_{ec} [$m \cdot s^{-1}$] étant la vitesse d'écoulement dans le conduit rectangulaire et ν_{ai2} [$m^2 \cdot s^{-1}$] la viscosité cinématique de l'air caloporteur. En outre, ces formules font également intervenir le nombre adimensionnel de Graetz, défini par :

$$G_z = Re \cdot Pr \cdot \frac{D_H}{L_c}$$

où L_c [m] est la longueur du conduit rectangulaire et Pr symbolise le nombre adimensionnel de Prandtl caractéristique de l'air caloporteur.

Régime laminaire : $Re < 2100$ (corrélation de Sieder-Tate et Hausen)

$$\text{Pour } G_z < 100, \quad Nu = 3,66 + \frac{0,085 \cdot G_z}{1 + 0,047 \cdot G_z^{2/3}}$$

$$\text{Pour } G_z > 100, \quad Nu = 1,86 \cdot G_z^{1/3} + 0,87 \cdot (1 + 0,015 \cdot G_z^{1/3})$$

Régime transitoire : $2100 < Re < 10000$ (corrélation de Sieder-Tate et Hausen)

$$Nu = 0,116 \cdot (Re^{2/3} - 125) \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(1 + \left(\frac{D_H}{L_c} \right)^{2/3} \right)$$

Régime turbulent : $Re > 10000$ (corrélation de Tan et Charters)

$$\text{Si } \frac{L_c}{D_H} < 60, \quad Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left[1 + \frac{D_H}{L_c} \cdot \left(14,3 \cdot \log \frac{L_c}{D_H} - 7,9 \right) \right]$$

$$\text{Si } \frac{L_c}{D_H} > 60, \quad Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left(1 + 17,5 \cdot \frac{D_H}{L_c} \right)$$

- Echange thermique par conduction

- [à travers la couverture transparente](#) : h_{cc}

Ce coefficient est obtenu, connaissant la conductivité thermique k_c [$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$] et l'épaisseur e_c [m] de la couverture transparente, à l'aide de la relation suivante :

$$h_{cc} = \frac{k_c}{e_c}$$

- [à travers l'isolant arrière du capteur](#) : h_{ci}

De manière analogue que précédemment, nous avons

$$h_{ci} = \frac{k_i}{e_i}$$

où k_i [$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$] et e_i [m] représentent respectivement la conductivité thermique et l'épaisseur de l'isolant arrière.

- Echange thermique par rayonnement

Le coefficient d'échange radiatif h_{rij} [$W.m^{-2}.K^{-1}$] entre deux surfaces en regard S_i [m^2] et S_j [m^2], de températures respectives T_i [K] et T_j [K], est formulé comme suit :

$$h_{rij} = \sigma \cdot \Phi_{ij} \cdot (T_i + T_j) \cdot (T_i^2 + T_j^2)$$

dans laquelle,

σ : Constante de Stefan-Boltzmann égale à $5,67 \cdot 10^{-8}$ [$W.m^{-2}.K^{-4}$]

Φ_{ij} : Facteur de forme gris entre les surfaces S_i et S_j , déterminé par :

$$\Phi_{ij} = \left[\frac{1 - \varepsilon_i}{\varepsilon_i} + \alpha_{ij} + \beta_{ij} \cdot \frac{1 - \varepsilon_j}{\varepsilon_j} \right]^{-1} \quad [i]$$

avec

$$\alpha_{ij} = \frac{1}{F_{ij}}$$

$$\beta_{ij} = \frac{S_i}{S_j}$$

F_{ij} : Facteur de forme géométrique entre les surfaces S_i et S_j

ε_i : Emissivité de la surface S_i

ε_j : Emissivité de la surface S_j

Aussi, les coefficients d'échange thermique radiatif :

- entre la face externe de la couverture et la voûte céleste : h_{rcevc} ,
- entre la face externe de la couverture et le sol extérieur : h_{rcesol} ,
- entre la face externe de l'isolant arrière et la voûte céleste : h_{rievc} ,
- entre la face externe de l'isolant arrière et le sol extérieur : h_{riesol} ,
- entre l'absorbeur et la face interne de la couverture : h_{mci} ,
- entre l'absorbeur et la face interne de l'isolant arrière : h_{mi} ,

seront déterminés, par la même relation, une fois connus les facteurs de forme gris Φ_{cevc} , Φ_{cesol} , Φ_{ievc} , Φ_{iesol} , Φ_{nci} et Φ_{ni} respectivement associés à ces paramètres.

En conséquence, c'est la détermination de ces facteurs de forme gris qui constituera l'objet des six sous paragraphes suivants.

- Facteur de forme gris entre la face externe de la couverture et la voûte céleste : Φ_{cevc}

Sachant que le facteur de forme géométrique entre la couverture d'un capteur, faisant un angle s [$^\circ$] sur l'horizontale, et la voûte céleste est égal à $\frac{1}{2}(1 + \cos(s))$, et qu'en outre, la

surface de l'insolateur est négligeable devant celle de cette dernière, nous pouvons appliquer la relation (i) en prenant $\alpha_{ij} = \frac{2}{1 + \cos(s)}$ et $\beta_{ij} \approx 0$ pour aboutir à l'expression ci-après :

$$\Phi_{cevc} = \left[\frac{1 - \varepsilon_c}{\varepsilon_c} + \frac{2}{1 + \cos(s)} \right]^{-1}$$

ε_c étant l'émissivité de la couverture transparente.

- Facteur de forme gris entre la face externe de la couverture et le sol extérieur : Φ_{cesol}

Le facteur de forme géométrique entre la face externe de la couverture et le sol représente le complément de l'unité de celui entre cette couverture et la voûte céleste. De plus, nous pouvons considérer que la surface du capteur est également négligeable devant celle du sol environnant. Il s'en suit que $\alpha_{ij} = \frac{2}{1 - \cos(s)}$ et $\beta_{ij} \approx 0$. Ensuite, en injectant ces expressions dans la formule (i), nous obtenons :

$$\Phi_{cesol} = \left[\frac{1 - \varepsilon_c}{\varepsilon_c} + \frac{2}{1 - \cos(s)} \right]^{-1}$$

- Facteur de forme gris entre la face externe de l'isolant arrière et la voûte céleste : Φ_{ievc}

D'arguments analogues à ceux cités pour le calcul de Φ_{cevc} , nous introduisons $\alpha_{ij} = \frac{2}{1 + \cos(\pi - s)}$ et $\beta_{ij} \approx 0$ dans l'expression (i) pour conduire à

$$\Phi_{ievc} = \left[\frac{1 - \varepsilon_{is}}{\varepsilon_{is}} + \frac{2}{1 - \cos(s)} \right]^{-1}$$

ε_{is} étant l'émissivité de l'isolant arrière du capteur.

- Facteur de forme gris entre la face externe de l'isolant arrière et le sol extérieur : Φ_{iesol}

De même, nous remplaçons respectivement α_{ij} et β_{ij} dans la relation (i) par leurs expressions telles que $\alpha_{ij} = \frac{2}{1 - \cos(\pi - s)}$ et $\beta_{ij} \approx 0$, ce qui résulte

$$\Phi_{iesol} = \left[\frac{1 - \varepsilon_{is}}{\varepsilon_{is}} + \frac{2}{1 + \cos(s)} \right]^{-1}$$

- Facteur de forme gris entre l'absorbeur et la face interne de la couverture :

$$\Phi_{nci}$$

Etant donné que les deux surfaces en regard sont de mêmes aires et que la distance les séparant est négligeable devant la largeur du capteur, nous pouvons considérer que la quasi-totalité des rayonnements émis par l'une est reçue par l'autre, et par suite, pouvons prendre $\alpha_{ij} = 1$ et $\beta_{ij} = 1$ dans la relation (i) pour obtenir :

$$\Phi_{nci} = \left[\frac{1}{\varepsilon_c} + \frac{1}{\varepsilon_n} - 1 \right]^{-1}$$

ε_n et ε_c étant respectivement les émissivités de l'absorbeur et de la couverture transparente.

- Facteur de forme gris entre l'absorbeur et la face interne de l'isolant arrière :

$$\Phi_{ni}$$

De manière analogue que précédemment, nous avons

$$\Phi_{ni} = \left[\frac{1}{\varepsilon_{is}} + \frac{1}{\varepsilon_n} - 1 \right]^{-1}$$

ε_n et ε_{is} étant respectivement les émissivités de l'absorbeur et de l'isolant arrière.

