



Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait

Martial Madoumier

► To cite this version:

Martial Madoumier. Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait. Génie des procédés. Agrocampus Ouest, 2016. Français. [⟨NNT : 2016NSARB277⟩](#). [⟨tel-01333595v3⟩](#)

HAL Id: tel-01333595

<https://theses.hal.science/tel-01333595v3>

Submitted on 4 Oct 2017

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



HAL Authorization

AGRO CAMPUS

OUEST

Martial MADOUMIER • 30 mars 2016

Thèse AGROCAMPUS OUEST
sous le label de l'Université Bretagne Loire
pour obtenir le grade de
DOCTEUR D'AGROCAMPUS OUEST
Spécialité Science de l'aliment

ÉCOLE DOCTORALE • Vie-Agro-Santé (VAS)
LABORATOIRE D'ACCUEIL • UMR 1253 INRA - AGROCAMPUS OUEST
Science et Technologie du Lait et de l'Œuf (STLO)

**Modélisation et développement
d'outils pour l'écoconception
d'un procédé de concentration
en industrie laitière :
cas de l'évaporation du lait**

Romain JEANTET
Professeur, AGROCAMPUS OUEST, UMR INRA - AO STLO /
président

Moisès GRAELLS
Professeur associé, Université de Catalogne / *rapporteur*

Gilles TRYSTRAM
Directeur général, AgroParisTech / *rapporteur*

Benoît COLIN
Président, Société TGE Evreux / *examineur*

Antoine COLLIGNAN
Professeur, SupAgro Montpellier / *examineur*

Geneviève GÉSAN-GUIZIOU
Directrice de recherche, UMR INRA - AO STLO /
directrice de thèse

Catherine AZZARO-PAINTEL
Professeure, ENSIANCE Toulouse / *co-directrice de thèse*



Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait

Martial Madoumier

► To cite this version:

Martial Madoumier. Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait. Génie des procédés. Agro-campus Ouest : Rennes, 2016. Français. <tel-01333595>

HAL Id: tel-01333595

<https://hal.archives-ouvertes.fr/tel-01333595>

Submitted on 17 Jun 2016

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



Distributed under a Creative Commons Attribution - NonCommercial - NoDerivatives 4.0
International License

THESE / AGROCAMPUS OUEST

Sous le label de l'Université Européenne de Bretagne

pour obtenir le diplôme de :

**DOCTEUR DE L'INSTITUT SUPERIEUR DES SCIENCES AGRONOMIQUES,
AGRO-ALIMENTAIRES, HORTICOLES ET DU PAYSAGE**

Spécialité : Science de l'aliment

Ecole Doctorale : VAS (Vie – Agro – Santé)

présentée par :

Martial MADOUMIER

**Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de
concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait**

Préparée au sein de :

**Science et Technologie du Lait et de l'Œuf - UMR 1253 INRA - Agrocampus Ouest
Laboratoire de Génie Chimique - UMR 5503 CNRS - INP Toulouse - UPS**

Soutenue le 30 mars 2016 devant la commission d'Examen :

M.	GRAELLS Moisès, Associate Professor, Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelone	Rapporteur
M.	TRYSTRAM Gilles, Professeur AgroParisTech, Paris	Rapporteur
M.	JEANTET Romain, Professeur Agrocampus Ouest, Rennes	Référent Agrocampus Ouest
M.	COLIN Benoît, Président de la société TGE, Evreux	Membre
M.	COLLIGNAN Antoine, Professeur Montpellier SupAgro, Montpellier	Membre
Mme.	GÉSAN-GUIZIOU Geneviève, Directeur de recherche INRA, Rennes	Directeur de thèse
Mme.	AZZARO-PANTEL Catherine, Professeur ENSIACET, Toulouse	Co-Directeur de thèse

Cette page est volontairement vierge.

Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait

Modelling and development of tools for the ecodesign of a dairy
concentration process : the case of milk evaporation

Martial Madoumier

30 mars 2016

Agrocampus Ouest

Cette page est volontairement vierge.