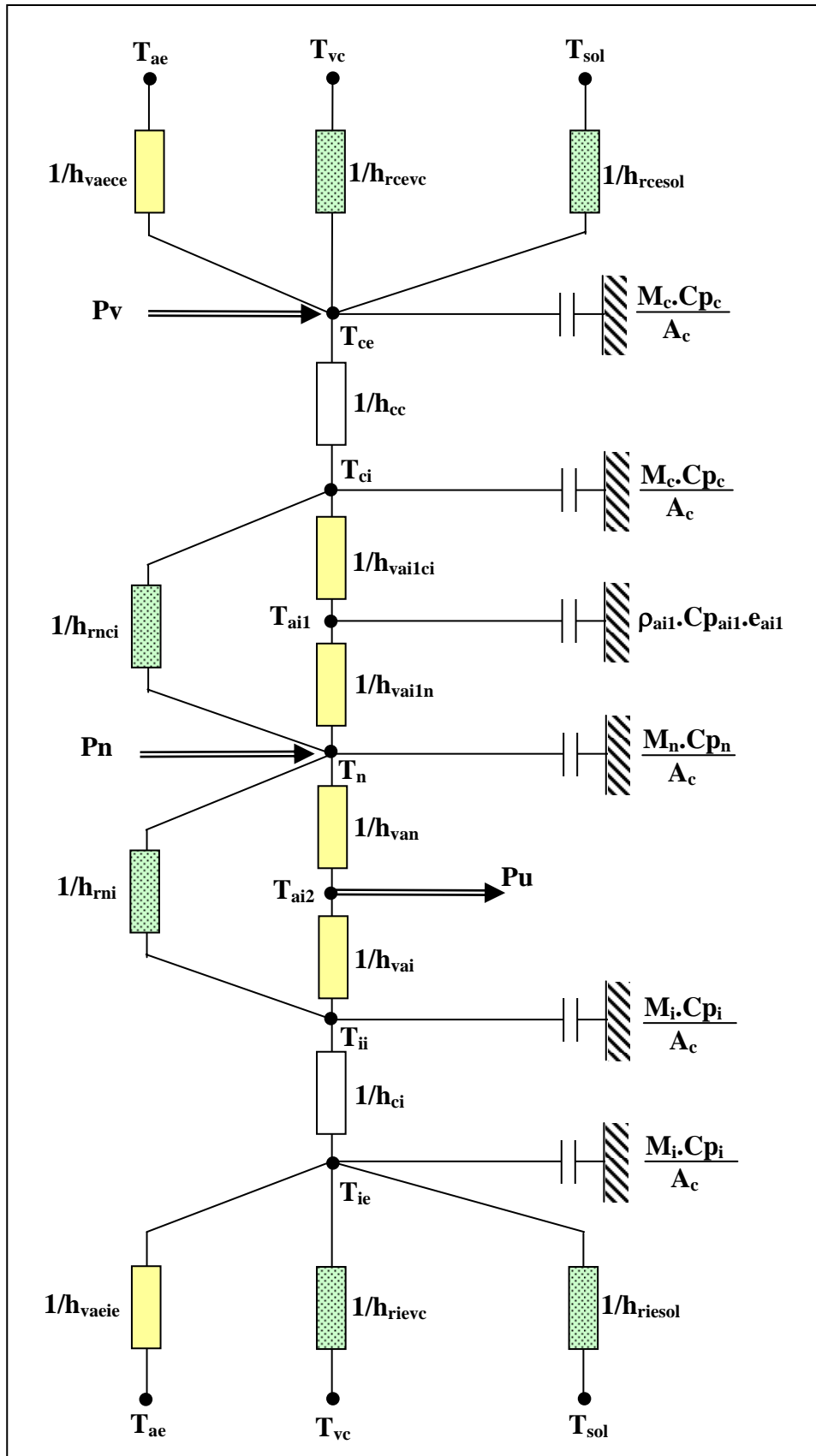


Figure. III.1. : Schéma du circuit électrique équivalent relatif à la i-ème tranche fictive du capteur

Calcul des apports solaires au sein du système

- Rayonnement solaire arrivant sur une surface horizontale

Rappelons que le rayonnement global G_h reçu sur une surface horizontale se décompose en deux termes :

- le rayonnement direct I_h (éclairage corrigé des phénomènes atmosphériques)
- le rayonnement diffus D_h en provenance de toute la voûte céleste

tels que

$$G_h = I_h \cdot \sin(h_s) + D_h$$

h_s étant la hauteur angulaire du soleil

- Angle d'incidence du rayonnement solaire direct sur un plan incliné quelconque

Pour la simulation de notre système de séchage, nous avons utilisé des fichiers météorologiques qui donnent à chaque intervalle de temps de la journée les valeurs de la hauteur angulaire h_s et l'azimut az_s du soleil. Ainsi, l'angle d'incidence θ_i du rayonnement solaire direct par rapport à la normale d'un plan incliné d'un angle a_i sur l'horizontale et d'azimut γ_i , est calculé comme suit :

$$\cos(\theta_i) = \cos(h_s) \cdot \sin(a_i) \cdot \cos(az_s - \gamma_i) + \cos(a_i) \cdot \sin(h_s)$$

dans laquelle les azimuts az_s du soleil et γ_i du plan incliné sont mesurés par rapport au Sud et sont comptés positivement vers l'Ouest et négativement vers l'Est.

Il est à noter qu'au cas où les données météorologiques disponibles ne fournissent pas directement les coordonnées azimutales h_s et az_s du soleil, on est amené usuellement à déterminer les coordonnées horaires du soleil, à savoir : sa déclinaison δ et son angle horaire w en vue de calculer l'angle d'incidence θ_i précédemment cité à l'aide de la formule suivante :

$$\begin{aligned} \cos(\theta_i) = & \sin(\delta) \cdot \sin(\varphi) \cdot \cos(a_i) - \sin(\delta) \cdot \cos(\varphi) \cdot \sin(a_i) \cdot \cos(\gamma_i) + \cos(\delta) \cdot \cos(\varphi) \cdot \cos(a_i) \cdot \cos(w) \\ & + \cos(\delta) \cdot \sin(\varphi) \cdot \sin(a_i) \cdot \cos(w) \cdot \cos(\gamma_i) + \cos(\delta) \cdot \sin(\gamma_i) \cdot \sin(a_i) \cdot \sin(w) \end{aligned}$$

φ étant la latitude du lieu.

Nous convions les lecteurs intéressés par cette deuxième méthode à se référer aux ouvrages de conversion thermique des rayonnements solaires tels que [Sfeir, 1981] et [Chasséraux, 1984].

- Densité de flux du rayonnement solaire direct transmis par la couverture inclinée : Dir_i

La densité de flux du rayonnement solaire direct transmis par la couverture transparente est donnée par :

$$Dir_i = \tau_1(\theta_1) \cdot I_h \cdot \cos(\theta_1)$$

dans laquelle,

θ_1 : angle d'incidence du rayonnement solaire direct par rapport à la normale de la couverture inclinée.

$\tau_1(\theta_1)$: coefficient de transmission de la couverture inclinée vis-à-vis du rayonnement direct sous l'angle d'incidence θ_1

- Densité de flux du rayonnement solaire diffus transmis par la couverture inclinée :
 Dif_t

Le rayonnement diffus étant composé à la fois du rayonnement diffus du ciel et du rayonnement réfléchi par le sol avoisinant, la densité de flux du rayonnement solaire diffus transmis par la couverture inclinée est formulée ainsi :

$$Dif_t = \tau_1^d \cdot \left(\frac{1 + \cos(\beta)}{2} \cdot D_h + Alb \cdot \frac{1 - \cos(\beta)}{2} \cdot G_h \right)$$

où

β : angle d'inclinaison de la couverture sur l'horizontale

Alb : albédo du sol

τ_1^d : coefficient de transmission de la couverture inclinée vis-à-vis du rayonnement diffus

Puissance globale transmise par la couverture transparente inclinée

La puissance solaire globale transmise par la couverture transparente inclinée est la somme des puissances directe et diffuse transmises par celle-ci :

$$Pglo_t = S_1 \cdot (Dir_t + Dif_t)$$

- Densité de flux solaire absorbé par la couverture : $DFSA_1$

La puissance solaire absorbée par la couverture se compose :

- de la partie absorbée directement de l'extérieur :

$$PSA_1^{ex} = S_1 \cdot \left[\alpha_1(\theta_1) \cdot I_h \cdot \cos(\theta_1) + \alpha_1^d \cdot \left(\frac{1 + \cos(\beta)}{2} \cdot D_h + Alb \cdot \frac{1 - \cos(\beta)}{2} \cdot G_h \right) \right]$$

dans laquelle,

$\alpha_1(\theta_1)$: coefficient d'absorption de la couverture vis-à-vis du rayonnement direct sous l'angle d'incidence θ_1 .

α_1^d : coefficient d'absorption de la couverture vis-à-vis du rayonnement diffus.

- de la partie absorbée de l'intérieur, proportionnelle au flux net incident sur la face interne de la couverture, qui est donné par :

$$PSA_1^{in} = \alpha_1^d \cdot FR_1 \cdot Pglo_t$$

où FR_1 est la fraction du flux net incident sur la face interne de la couverture inclinée.

En nous limitant à la deuxième réflexion du rayonnement solaire transmis, cette fraction se calcule comme suit :

$$FR_1 = \sum_{k=2}^6 F_{1k} \cdot \rho_k^d \cdot F_{k1} + \sum_{m=2}^6 \sum_{\substack{n=2 \\ n \neq m}}^6 F_{1m} \cdot \rho_m^d \cdot (F_{mn} \cdot \rho_n^d \cdot F_{n1})$$

dans laquelle, ρ_k^d , ρ_m^d et ρ_n^d sont respectivement les coefficients de réflexion des milieux k ($k = 2$ à 6), m ($m = 2$ à 6) et n ($n = 2$ à 6 avec $n \neq m$) vis-à-vis du rayonnement diffus. F_{ij} ($i=1$ à 6 et $j = 1$ à 6) étant la matrice carrée des facteurs de forme géométrique entre les diverses surfaces interne de la serre.