Résumé

L'industrie agroalimentaire doit intégrer aujourd'hui la dimension environnementale dans la conception de ses procédés. Des approches systémiques d'écoconception, développées pour les procédés chimiques et pétrochimiques, combinent modélisation et optimisation multiobjectif, ce qui permet d'obtenir des solutions de compromis où plusieurs critères sont considérés simultanément. L'application de ces approches aux procédés agroalimentaires est freinée par un manque de connaissances des impacts du procédé sur les caractéristiques du produit alimentaire (et vice-versa) et dans la modélisation des procédés.

Dans ce contexte, ce travail de recherche consiste à développer un cadre méthodologique d'écoconception de procédés agroalimentaires combinant modélisation, optimisation multiobjectif et analyse multicritère, avec pour support l'exemple du procédé d'évaporation du lait. Le procédé d'évaporation fait en effet partie des procédés les plus énergivores du secteur laitier, représente un fort potentiel d'optimisation, et pour lequel les démarches systémiques d'écoconception sont peu nombreuses dans la littérature.

Dans une première partie du travail, un simulateur de procédés commercial a été adapté à la modélisation des évaporateurs traitant du lait : des modèles de propriétés du produit et de coefficient d'échange ont été sélectionnés dans la littérature et intégrés au simulateur. Des données recueillies sur plusieurs procédés d'évaporation de lait, couvrant des échelles variées (du pilote à l'installation industrielle), ont permis de fournir un regard critique sur l'utilisation de ces modèles. Une seconde partie a consisté à développer un outil simplifié de calcul des inventaires d'une séquence de nettoyage, afin de l'intégrer dans la démarche d'écoconception. Cet outil prédit la durée de nettoyage efficace et les consommations associées à partir des conditions opératoires du nettoyage, selon un modèle empirique.

Des critères économiques et environnementaux peuvent ainsi être calculés pour optimiser et analyser les solutions de conception du procédé selon plusieurs objectifs du développement durable. L'optimisation multiobjectif est réalisée à l'aide d'un algorithme génétique, et une méthode d'aide à la décision permet d'identifier les meilleures solutions de compromis. Pour illustrer ses potentialités, le cadre méthodologique est utilisé dans une première étude où trois solutions de conception d'un évaporateur sont analysées selon différents critères, puis dans l'appui au choix stratégique d'un combustible en vue de la production d'énergie sur site, et enfin dans la recherche de la conduite opératoire optimale du nettoyage par optimisation multiobjectif.

Les travaux réalisés permettent d'envisager l'écoconception de la chaîne de production de poudre de lait dans son ensemble, avec l'ajout de modèles des autres étapes de concentration (opérations à membranes, séchage), le couplage avec des méthodes d'intégration énergétique,

et enfin la prise en compte de la qualité du produit, grâce à une modélisation des propriétés du produit.

Mots-clés Ecoconception ; modélisation ; évaporation ; lait écrémé ; optimisation multiobjectif

Abstract

The pressing need of the current food industry is to incorporate the sustainable dimension in the design of its processes. Systemic eco-design approaches that have been extensively developed for chemical and petrochemical processes, encompass modelling, simulation, multiobjective optimisation and multicriteria analysis, which provide compromise solutions reflecting the several criteria that have been simultaneously considered. The application of such approaches to food processes is yet hampered by a lack of knowledge of the impact of the process operating conditions on the attributes of the food product and by a lack of process models.

In this context, this thesis consists in developing a methodological framework for the eco-design food processes, which combines simulation, multiobjective optimisation and multicriteria analysis. This development is supported by the example of the evaporation of milk, which is amongst the most energy-intensive processes of the dairy industry; it also represents a high optimisation potential, and eco-design approaches concerning evaporators are scarce in the literature.

The first part of this work consisted in adapting a commercial process simulator to the modelling of milk evaporators : property models of the product and heat transfer coefficient models have been selected and integrated to the simulator. Data collected on several milk evaporation processes, covering scales ranging from pilot to industrial, provided a critical insight on the use of these models. A second task involved the development of a simplified tool for the calculation of the inventories of a cleaning-in-place sequence, in order to integrate the cleaning phase in the eco-design approach. The tool predicts the duration for an efficient alkali cleaning, along with associated material and energy consumptions, as a function of cleaning operating conditions according to an empirical model.

From the inventories of both the production and the cleaning phase, economic and environmental criteria are computed, so as to optimise and analyse the different design solutions according to several sustainable development objectives. Multiobjective optimisation is carried out with a genetic algorithm, and a multicriteria decision-making method identifies the solutions which offer the best compromise. The potential of the framework is demonstrated first through the analysis of three design solutions for an evaporator according to different criteria, then as a support for the strategic choice of a fuel for the purpose of on-site energy production, and finally through the search for sustainable cleaning-in-place conditions of an evaporator by multiobjective optimisation.

This work paves the way for the eco-design of the milk powder production chain as a whole : simulation models for the other concentration steps (membrane operations and drying) may be added to the methodological framework, along with energy integration methods and product

quality criteria, computed with advanced product models.

Keywords Ecodesign ; modelling ; evaporation ; skim milk ; multiobjective optimisation

Remerciements

La réalisation de ces travaux de thèse n'aurait pu se faire sans les enseignements, les conseils, et le soutien de nombreuses personnes, que je tiens ici à remercier. Les contributions peuvent être aussi bien professionnelles que personnelles, directes que indirectes, aussi le lecteur pressé est invité à passer directement à la partie « Introduction ».

Je tiens à remercier Geneviève Gésan-Guiziou et Catherine Azzaro-Pantel, respectivement ma directrice et co-directrice de thèse, qui ont su me structurer dans la conduite de cette thèse, et trouver la patience pour que leurs conseils portent leurs fruits.

Merci aux membres de mon comité de thèse, grâce auxquels j'ai pu mieux orienter mes travaux : Benoit Colin, président de la société TGE S.A. (Thermique-Genie Chimique-Evaporation), que je remercie pour sa disponibilité et sa franchise ; Catherine Bonazzi, que je tiens encore une fois à remercier de m'avoir aiguillé vers un emploi dont je n'aurais espéré une telle pertinence après ma thèse ; Caroline Sablayrolles ; Murielle Rabiller-Baudry ; Gaëlle Tanguy ; Pierre Schuck. Gaëlle Tanguy et Pierre Schuck m'ont également été d'un grand secours au sein du STLO, et ont facilité ma découverte de la transformation du lait. Merci à Gilbert Steunou, de l'entreprise Entremont Quimper, et Mehdi Dif, de l'entreprise Elodys International, pour leur disponibilité et leur aide.

Au cours de mes brefs séjours au STLO, j'ai toujours été chaleureusement accueilli. Merci en particulier à Anne, Christophe, Danielle, Laurence et Paulette. Merci à Gilles Garic, Rachel Boutrou et Serge Méjean pour leur aide et support. Merci mille fois à l'équipe des doctorants, stagiaires et post-doc du STLO, grâce à qui je garde un excellent souvenir de mes séjours à Rennes, notamment : Samira, Arlan, Lélia, Guy, Flavia, Rozenn, Andreza, Juliana, Carlos, Federico, Kéra, Xavier.

L'essentiel de mes travaux a été réalisé au sein du LGC à Toulouse, où j'ai eu la chance d'obtenir l'aide de Vincent Gerbaud, Marianne Boix, Iréa Touche et Olivier Montastruc. Merci au personnel d'appui, en particulier Dany et Alain, toujours disponibles et serviables. Un grand merci également à Karim Alloula, qui a bataillé avec l'installation d'Aspen Plus et du compilateur Fortran pour que je puisse développer les modèles employés dans cette thèse. Je ne pourrai jamais assez remercier les doctorants, post-doc et stagiaires du LGC, avec lesquels j'ai appris beaucoup et passé des moments formidables, et pour certains avec lesquels la proximité perdure : Vincent, Youen, Sara, Jennifer, Séda, Maxime, Nicolas C., Nick, Juan, Mylène, Pierre T., Pierre G., Schehinez, Alexandre, Léo, Pierre L., Quentin, Franck, Kevin, Léa, Fatine, Omar, Antoine, Brice, Kemie, Laura, Freddy, Nicolas M., Aurélie, Loïc, Sabrina, Ahmed, Philippe, Benoît, Antonio, Ségolène, Fernando, Marco, Sofia, Stéphane, Marie, Raul, Fransiska, Pierre S., Krittiya, Despoina, Sabrina, Napapat.