Par conséquent, la densité de flux solaire absorbé par la couverture transparente peut s'écrire de la façon suivante :

$$DFSA_1 = \frac{PSA_1^{ex} + PSA_1^{in}}{S_1}$$

- Densité de flux solaire absorbé par la boue : $DFSA_2$

La puissance solaire absorbée par la boue se compose de deux parties :

- celle relative au rayonnement global transmis par la couverture et qui frappe directement la boue. Cette partie se formule de la manière suivante :

$$PSA_2^1 = S_2 \cdot F_{12} \cdot [\alpha_2(\theta_2) \cdot Dir_t + \alpha_2^d \cdot Dif_t]$$

où

$\alpha_2(\theta_2)$: coefficient d'absorption de la boue vis-à-vis du rayonnement direct sous l'angle d'incidence θ_2 .

α_2^d : coefficient d'absorption de la boue vis-à-vis du rayonnement diffus

- celle relative au rayonnement global transmis par la couverture et qui a subi des réflexions multiples sur les diverses surfaces internes de la serre pour atterrir sur la boue. Cette partie est calculée comme suit :

$$PSA_2^2 = \alpha_2^d \cdot FR_2 \cdot Pglot$$

dans laquelle FR_2 désigne la fraction de la puissance globale transmise par la couverture $Pglot$, qui frappe la boue après réflexions multiples sur les diverses autres surfaces internes de la serre. En nous limitant comme précédemment à la deuxième réflexion du rayonnement solaire transmis, cette fraction s'obtient ainsi :

$$FR_2 = \sum_{k=3}^6 F_{1k} \cdot \rho_k^d \cdot F_{k2} + \sum_{m=2}^6 \sum_{\substack{n=1 \\ n \neq 2 \\ n \neq m}}^6 F_{1m} \cdot \rho_m^d \cdot (F_{mn} \cdot \rho_n^d \cdot F_{n2})$$

où ρ_k^d , ρ_m^d et ρ_n^d sont respectivement les coefficients de réflexion des milieux k ($k = 3$ à 6), m ($m = 2$ à 6) et n ($n = 1,3,4,5,6$ avec $n \neq m$) vis-à-vis du rayonnement diffus. F_{ij} ($i = 1$ à 6 et $j = 1$ à 6) étant la matrice carrée des facteurs de forme géométrique entre les diverses surfaces interne de la serre.

En somme, la densité de flux solaire absorbé par la boue est donnée par :

$$DFSA_2 = \frac{PSA_2^1 + PSA_2^2}{S_2}$$

- Densité de flux solaire absorbé par la face interne de chaque façade n°j (j = 3 à 6) de la serre : $DFSA_{3i}$, $DFSA_{4i}$, $DFSA_{5i}$, $DFSA_{6i}$

D'une manière analogue que précédemment, la puissance solaire absorbée par la face interne de chaque façade n°j (j = 3 à 6) de la serre se compose également de deux parties, à savoir :

- la puissance absorbée due au rayonnement global transmis par la couverture et qui n'a subi aucune réflexion sur les diverses surfaces internes de la serre mais frappe directement la face interne de la façade n°j considérée. Cette partie s'écrit :

$$PSA_j^1 = S_j \cdot F_{1j} \cdot [\alpha_j(\theta_j) \cdot Dir_t \cdot \eta_j + \alpha_j^d \cdot Dif_t]$$

j=3,4,5,6

où

$\alpha_j(\theta_j)$: coefficient d'absorption de la face interne de la façade n°j (j = 3 à 6) vis-à-vis du rayonnement direct sous l'angle d'incidence θ_j

α_j^d : coefficient d'absorption de la face interne de la façade n°j vis-à-vis du rayonnement diffus

η_j : fonction de contrôle de l'ombrage sur la face interne de la façade n°j, égale à l'unité pour les valeurs strictement positives de $\cos(\theta_j)$, et s'annule autrement

S_j : surface de la façade n°j

F_{1j} : facteur de forme géométrique entre la face interne de la couverture (n°1) et celle de la façade n°j

- puissance absorbée correspondant au rayonnement global transmis par la couverture et qui a subi des réflexions multiples sur les diverses surfaces internes de la serre pour arriver sur la face interne de la façade n°j considérée, elle s'exprime ainsi :

$$PSA_j^2 = \alpha_j^d \cdot FR_j \cdot P_{glo_t}$$

j=3,4,5,6

telle que la fraction FR_j de la puissance globale transmise par la couverture, incidente sur la face interne de la façade n°j, après avoir subi des réflexions multiples sur les autres surfaces internes de la serre, est calculée de manière analogue que pour la détermination de FR_1 et FR_2 cités plus haut. Aussi, avons-nous :

$$FR_j = \sum_{\substack{k=2 \\ k \neq j}}^6 F_{1k} \cdot \rho_k^d \cdot F_{kj} + \sum_{m=2}^6 \sum_{\substack{n=1 \\ n \neq j \\ n \neq m}}^6 F_{1m} \cdot \rho_m^d \cdot (F_{mn} \cdot \rho_n^d \cdot F_{nj})$$

En conséquence, les densités de flux solaires absorbés respectivement par les faces internes des 4 façades (n°3 à 6) s'écrivent :

$$DFSA_{ji} = \frac{PSA_j^1 + PSA_j^2}{S_j} \quad j=3,4,5,6$$

l'indice i indiquant tout simplement que ces flux sont absorbés du côté de la face interne de la façade considérée, par opposition à ceux absorbés du côté de sa face externe pour lesquels, nous verrons au paragraphe suivant, les notations seront plutôt affectées de l'indice e .

- Densité de flux solaire absorbé par la face externe de chaque façade n°j (j = 3 à 6) de la serre : $DFSA_{3e}$, $DFSA_{4e}$, $DFSA_{5e}$, $DFSA_{6e}$

Le flux solaire absorbé par la face externe de la façade n°j ($j = 3,4,5,6$) se formule comme suit :

$$PNA_j^{ex} = S_j \left[\alpha_j^{ex}(\theta_j) \cdot I_h \cdot \cos(\theta_j) + \alpha_j^{ex-d} \left(\frac{1 + \cos(a_j)}{2} \cdot D_h + Alb. \frac{1 - \cos(a_j)}{2} \cdot G_h \right) \right] \quad j=3,4,5,6$$

où

a_j : angle d'inclinaison de la façade n°j

S_j : surface de la façade n°j

$\alpha_j^{ex}(\theta_j)$: coefficient d'absorption de la face externe de la façade n°j vis-à-vis du rayonnement direct sous l'angle d'incidence θ_j

α_j^{ex-d} : coefficient d'absorption de la face externe de la façade n°j vis-à-vis du rayonnement diffus

Conséquemment, les densités de flux solaires absorbés respectivement par les faces externes des 4 façades (n°3 à 6) sont données par :

$$DFSA_{je} = \frac{PNA_j^{ex}}{S_j} \quad j=3,4,5,6$$

Enfin, il convient de noter que l'environnement MATLAB est particulièrement adapté aux calculs matriciels. De ce fait, la détermination des paramètres précédemment cités sous formes condensées y est beaucoup plus aisée. Cela justifie également le choix de ce logiciel.

Détermination du coefficient d'échange massique

La fonction de Lewis caractérise le rapport du transfert de chaleur à celui de la masse :

$$\phi(Le) = \frac{h_{cai2}}{k_c \cdot \rho_{ai} \cdot Cp_{ai}}$$

Dans le cas où les pressions partielles de vapeur et de vapeur saturante à la température ambiante seraient négligeables devant la pression totale, l'expérience montre que [Daguet, 1985]:

$\phi(Le) = 1$, ce qui nous donne :

$$k_c = \frac{h_{cai2}}{\rho_{ai} \cdot Cp_{ai}}$$

Modèle du débit volumique de l'air à l'intérieur de la serre

Nous avons adopté le modèle de Y. Li [Li, 2001] pour calculer le débit volumique de l'air au sein de la serre est donné par :

$$Q_a = C_d \cdot A_{eff} \sqrt{2 \cdot g \cdot dh \cdot \frac{T_{ai} - T_{ae}}{T_{ae}} + 2 \cdot \Delta P_w}$$

dans laquelle,

- C_d : coefficient de perte de charge []
- g : accélération de la pesanteur [$m \cdot s^{-1}$]
- dh : dénivellation entre les deux ouvertures [m]
- T_{ai} : température de l'air intérieur de la serre [K]
- T_{ae} : température de l'air extérieur de la serre [K]
- A_{eff} : surface efficace des deux ouvertures [m^2] telle que

$$A_{eff} = \frac{a_i \cdot a_b}{\sqrt{a_i^2 + a_b^2}}$$

où a_i et a_b sont les aires respectives de l'ouverture supérieure et l'ouverture inférieure [m^2]

ΔP_w : grandeur caractéristique de la perte de charge de la ventilation due au vent à travers les ouvertures telle que

$$\Delta P_w = \frac{1}{2} (C_{pav} - C_{par}) \cdot V_v^2$$

avec

- V_v : vitesse du vent [$m \cdot s^{-1}$]
- C_{pav} : coefficient de pression due au vent sur la façade avant []
- C_{par} : coefficient de pression due au vent sur la façade arrière []

Modèle du coefficient de pression due au vent

Rousseau et Al. [Rousseau, 1996] ont avancé que le coefficient de pression due au vent C_p dépend de l'azimut θ de la direction du vent par rapport à la normale de la façade considérée comme suit :

- Pour $\theta \leq 90^\circ$ et $\theta \geq 270^\circ$:

$$C_p = 0,5994 - 0,1426 \cdot |\sin \theta| - 0,8055 \cdot |\sin \theta|^2 + 2,014 \cdot |\sin \theta|^3 - 2,1972 \cdot |\sin \theta|^4$$

- Pour $90^\circ < \theta < 270^\circ$

$$C_p = -0,3330 - 0,1544 \cdot |\sin \theta| - 0,1128 \cdot |\sin \theta|^2$$

ANNEXE III.B : Modélisation de l'enceinte de séchage du séchoir mixte

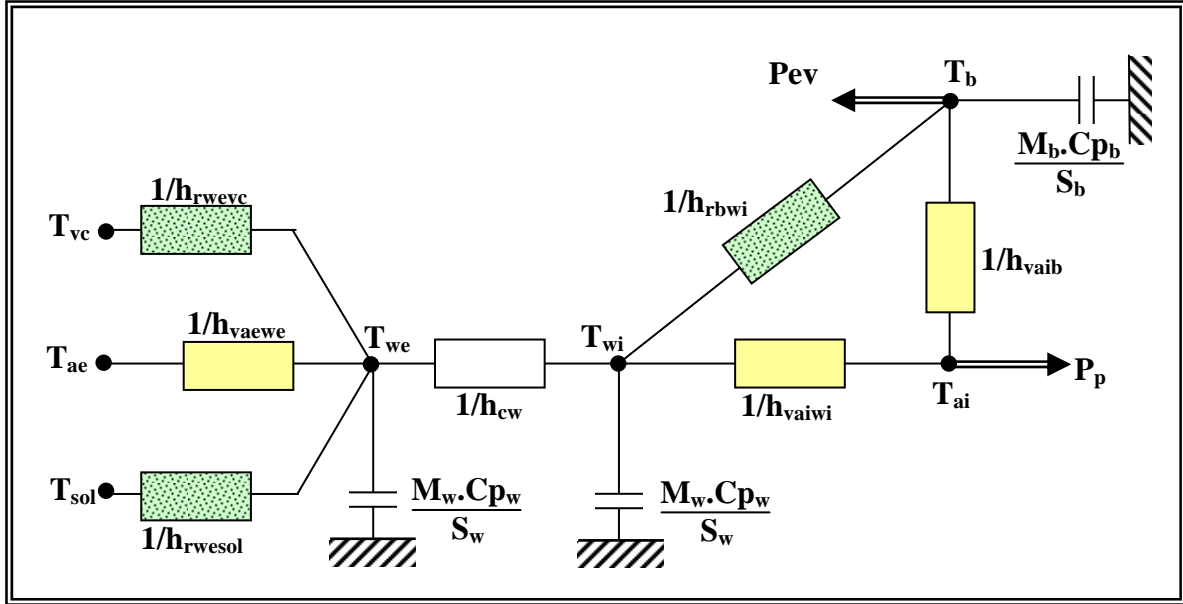


Figure.II.2 : Schéma du circuit électrique équivalent relatif à la i-ème tranche fictive de l'enceinte de séchage

Ainsi, à l'issue de la discrétisation des équations aux dérivées partielles obtenues par l'application de la loi d'Ohm sur chaque nœud du circuit électrique équivalent [Figure II.2], nous avons les équations de bilan thermique suivantes :

➤ *Au niveau de la face externe de la paroi de l'enceinte de séchage (nœud T_{we})*

$$\frac{M_w \cdot Cp_w}{S_w \cdot \Delta t} [T_{we}(i) - T_{we}^*(i)] = DFSA_w + h_{vaewe} \cdot (T_{ae} - T_{we}(i)) + h_{rwesol} \cdot (T_{sol} - T_{we}(i)) \\ + h_{rwevc} \cdot (T_{vc} - T_{we}(i)) + h_{cw} \cdot (T_{wi}(i) - T_{we}(i))$$

➤ *Au niveau de la face interne de la paroi de l'enceinte de séchage (nœud T_{wi})*

$$\frac{M_w \cdot Cp_w}{S_w \cdot \Delta t} [T_{wi}(i) - T_{wi}^*(i)] = h_{vaiwi} \cdot (T_{ai}(i) - T_{wi}(i)) + h_{rbwi} \cdot (T_b(i) - T_{wi}(i)) + h_{cw} \cdot (T_{we}(i) - T_{wi}(i))$$

➤ *Au niveau de l'air asséchant (nœud T_{ai})*

$$S_b \cdot h_{vaib} \cdot (T_b - T_{ai}(i)) + S_w \cdot h_{vaiwi} \cdot (T_{wi}(i) - T_{ai}(i)) - Pp(i) = 0 \quad \text{avec} \quad P_p(i) = \dot{m}_{ai} \cdot Cp_{ai} \cdot (T_{ai}(i) - T_{ai}(i-1))$$

➤ *Au niveau de la boue (nœud T_b)*

$$\frac{M_b \cdot Cp_b}{S_b \cdot \Delta t} [T_b(i) - T_b^*(i)] = h_{vaib} \cdot (T_{ai}(i) - T_b(i)) + h_{rbwi} \cdot (T_{wi}(i) - T_b(i)) - Pev(i)$$

où

P_{ev} : Densité de flux thermique dû à l'évaporation de l'eau de la boue [$W.m^{-2}$], donné par

$$P_{ev}(i) = F_m . L_v(i)$$

L_v : Chaleur latente de vaporisation de l'eau [$J.kg^{-1}$], calculé par

$$L_v(i) = 4186,9.[597 - 0,56.(T_b(i) - 273,15)]$$

F_m : Flux de masse échangé par unité de temps et par unité de surface [$kg.m^{-2}.s^{-1}$]

Notons également que, dans ces équations, Δt désigne le pas de temps et l'exposant astérisque (*) indique le pas de temps antérieur ($t - \Delta t$).

Les écritures des différents coefficients sont explicitées dans l'annexe III.

ANNEXE III.C : Modélisation du séchoir serre

Nous présentons ci-dessous les différents bilans thermiques associés au séchoir serre.

Équations de bilan thermique :

➤ *Au niveau de la face externe de la couverture (nœud T_{1e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_1 \cdot Cp_1}{S_1 \cdot \Delta t} (T_{1e} - T_{1e}^*) = \frac{1}{2} DFSA_1 + h_{cae1e} (T_{ae} - T_{1e}) + h_{r1esol} (T_{sol} - T_{1e}) + h_{r1evc} (T_{vc} - T_{1e}) + h_{d1} (T_{1i} - T_{1e})$$

➤ *Au niveau de la face interne de la couverture (nœud T_{1i}):*

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} \frac{M_1 \cdot Cp_1}{S_1 \cdot \Delta t} (T_{1i} - T_{1i}^*) &= \frac{1}{2} DFSA_1 + h_{cai1i} (T_{ai} - T_{1i}) + h_{r1i2} (T_2 - T_{1i}) + h_{r1i3i} (T_{3i} - T_{1i}) + h_{r1i4i} (T_{4i} - T_{1i}) + h_{r1i5i} (T_{5i} - T_{1i}) \\ &+ h_{r1i6i} (T_{6i} - T_{1i}) + h_{d1} (T_{1e} - T_{1i}) \end{aligned}$$

➤ *Au niveau de l'air asséchant (nœud T_{ai}):*

$$\begin{aligned} \frac{\rho_{ai} \cdot Cp_{ai} \cdot V_s}{\Delta t} (T_{ai} - T_{ai}^*) &= S_1 \cdot h_{cai1i} \cdot (T_{1i} - T_{ai}) + S_2 \cdot h_{cai2} \cdot (T_2 - T_{ai}) + S_3 \cdot h_{cai3i} \cdot (T_{3i} - T_{ai}) + S_4 \cdot h_{cai4i} \cdot (T_{3i} - T_{ai}) \\ &+ S_5 \cdot h_{cai5i} \cdot (T_{5i} - T_{ai}) + S_6 \cdot h_{cai6i} \cdot (T_{6i} - T_{ai}) + \rho_{ai} \cdot Cp_{ai} \cdot Q (T_{ae} - T_{ai}) \end{aligned}$$

➤ *Au niveau de la boue étalée sur le châssis (nœud T_2):*

$$\begin{aligned} \frac{M_2 \cdot Cp_2}{S_2 \cdot \Delta t} (T_2 - T_2^*) &= DFSA_2 - F_m \cdot L_v + h_{cai2} (T_{ai} - T_2) + h_{r21i} (T_{1i} - T_2) + h_{r23i} (T_{3i} - T_2) + h_{r24i} (T_{4i} - T_2) \\ &+ h_{r25i} (T_{5i} - T_2) + h_{r26i} (T_{6i} - T_2) + h_{d2} (T_{7i} - T_2) \end{aligned}$$