Merci à mes amis de l'INSA, qui ont entretenu la flamme des années étudiantes, et dont les retrouvailles sont toujours une bouffée de bonheur : John, F-X, Perrine, Noémie, Simon, Adeline, Antoine.

Merci à ma fratrie que j'aime : Clotilde, Anne-Lise, Marie-Noëlle et Vincent.

Et enfin merci à ma mère, sans son courage et sa dévotion je n'en serais pas là aujourd'hui.

Ces remerciements ne sont pas exhaustifs, car de nombreuses personnes ont facilité la réalisation de ce travail. Merci à tous !

Table des matières

Résumé	i
Abstract	iii
Table des matières	x
Glossaire	xiii
Table des figures	xviii
Liste des tableaux	xxi

Introduction **1**

I. Analyse bibliographique et position du projet de thèse **5**

I.1. Ecoconception des procédés agroalimentaires	8
I.1.1. Définition de l'écoconception des procédés	8
I.1.2. Choix des indicateurs pour l'écoconception	10
I.1.2.1. Indicateurs économiques	10
I.1.2.2. Indicateurs environnementaux	12
I.1.2.3. Indicateurs sociaux	15
I.1.2.4. Indicateurs sanitaires	17
I.1.3. Approches d'écoconception des procédés dans les IAA	19
I.1.3.1. Approche comparative	19
I.1.3.2. Intégration des procédés	19
I.1.3.3. Optimisation multiobjectif	20
I.1.3.3.1. Méthodes d'optimisation multiobjectif	21
I.1.3.3.2. Modélisation-simulation	24
I.1.3.3.3. Aide à la décision	28
I.2. L'industrie laitière et les procédés de concentration-séchage	29
I.2.1. L'industrie laitière et le lait	29
I.2.2. La production de poudre dans l'industrie laitière	30
I.2.3. L'opération d'évaporation en agroalimentaire	33
I.2.3.1. Principe de la concentration par évaporation	33
I.2.3.2. Technologies de l'évaporation	33
I.2.3.3. Conduite et nettoyage des évaporateurs	35
I.2.3.4. Ecoconception des évaporateurs	38

I.3.	Stratégie d'écoconception pour les procédés agroalimentaires	40
II.	Modélisation et développement d'outils de simulation pour le procédé en phase de production et de nettoyage	45
II.1.	Description des procédés de référence	47
II.1.1.	Introduction	47
II.1.2.	Evaporateur pilote de la Plateforme Lait, STLO, Rennes (Silveira <i>et al.</i> , 2013)	47
II.1.3.	Evaporateur semi-industriel de Bionov S.A., Rennes	50
II.1.4.	Evaporateur industriel d'Embaré, Brésil (Ribeiro, 2001; Ribeiro et Andrade, 2003)	51
II.1.5.	Evaporateur industriel LAG3 d'Entremont Quimper	52
II.1.6.	Conclusion	53
II.2.	Adaptation d'un simulateur de procédés / propriétés du produit	55
II.2.1.	Introduction	55
II.2.2.	Matériel et méthodes	56
II.2.2.1.	Modélisation du lait	56
II.2.2.1.1.	Hypothèses sur le système « lait »	56
II.2.2.1.2.	Masse molaire des pseudo-composés du lait	57
II.2.2.1.3.	Propriétés principales du lait	58
II.2.2.2.	Modélisation des propriétés dans un simulateur	59
II.2.2.3.	Stratégie pour l'identification et la validation des modèles de propriété du lait	60
II.2.2.3.1.	Identification des modèles de propriété du lait	60
II.2.2.3.2.	Analyse de sensibilité sur les propriétés	61
II.2.3.	Résultats	61
II.2.3.1.	Choix des modèles de propriétés	61
II.2.3.1.1.	Capacité thermique	61
II.2.3.1.2.	Retard à l'ébullition (DTeb)	63
II.2.3.1.3.	Masse volumique	64
II.2.3.1.4.	Conductivité thermique	65
II.2.3.1.5.	Viscosité	66
II.2.3.1.6.	Tension de surface	69
II.2.3.2.	Influence des modèles de propriétés sur une simulation	72
II.2.4.	Perspectives de la méthode de modélisation développée	72
II.3.	Adaptation d'un simulateur de procédés / évaporateurs	75
II.3.1.	Introduction	75
II.3.2.	Matériel et méthodes	78
II.3.2.1.	Modélisation des évaporateurs	78
II.3.2.1.1.	Calcul de la puissance thermique fournie au produit, Q	79