➤ *Au niveau de la face intérieure de la paroi n°3 (nœud T_{3i}):*

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} \frac{M_3 \cdot Cp_3}{S_3 \cdot \Delta t} (T_{3i} - T_{3i}^*) &= DFSA_{3i} + h_{cai3i} (T_{ai} - T_{3i}) + h_{r3i4i} (T_{4i} - T_{3i}) + h_{r3i5i} (T_{5i} - T_{3i}) + h_{r3i6i} (T_{6i} - T_{3i}) \\ &+ h_{r3i1i} (T_{1i} - T_{3i}) + h_{r3i2} (T_2 - T_{3i}) + h_{d3} (T_{3e} - T_{3i}) \end{aligned}$$

➤ *Au niveau de la face intérieure de la paroi n°4(nœud T_{4i}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_4 \cdot Cp_4}{S_4 \cdot \Delta t} (T_{4i} - T_{4i}^*) = DFSA_{4i} + h_{cai4i} (T_{ai} - T_{4i}) + h_{r4i3i} (T_{3i} - T_{4i}) + h_{r4i5i} (T_{5i} - T_{4i}) + h_{r4i6i} (T_{6i} - T_{4i}) \\ + h_{r4i1i} (T_{1i} - T_{4i}) + h_{r4i2} (T_2 - T_{4i}) + h_{d4} (T_{4e} - T_{4i})$$

➤ *Au niveau de la face intérieure de la paroi n°5(nœud T_{5i}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_5 \cdot Cp_5}{S_5 \cdot \Delta t} (T_{5i} - T_{5i}^*) = DFSA_{5i} + h_{cai5i} (T_{ai} - T_{5i}) + h_{r5i2} (T_2 - T_{5i}) + h_{r5i4i} (T_{4i} - T_{5i}) + h_{r5i6i} (T_{6i} - T_{5i}) \\ + h_{r5i1i} (T_{1i} - T_{5i}) + h_{r5i3i} (T_3 - T_{5i}) + h_{d5} \cdot (T_{5e} - T_{5i})$$

➤ *Au niveau de la face intérieure de la paroi n°6(nœud T_{6i}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_6 \cdot Cp_6}{S_6 \cdot \Delta t} (T_{6i} - T_{6i}^*) = DFSA_{6i} + h_{cai6i} (T_{ai} - T_{6i}) + h_{r6i1i} (T_{1i} - T_{6i}) + h_{r6i2} (T_2 - T_{6i}) + h_{r6i3i} (T_{3i} - T_{6i}) \\ + h_{r6i4i} (T_{4i} - T_{6i}) + h_{r6i5} (T_5 - T_{6i}) + h_{d6} \cdot (T_{6e} - T_{6i})$$

➤ *Au niveau de la face intérieure de la paroi n°7(nœud T_{7i}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_7 \cdot Cp_7}{\Delta t} (T_{7i} - T_{7i}^*) = h_{d2} (T_2 - T_{7i}) + h_{d7} (T_{7e} - T_{7i})$$

➤ *Au niveau de la face extérieure de la paroi n°3 (nœud T_{3e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_3 \cdot Cp_3}{S_3 \cdot \Delta t} (T_{3e} - T_{3e}^*) = DFSA_{3e} + h_{cae3e} (T_{ae} - T_{3e}) + h_{r3esol} (T_{sol} - T_{3e}) + h_{r3evc} (T_{vc} - T_{3e}) + h_{d3} (T_{3i} - T_{3e})$$

➤ *Au niveau de la face extérieure de la paroi n°4(nœud T_{4e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_4 \cdot Cp_4}{S_4 \cdot \Delta t} (T_{4e} - T_{4e}^*) = DFSA_{4e} + h_{cae4e} (T_{ae} - T_{4e}) + h_{r4esol} (T_{sol} - T_{4e}) + h_{r4evc} (T_{vc} - T_{4e}) + h_{d4} (T_{4i} - T_{4e})$$

➤ *Au niveau de la face extérieure de la paroi n°5(nœud T_{5e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_5 \cdot Cp_5}{S_5 \cdot \Delta t} (T_{5e} - T_{5e}^*) = DFSA_{5e} + h_{cae5e} (T_{ae} - T_{5e}) + h_{r5esol} (T_{sol} - T_{5e}) + h_{r5evc} (T_{vc} - T_{5e}) + h_{d5} (T_{5i} - T_{5e})$$

➤ *Au niveau de la face extérieure de la paroi n°6(nœud T_{6e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_6 \cdot Cp_6}{S_6 \cdot \Delta t} (T_{6e} - T_{6e}^*) = DFSA_{6e} + h_{cae6e} (T_{ae} - T_{6e}) + h_{r6esol} (T_{sol} - T_{6e}) + h_{r6evc} (T_{vc} - T_{6e}) + h_{d6} (T_{6i} - T_{6e})$$

➤ *Au niveau de la face extérieure de la paroi n°7(nœud T_{7e}):*

$$\frac{1}{2} \frac{M_{\gamma} \cdot Cp_{\gamma}}{S_{\gamma} \cdot \Delta t} (T_{\gamma e} - T_{\gamma e}^*) = DFSA_{\gamma e} + h_{cae\gamma e} (T_{ae} - T_{\gamma e}) + h_{r\gamma esol} (T_{sol} - T_{\gamma e}) + h_{d\gamma} (T_{\gamma i} - T_{\gamma e})$$

dans lesquelles,

L_v : chaleur latente de vaporisation de l'eau formulée ainsi :

$$L_v = 4186,9 \cdot [597 - 0,56 \cdot (T_2 - 273,15)] \text{ en } [\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}]$$

T_j^* : température absolue [K] du paroi j à l'instant $(t - \Delta t)$

Les écritures des différents coefficients rencontrés dans les différents bilans sont explicitées dans l'Annexe III.A.

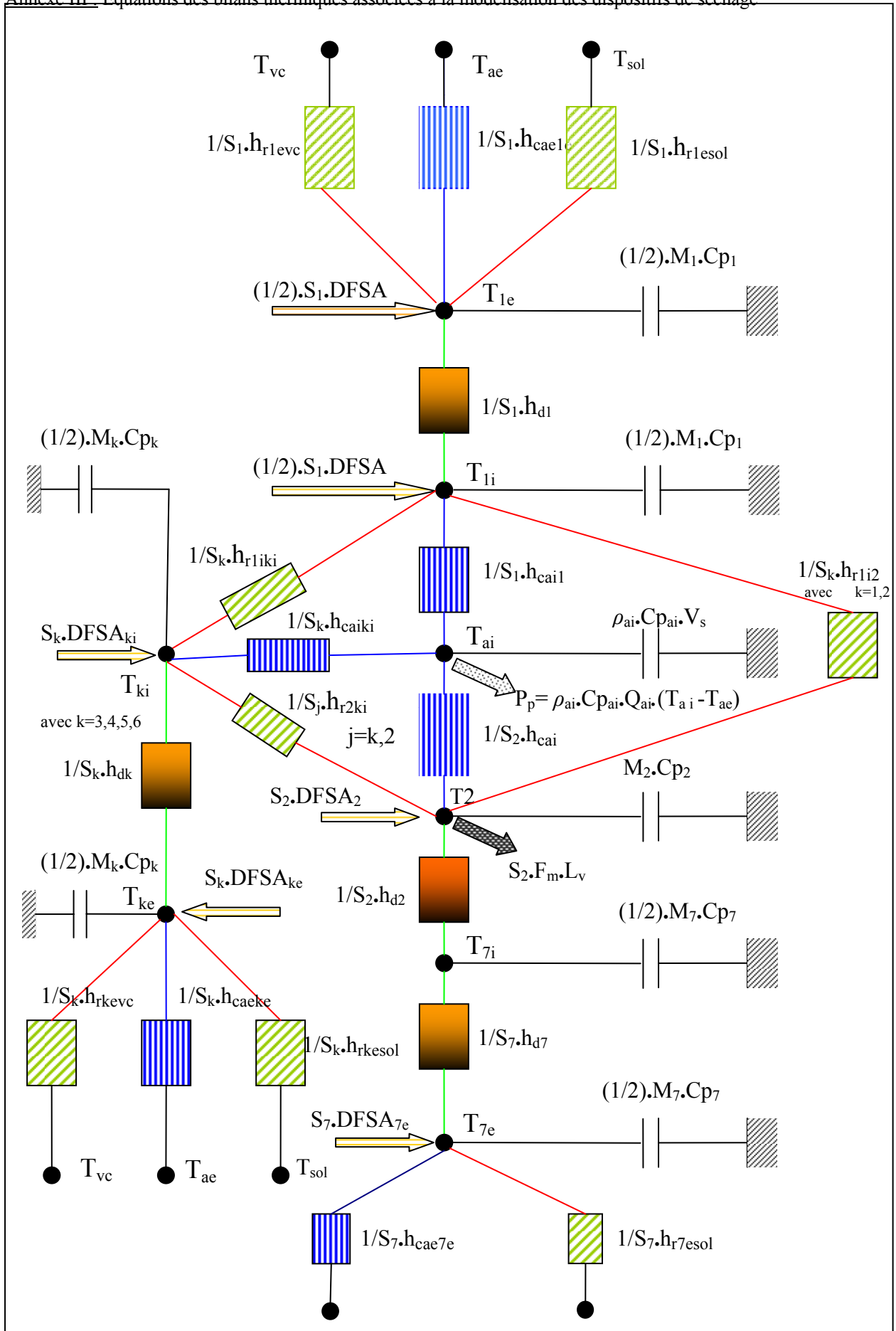


Figure III.3 : Schéma électrique équivalent d'une tranche fictive du séchoir serre

ANNEXE IV

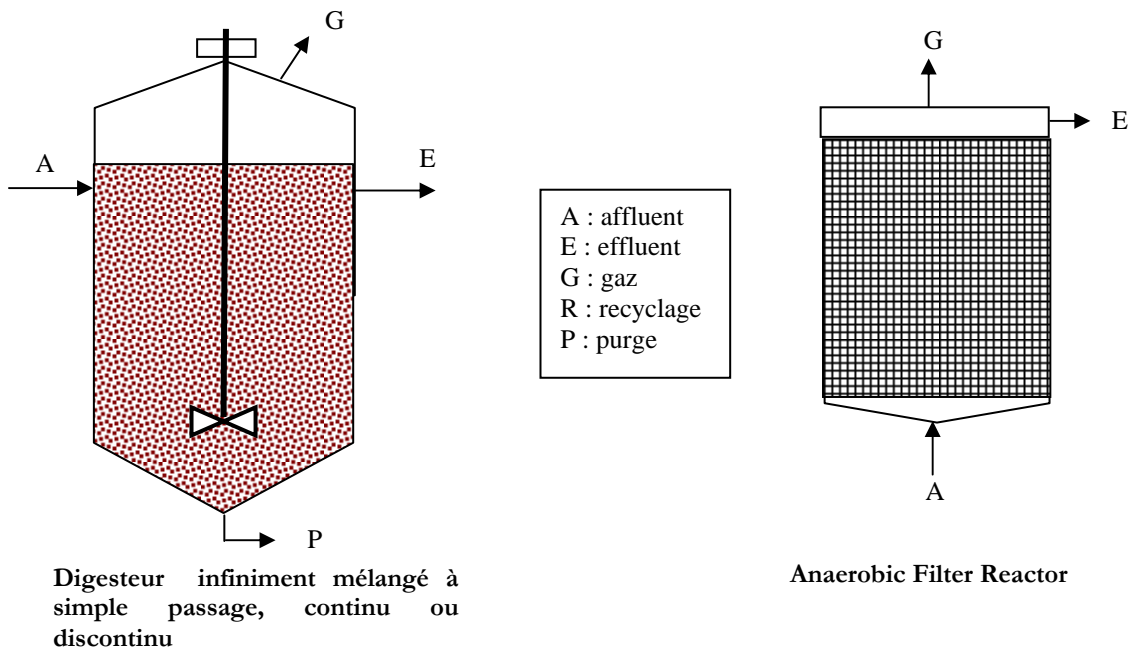
LES DIFFERENTES TECHNIQUES DE
DIGESTION AEROBIE ET
ANAEROBIE

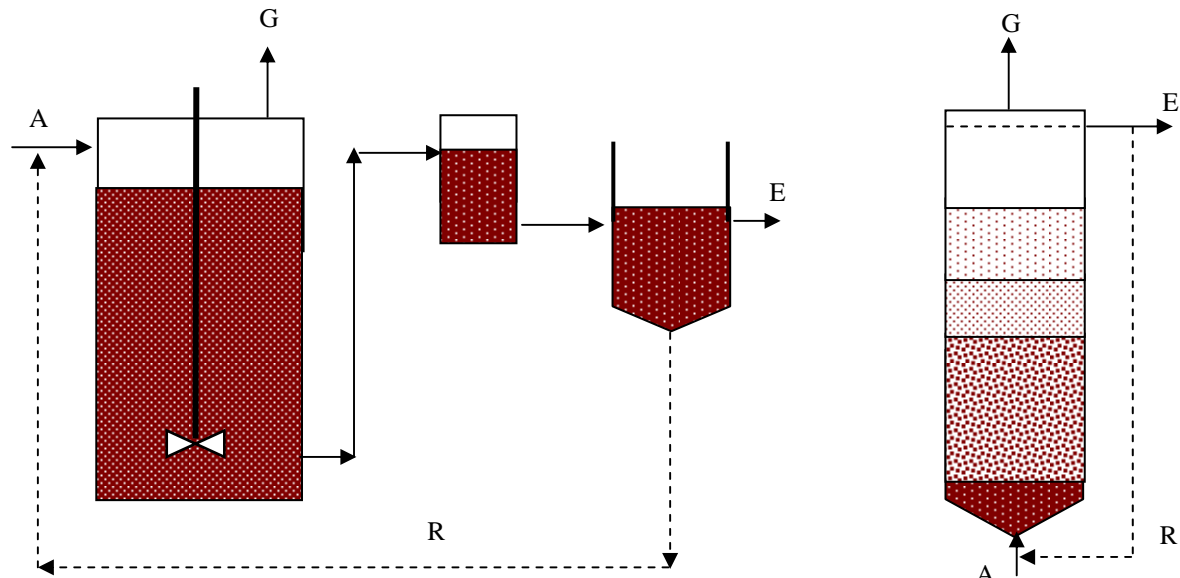
Les différentes techniques de digestion aérobie et anaérobie

Les taux de charge autorisés dans le processus de traitement anaérobie dépendent de la concentration de la biomasse active à l'intérieur du digesteur. Par conséquent, le maintien d'un important temps de rétention a été jusqu'à présent le point d'intérêt majeur dans l'application pratique des processus anaérobies [Lettinga, 1980 ; Anderson & Saw, 1986].

L'amélioration des techniques anaérobies a permis d'obtenir des forts taux de charge lors des traitements en employant des méthodes de rétention efficaces. Pour accomplir un traitement efficace et fiable associé à une durée de rétention assez longue, un nombre important de nouvelles configurations de digesteurs ont été développées.

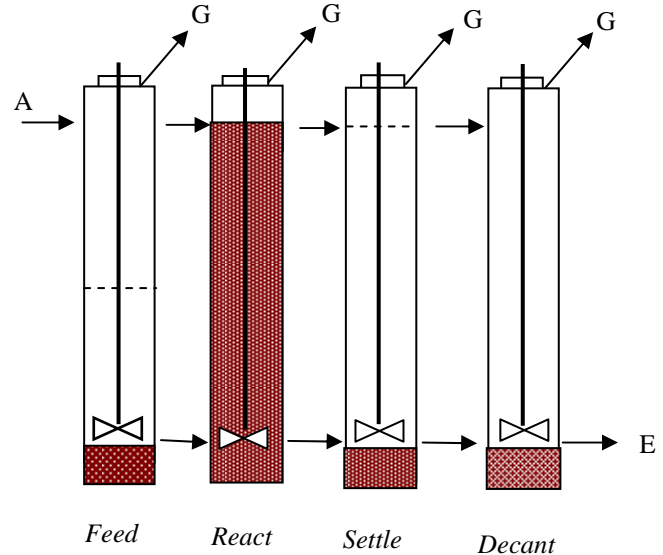
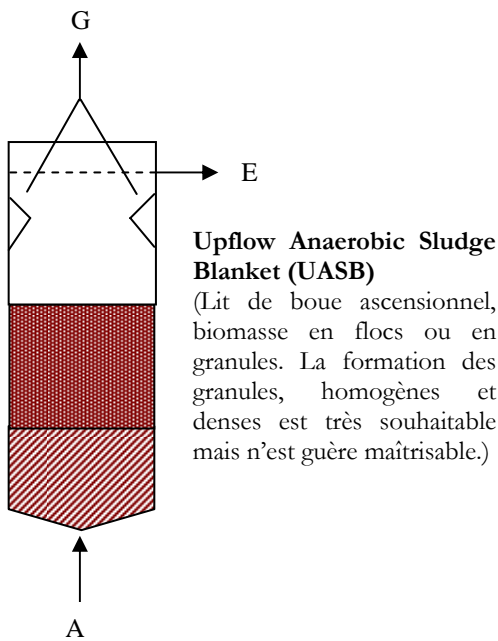
Durant ces deux dernières décennies une succession de petites modifications a été apportée au design des réacteurs existants afin de développer complètement de nouvelles configurations de digesteurs. La plupart des digesteurs ont été évalués à l'échelle de pilotes ou de bancs d'essai. Les différentes configurations de réacteur anaérobies sont illustrées à la **Figure IV.1**.