II.3.2.1.2. Modèles de procédé avec puissance thermique connue . . .	79
II.3.2.1.3. Modèles de coefficient de transfert $\alpha_{Produit}$	81
II.3.2.1.4. Modèles de procédé pour la simulation à partir de la pré- diction du coefficient d'échange	84
II.3.2.2. Modélisation du coefficient d'échange dans le simulateur Aspen Plus	86
II.3.2.3. Stratégie d'identification d'un modèle de coefficient d'échange adapté	86
II.3.3. Résultats	87
II.3.3.1. Le coefficient d'échange côté produit : un paramètre majeur pour la modélisation des évaporateurs	87
II.3.3.2. Identification d'un modèle de calcul du coefficient d'échange $\alpha_{Produit}$	89
II.3.3.2.1. Comparaison des modèles pour l'évaporateur STLO . . .	89
II.3.3.2.2. Comparaison des modèles pour les procédés de référence	91
II.3.4. Conclusion	95
II.4. Modélisation du nettoyage en place	97
II.4.1. Introduction	97
II.4.2. Matériel et méthodes	98
II.4.2.1. Description du système considéré	98
II.4.2.2. Détermination d'une séquence de nettoyage de référence pour les évaporateurs	99
II.4.2.3. Sélection d'un modèle cinétique de nettoyage	102
II.4.2.4. Calcul des inventaires d'une séquence de nettoyage	106
II.4.2.4.1. Modélisation du nettoyage	106
II.4.2.4.2. Calcul des inventaires de la centrale NEP	107
II.4.3. Calcul des inventaires pour une séquence de nettoyage complète d'un éva- porateur encrassé par du lait écrémé	108
II.4.4. Synthèse	110

III. Description du cadre méthodologique et exploitation de la démarche 112

III.1. Description du cadre méthodologique	114
III.1.1. Introduction	114
III.1.2. Calcul des inventaires de la centrale de production d'énergie	117
III.1.2.1. Le simulateur Ariane	118
III.1.2.2. Modèle de centrale	118
III.1.3. Evaluation des impacts environnementaux	120
III.1.3.1. Détermination de l'impact environnemental	120
III.1.3.2. Méthodologies d'analyse des ICV	121
III.1.3.2.1. ReCiPe Endpoint	121
III.1.3.2.2. Impact 2002+	123
III.1.3.2.3. Comparaison	123

Table des matières

III.1.3.3. Calcul de l'impact environnemental	125
III.1.4. Evaluation de la rentabilité	126
III.1.4.1. Analyse économique	126
III.1.4.2. Critères de rentabilité du procédé	127
III.1.4.3. Coûts opératoires et recettes	129
III.1.4.4. Calcul du coût d'investissement	130
III.1.4.4.1. Coût de l'équipement	130
III.1.4.4.2. Mise à jour des prix	131
III.1.4.5. Représentativité des critères	132
III.1.5. Optimisation multi-objectif et aide à la décision	132
III.1.5.1. Outil d'optimisation	132
III.1.5.2. Méthode d'aide à la décision	132
III.1.5.3. Interconnexion entre outils d'optimisation	134
III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception	135
III.2.1. Introduction	135
III.2.2. Conception d'un évaporateur et analyse du procédé d'évaporation	136
III.2.2.1. Objet de l'étude	136
III.2.2.2. Résultats	136
III.2.2.3. Conclusion	141
III.2.3. Analyse multicritère pour le choix d'un combustible	141
III.2.3.1. Objet de l'étude	141
III.2.3.2. Résultats	142
III.2.3.3. Conclusion	147
III.2.4. Optimisation du procédé d'évaporation par la conduite du nettoyage en place	147
III.2.4.1. Objet de l'étude	147
III.2.4.2. Résultats	148
III.2.4.3. Conclusion	151
III.2.5. Synthèse de l'exploitation	151
Conclusion	153
Bibliographie	158

Publications	174
---------------------	------------

Annexes	176
----------------	------------

A. Calcul du coefficient d'activité de l'eau en phase liquide en présence de composés alimentaires	176
B. Données opératoires et de dimensionnement des évaporateurs de référence . . .	178
B.1. Données de dimensionnement de l'évaporateur STLO	178

Table des matières

B.2.	Conditions opératoires moyennes obtenues à partir des mesures brutes sur l'évaporateur STLO	178
B.3.	Conditions opératoires et données de dimensionnement de l'évaporateur Bionov	179
B.4.	Conditions opératoires et données de dimensionnement de l'évaporateur LAG3 avant modification récente	180
C.	Comparaison des modèles de propriétés pour du lait écrémé	181
C.1.	Capacité thermique	181
C.2.	Masse volumique	181
C.3.	Conductivité thermique	182
C.4.	Viscosité	183
C.5.	Tension de surface	184
D.	Calcul du coefficient de transfert global dans le modèle HeatX d'Aspen Plus . . .	185
E.	Spécification d'un nouveau combustible dans Ariane	186
F.	ICV extraits de SimaPro pour l'analyse environnementale	189
G.	Prix du marché pour le calcul des coûts et recettes	191
H.	Paramètres pour la corrélation de Guthrie : Maroulis et al. (2007)	193

Liste des symboles

$\dot{H}$	$[J.kg^{-1}.h^{-1}]$	Enthalpie spécifique horaire ou puissance thermique par unité de masse
$\dot{h}$	$[J.h^{-1}]$	Enthalpie horaire ou puissance thermique
$\dot{m}$	$[kg.h^{-1}]$	Débit massique horaire d'un fluide
λ	$[W.m^{-1}.K^{-1}]$	Conductivité thermique
μ	$[mPa]$	Viscosité dynamique
ρ	$[kg.m^{-3}]$	Masse volumique
σ	$[mN.m^{-1}]$	Tension de surface
Actu		Taux d'actualisation ou taux minimum de rémunération
ACV		Analyse du cycle de vie
Am _p		Amortissement de l'équipement pour l'année p
Bact		Bénéfice actualisé
C		Coût d'investissement dans un équipement
C _{horaire}		Coût horaire moyen de la main-d'oeuvre dans l'industrie manufacturière
C _{MO}		Coût annuel de la main-d'oeuvre
CEPCI		« Chemical Engineering Plant Cost Index », anglais pour « indice de coût des usines pour le génie chimique », indice de coût américain
C _{pi}	$[J.kg^{-1}.K^{-1}]$	Capacité thermique massique de la substance i
D _p		Dépenses de l'année p
DALY		Disability Adjusted Lief Years (coût par année de vie ajustée sur l'incapacité)
DALY		Disability Adjusted Lief Years (coût par année de vie ajustée sur l'incapacité)
DTeb	$[^{\circ}C]$	Retard à l'ébullition
DTML	$[^{\circ}C]$	Ecart moyen logarithmique de température entre le fluide chaud et le fluide froid dans un échangeur de chaleur
Eff	$[kg.kg^{-1}$ ou $J.J^{-1}]$	Efficacité énergétique d'un évaporateur
ES		Extrait sec d'un produit alimentaire ; précédé d'un pourcentage définissant la valeur de la teneur en extrait sec