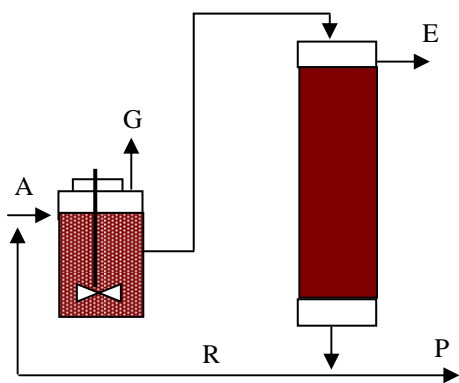


Anaerobic Contact Process

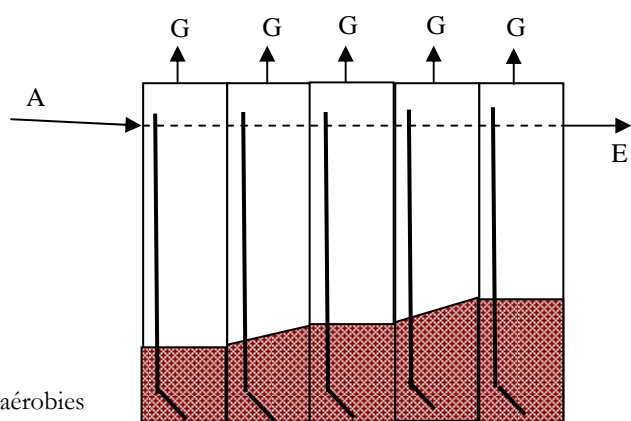
Anaerobic Fluidized Bed Reactor (Lit fluidisé, à biomasse fixée sur support granulaire (sable, charbon actif, hydroanthracite...Le système admet des charges extrêmement élevées parfois supérieures à 10 kg DCO/m³.j)



Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR)



Two-phase Anaerobic Digestion (Boues activées anaérobies avec séparation et recyclage de la biomasse. Pour éviter le dégagement de gaz dans le décanteur, on refroidit la liqueur mixte dans un échangeur, et les calories ainsi récupérées servent à réchauffer A ou R)



Anaerobic Baffled Reactor (ABR)

Figure IV.1: Les Différentes Configurations de digesteurs anaérobies utilisées dans le traitement des eaux

- Les digesteurs anaérobies conventionnel et infiniment mélangé

Le concept du digesteur conventionnel anaérobie est né en 1881 quand le premier processus de digestion anaérobie fut développé par l'inventeur français Louis Mouras. Le réacteur, appelé « la poubelle automatique de Mouras », était une chambre hermétique et était utilisé pour liquéfier les composés solides des déchets. En 1891, le premier réacteur avec rétention de solides a été construit en Grande Bretagne par W.D Scott Moncrieff. Plus tard, William Travis a développé le « réacteur de Travis » à Hampton en 1904 dans le but de séparer et de fermenter les boues des eaux usées dans des chambres de réaction séparées. Cela s'est ensuite accompagné du développement du réacteur de « Imhoff » en Allemagne par Karl Imhoff en 1905. Ces premiers exemples de digesteurs à chambres non – mixées ont permis d'améliorer la rétention de la boue à l'intérieur du réacteur.

L'amélioration des digesteurs s'est tournée vers l'homogénéisation du milieu de culture et le maintient à une température de culture adéquate pour améliorer le taux digestion. Néanmoins, les différentes améliorations ne prenaient en compte l'abatement de la matière en suspension de la boue lors de la digestion jusqu'à le développement du réacteur anaérobie à contact par Schroepfer en 1955. Ce dernier a permis de prendre en compte la digestion anaérobie des eaux usées diluées.

Par la suite, les digesteurs anaérobies conventionnels ont été utilisés pour la dégradation de la matière organique des eaux usées urbaines et industrielles.

Au fil des améliorations, le digesteur anaérobie conventionnel est devenu un réacteur fonctionnant en homogénéisation totale. Le procédé ne tiens pas compte du recyclage des solides mais permet d'égaliser le SRT et le TRH. Dans ces réacteurs, la matière organique est en contact direct avec la biomasse microbienne et permet d'être en interaction immédiate. Le procédé permet un régime de fonctionnement continu et discontinu (batch).

- Le processus anaérobie par contact

Le processus anaérobie par contact, en présence d'une forte concentration de la biomasse, est caractérisé par une plus grande efficacité et la mise en œuvre d'un réacteur plus petit. Le principe du réacteur anaérobie par contact a des similitudes avec le processus de boues activées. La boue est installée dans le réacteur et partiellement retournée, cela permet un meilleur contact entre la biomasse microbienne et la boue **[Figure IV.1]**. Dans les réacteurs anaérobies par contact, dû à une meilleure homogénéisation, le SRT couplé au TRH n'est pas plus étendu comme dans les digesteurs conventionnels. Par conséquent, des améliorations considérables ont pu être accomplies dans l'efficacité du traitement. Un bon mixage est essentiel à l'intérieur du digesteur afin que les transferts de masse se déroulent convenablement entre les microorganismes et la matière organique.

En effet, le défaut majeur de ce type de réacteur est le tassement de la boue au cours du temps. Cet inconvénient inhibe la fermentation anaérobie à travers la croissance de bactéries filamenteuses et la formation de gaz qui a lieu dans un des réacteurs post fermentation. Anderson et Saw (1996) a suggéré que la croissance des bactéries filamenteuses était le résultat d'une déficience en éléments nutritifs. Cette déficience peut être rectifiée par le maintient du ratio N/P. Le problème de la formation de gaz post fermentation peut être minimisé :

- par la mise en place d'un système de récupération
- d'un choc thermique avant la phase sédimentaire
- ajout d'agent flocculant dans le dispositif de décantation

Bien que simple dans le concept, les unités individuelles du procédé anaérobie par contact sont plus complexes que les autres systèmes de digesteurs anaérobies. Néanmoins ce procédé se positionne parmi les tous premiers dispositifs traitant des fortes teneurs en matières solides.

Les performances typiques de chaque processus sont reportées dans le **Tableau IV.1**.

Reactor type	Load (kg COD/m ³ day)	HRT (hour)	COD removal (%)
Conventional anaerobic reactor	1-5	240 – 360	60 - 80
Anaerobic contact reactor	1-6	24 - 120	70 - 95
Anaerobic sequencing batch reactor	1-10	6 – 24	75 - 90
Anaerobic filter	2-15	10-85	80-95
Fluidized bed	2-50	1-4	80-90
UASB	2-30	2-72	80-95
Anaerobic baffled reactor	3-35	9-32	75-95
Two phase anaerobic digestion	5-30	20-150	70-85

Tableau IV.1: Conditions expérimentales des diverses configurations de digesteurs

- Les digesteurs anaérobies à cycle : ASBR : Anaerobic Sequencing Batch Reactor

Les processus de digestion anaérobie discontinus ont été développés par le groupe DAGUE à l'Université de l'état d'Iowa. Un réacteur anaérobie discontinu est un réacteur fonctionnant selon une série de périodes qui constitue un cycle. L'utilisation de ces périodes permet de faire fonctionner un simple réacteur comme une chaîne de réacteurs et un clarificateur. Le cycle est constitué de quatre périodes ou étapes [Irvine & Ketchum, 1989]:

❖ une étape d'*alimentation*

Durant cette période l'effluent est ajouté à la biomasse microbienne présente depuis le cycle précédent. La longévité de cette période dépend du nombre de réacteur mis en place, de leur volume mais également de la nature de l'alimentation du réacteur (continue ou discontinue). Durant cette période le réacteur peut ou pas être mixé. Cette étape est achevée lorsque le niveau permettant, un fonctionnement nominal, est atteint.

❖ une étape de *fermentation*

Durant cette étape le réacteur est mixé. Ce dernier peut être sous aération ou pas, in fine cela dépend des objectifs que l'on s'est fixé. L'objectif principal de cette phase est de réduire la pollution carbonée (Demande Chimique en Oxygène **D.C.O**, Demande Biochimique en Oxygène **D.B.O₅**), azotée (Azote Ammoniacal, Nitrites, Nitrates), phosphorée.

❖ une étape de *post-fermentation (clarification)*

La période de fermentation laisse place à une période de post-fermentation. Le réacteur agit comme un clarificateur. Les particules solides issues de la biomasse sont évacuées naturellement par gravitation.

❖ une étape de *décantation*

Cette dernière étape permet la finalisation de l'épuration puisque durant cette période l'effluent récupéré, de part ces caractéristiques physico-chimiques, biochimiques, correspond aux normes de rejet.

Le procédé ASBR présente certains avantages. En effet la première phase peut-être considérée comme une zone de stockage ce qui n'est pas négligeable et commun à tous les procédés. Cela permet également de minimiser la détérioration de l'effluent. Cette zone d'amorçage permet une mise en route du système sans qu'il y ait ou pas un influent ou un effluent. Les multi facettes du système (stockage – fermenteur – clarificateur – décanteur) font de ce procédé un outil de traitement pertinent et efficace.

- [Digestion anaérobie sur lit bactérien ou filtre anaérobie](#)

Ce procédé a été introduit par Coulter et al en 1957 et développé par Young et McCarty en 1967, le filtre anaérobie est un processus de traitement des eaux usées associées à un film biologique. Cette matrice fixe sert de support pour le développement des microorganismes anaérobies.

Le traitement se déroule de la manière suivante : le flux d'eau usée traverse le film et la matière polluante est absorbée par le biofilm. Divers types de support peuvent être utilisés tels que : le plastique, un lit à charbon actif, sable, granite, quartz...La simplicité et la solidité du système permet de minimiser les perturbations opérationnelles (variations du pH, variations du débit etc...).