Table des matières

f	Facteur de correction pour la mise à l'échelle du temps de nettoyage calculé à l'aide du modèle cinétique de Gallot-Lavallée et al. (1984)
f_{MO}	Facteur de correction du coût de la main-d'oeuvre
FD	[<i>DALY</i> ou <i>PDF.m².yr</i> ou <i>MJ.kg⁻¹</i>] Facteur d'effet d'une substance en unité de dommages par unité de la substance
FI	Facteur de caractérisation intermédiaire (Midpoint)
FR	Fonds de roulement
I_0	Investissement de départ
I_r	Valeur résiduelle de l'investissement de départ
IAA	Industries AgroAlimentaires
IC	Indice de coût
ICV	Inventaire du cycle de vie
Imp	Taux d'imposition
k	Constante cinétique du modèle de nettoyage de Gallot-Lavallee et al. (1984)
Ka	Nombre adimensionnel de Kapitza
M	[<i>kg.m⁻²</i>] Masse d'un composé - dans le cas de la cinétique d'enlèvement d'un dépôt lors de la phase de nettoyage
MES	Matières En Suspension
MO	Nombre d'opérateurs
MW	« Molecular weight » - anglais pour « masse molaire »
n	Durée de vie comptable d'un projet
NEP	Nettoyage en place
NF	Facteur de normalisation pour une catégorie de dommages
OPU	Opération unitaire
PCI	[<i>kJ.kg⁻¹</i>] Pouvoir calorifique inférieur
PCS	[<i>kJ.kg⁻¹</i>] Pouvoir calorifique supérieur
PDF	Potentially Disappeared Fraction of species (fraction des espèces potentiellement disparues)
PDF	Potentially Disappeared Fraction of species (fraction des espèces potentiellement disparues)
PEI	Potential environmental impact

Table des matières

PF	Facteur de pondération pour une catégorie de dommages
Pr	Nombre adimensionnel de Prandtl
Q	[W] Puissance thermique échangée
Q _i	[MJ.h ⁻¹] Quantité de chaleur transmise à un fluide i pour le chauffer
R	[J.g ⁻¹ .K ⁻¹] Constante des gaz parfaits massique
r	[kg.m ⁻² .s ⁻¹] Vitesse d'une réaction chimique
Re	Nombre adimensionnel de Reynolds
S	[m ²] Surface
SC	Scénario de Conception
SC	Scénario de Conception
SDN	Score d'impact environnemental normé et pondéré dans les catégories de dommages (Endpoint)
SPI	Sustainable process index, anglais pour Indice de procédé durable
SU	Score unique d'impact environnemental
t	[s] Temps
TpsRI	Temps de retour sur investissement
TxRint	Taux de rentabilité interne
U	[W.m ² .C ⁻¹] Coefficient d'échange de chaleur global dans un échangeur de chaleur
UHT	Traitement thermique à Ultra Haute Température
v	[m.s ⁻¹] Vitesse de circulation d'un fluide
V _p	Recettes de l'année p
WAR	Waste Reduction Algorithm - anglais pour Algorithme de réduction des déchets
X _i	[g.g ⁻¹] ou [% massique] Concentration massique d'une espèce chimique i en solution ou d'un composé organique i dans un produit alimentaire

Table des figures

I.0.1.	Contribution des différentes phases du cycle de vie pour les indicateurs réchauffement climatique et épuisement des ressources (pour 1 kg de lait ou de fromage) - adapté de Guignard <i>et al.</i> (2009)	2
I.1.1.	Schéma de principe d'un algorithme génétique ; d'après Morales-Mendoza (2013)	23
I.2.1.	Opérations technologiques impliquées classiquement dans la production de poudres laitières (d'après Schuck, 2011)	32
I.2.2.	Schémas représentatifs d'évaporateurs tubulaires à flot tombant (Jeantet <i>et al.</i> , 2011)	36
I.3.1.	Schéma de principe du cadre méthodologique d'écoconception développé dans ce travail	41
II.1.1.	Schéma de procédé de l'évaporateur pilote décrit dans Silveira <i>et al.</i> (2013) .	49
II.1.2.	Schéma de procédé de l'évaporateur semi-industriel de Bionov S.A.	51
II.1.3.	Schéma de procédé des opérations de traitement thermique et de l'évaporateur industriel d'Embaré (d'après Ribeiro, 2001)	52
II.1.4.	Schéma de procédé des opérations de traitement thermique et de l'évaporateur industriel LAG3 de Entremont Quimper	54
II.2.1.	Capacité thermique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de la température pour 4 niveaux d'extrait sec ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les modèles sont tracés seulement lorsqu'ils sont dans leur domaine de validité. Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales.	62