Les limites de ce type de procédé sont d'ordre structurel. En effet le défaut physique qui apparaît le long du processus est à mettre à l'actif de la détérioration de la structure du lit à travers une accumulation graduelle de solides non biodégradables.

Réacteur sur lit fluidisé et réacteur à lit étendu

Les efforts de recherche concertés durant le milieu des années 1970 ont grandement amélioré la performance des technologies anaérobies existants et résolu de nombreux problèmes opérationnels en relation avec les difficultés de séparation de la biomasse et les encombrements au niveau du filtre anaérobie.

Ces améliorations ont abouti au développement du réacteur sur lit fluidisé, à l'origine proposé par Jeris en 1974 durant les études sur la dénitrification **[Van Haandel and Lettinga, 1994]**. L'adaptation de ce système à la digestion anaérobie a été faite par Jewell et ses collègues dans les années 1970 dans le but de développer un réacteur biologique qui devait accumuler un maximum de biomasse active et améliorer l'épuration de la matière en suspension afin d'éviter les futures encombrements **[Jewell, 1985]**. Ces derniers ont suggéré que les surfaces de contact pour la fixation de la biomasse soient plus grandes tout en minimisant le volume occupé par le déchet. Cela pour but d'améliorer l'activité spécifique de croissance de la biomasse.

Pour l'amélioration de la solubilisation de la biomasse, des unités doivent être mises en place dans une configuration de flux ascendant.

Cette amélioration a amené au développement d'une unité similaire aux réacteurs à lit fluidisé appelé réacteur à lit étendu [Jewell, 1980]. Ce dernier se différencie par un plus grand débit de fluide et une surface de lit plus grande. Ce type de réacteur permet une expansion du lit de 10% à 20%.

Dans les réacteurs à lit fluidisé, la biomasse est fixée à une petite surface et la vitesse particulaire gravitaire est faible (tel que l'anthracite). En effet les particules sont gardées en suspension sous l'effet d'un flux ascendant. Cette technique permet d'avoir un substrat enrichi et atteindre des concentrations entre 15000 mg/L et 40000 mg/L.

Le plus grand risque avec un réacteur à lit fluidisé et un réacteur à lit étendu était la perte de la biomasse particulaire à partir du réacteur sous l'effet d'une charge particulaire, d'un débit, ou d'une production de gaz trop importante. Néanmoins, en pratique de nombreuses améliorations ont été apportées comme le contrôle de la taille des particules, de la densité des floculants due à des variations trop importantes de la croissance des bactéries. Cependant les réacteurs à lit fluidisé ont acquis la réputation d'être difficile à faire fonctionner [Wheatley, 1990].

Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor

Des problèmes, en relation avec les mécanismes opérationnels, associés aux différents systèmes : réacteur à lit fluidisé ou à lit étendu, réacteur à séquence discontinu ont amené au développement des réacteurs UASB. Ce sont des unités de traitement anaérobies d'eaux usées à forte charge. Elles ont été développées dans les années 1970 par le professeur Gatzke Lettinga à l'Université de Wageningen aux Pays-Bas et elles ont été testées intensivement à l'échelle d'installation dans les régions tropicales et sub-tropicales en particulier au Brésil, en Colombie et en Inde [Lettinga, 1994, Foresti 2002]. Ces unités sont utilisées pour le traitement primaire des eaux usées domestiques et pour les eaux usées à fortes charges industrielles ou agro-alimentaires. Ce type de traitement a été aussi trouvé satisfaisant pour les eaux usées mixtes (domestiques et industrielles) à l'île Maurice [Dean et Horan, 1995]. Cependant, une vision alternative de leur performance et de leur application dans les pays développés (Kanpur, Inde) est donnée par Sharma (2002).

Les réacteurs UASB sont des structures renforcées [Figure IV.2] avec un temps de rétention hydraulique de l'ordre de 6 à 12 heures

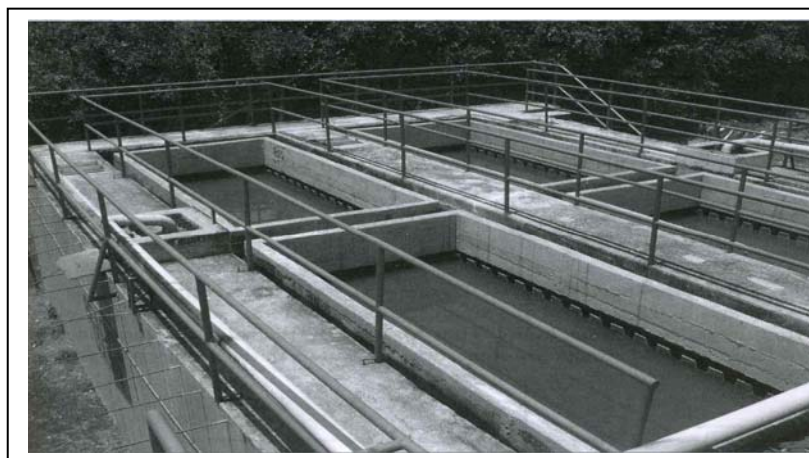


Figure IV.2 : Réacteur UASB à Ginébra, Colombie traitant 10 l/s d'eaux usées domestiques

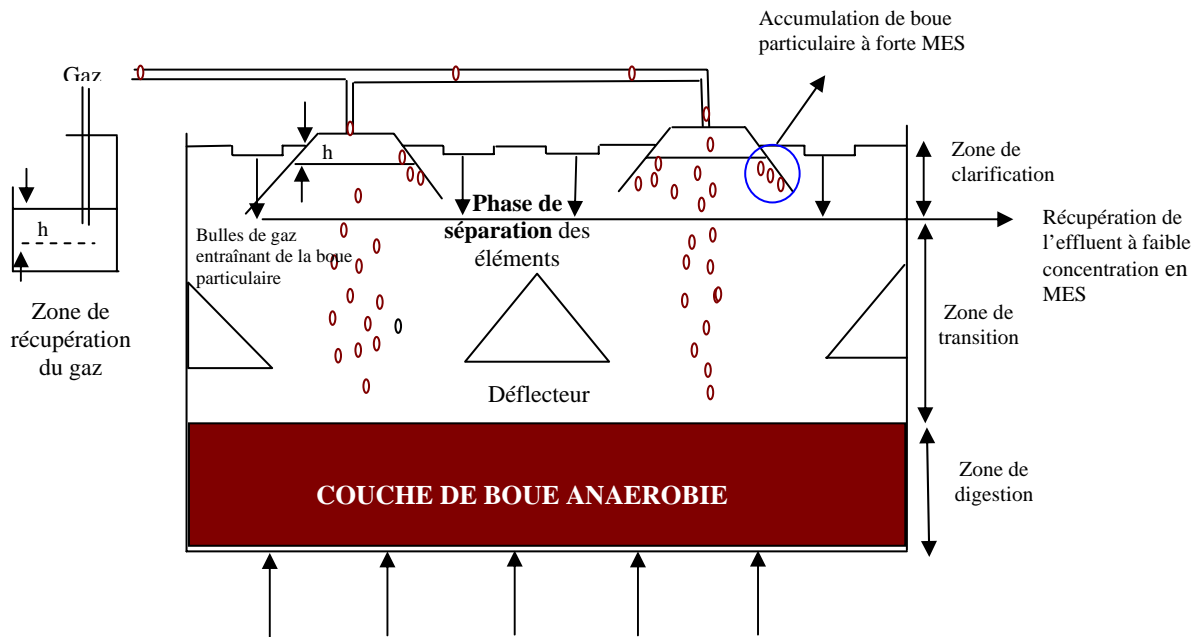


Figure IV.3 : Représentation schématique d'un réacteur UASB

Comme nous le montre la Figure 5 l'effluent, après avoir subi un pré – traitement (dégrillage) est distribué à la base du réacteur puis l'écoulement traverse la couche de boue (d'où le nom de blanket). Cette configuration assure un meilleur contact entre l'effluent et les bactéries anaérobies dans la couche. Cette osmose permet d'avoir un meilleur abattement de la Demande Biochimique en Oxygène dans le réacteur. L'eau usée sous forme particulaire, accompagnée des bulles de gaz, traverse le réacteur et arrive à la **zone de séparation** qui est la caractéristique principale de ce type de réacteur anaérobie. En effet le réacteur anaérobie se sépare en deux zones :

- Une zone basse dans laquelle se déroule la fermentation
- Et une zone haute dans laquelle se déroule une dernière phase d'épuration : la clarification

La vitesse ascendante des boues particulaires diminue lors de leur ascension de part l'action de l'inclinaison des surfaces de séparation. Ces dernières se décantent principalement sur les parois inclinées de la phase de séparation. Finalement par accumulation le poids des particules à fortes M.E.S excède la force de friction et ruissèlent sur les surfaces inclinées puis retombent dans la zone de digestion en étant guidé par les déflecteurs. La phase dite de séparation permet au système de maintenir une forte concentration de particules de boue dans la zone basse du réacteur et de disposer d'un effluent épuré, avec une très basse concentration en M.E.S (Matière En Suspension), qui est évacué.