II.2.2.	Retard à l'ébullition d'un lait entier ((a) : eau 87,1% ; matière grasse 3,6% ; protéines 3,4% ; lactose 4,8% ; minéraux 1,1%) et d'un lait écrémé ((b) : eau 90,7% ; matière grasse 0,3% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de l'ES. Pour le lait entier (a) les courbes se chevauchent. Pour le lait écrémé (b) les données expérimentales proviennent d'un partenaire industriel (TGE - Thermique-Genie-Chimique-Evaporation, 300 rue Clément Ader, 27000 Evreux, France). MW = Molecular Weight (masse molaire).	63
II.2.3.	Retard à l'ébullition d'un lait entier ((a) : eau 87,1% ; matière grasse 3,6% ; protéines 3,4% ; lactose 4,8% ; minéraux 1,1%) et d'un lait écrémé ((b) : eau 90,7% ; matière grasse 0,3% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de l'ES selon le modèle de Winchester (2000) pour le DTeb. Les valeurs de masse molaire (MW) diffèrent pour chaque courbe.	64
II.2.4.	Masse volumique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) et de concentrés à différents niveaux d'ES ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales.	65
II.2.5.	Conductivité thermique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) et de concentrés à différents niveaux d'ES ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales. Les barres d'erreur sur les données de Fernández-Martín & Montes (1972) représentent la différence maximale de 3% entre les données expérimentales et le modèle, et les barres d'erreur sur les données de Riedel (1949) représentent l'erreur de prédiction de 1% dont fait preuve le modèle, toutes deux calculées par les auteurs des ces études.	67
II.2.6.	Viscosité d'un lait entier (eau 87,1% ; matière grasse 3,4% ; protéines 3,1% ; lactose 5,6% ; minéraux 0,8%) pour 4 niveaux d'ES ((a) : 12,9% ; (b) : 20,0% ; (c) : 40,0% ; (d) : 50,0%), Le modèle de Morison (2013) a une erreur de prédiction maximale de 21% représentée par des barres d'erreur, et le modèle de Fernández-Martín (1972b) s'accorde avec les valeurs expérimentales de l'étude correspondante jusqu'à 5%, également représenté par des barres d'erreur.	68

Table des figures

II.2.7. Tension de surface d'un lait entier (eau 87,0% ; matière grasse 3,7% ; protéines 3,7% ; lactose 5,3% ; minéraux 0,2%) en fonction de la température pour 3 niveaux d'ES ((a) : 13,0% ; (b) : 25,0% ; (c) : 50,0%), et en fonction de l'ES pour une température fixe de 20°C (d). Les barres d'erreur sur les données de Bertsch (1983) représentent l'erreur relative moyenne de 9,6% calculée par l'auteur de l'étude.	70
II.3.1. Schémas d'évaporateur et d'échangeur à multiples passes	76
II.3.2. Schéma de procédé de l'évaporateur pilote (Silveira <i>et al.</i> , 2013) modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans	80
II.3.3. Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Embaré modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans	80
II.3.4. Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Entremont Quimper tel que modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans	81
II.3.5. Schéma de procédé de l'évaporateur pilote (Silveira <i>et al.</i> , 2013) modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et des dimensions de l'équipement	85
II.3.6. Schéma de procédé de l'évaporateur semi-industriel de Bionov tel que modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et les dimensions de l'équipement	85
II.3.7. Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Entremont Quimper tel que modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et les dimensions de l'équipement	86
II.3.8. Comparaison des modèles de coefficient d'échange du film de produit en ébullition à des valeurs expérimentales calculées pour l'évaporateur STLO	90
II.3.9. Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour l'extrait sec obtenu en sortie de l'évaporateur STLO	92
II.3.10. Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour la masse de vapeur requise pour évaporer 1 kg d'eau dans l'évaporateur Bionov ; la valeur de référence est de 0,8	93
II.3.11. Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour l'extrait sec obtenu en sortie de l'évaporateur LAG3 ; la valeur expérimentale de référence est 0,477 kg.kg ⁻¹	93
II.4.1. Modélisation de la centrale de production des solutions de nettoyage par deux opérations unitaires simples	100
II.4.2. Modélisation de l'équipement encrassé en phase de nettoyage par un réacteur semi-continu	101
II.4.3. Flux entrant et sortant du système étudié pour la prise en compte de la phase de nettoyage en place dans ce travail	101

Table des figures

II.4.4. Entrées, sorties et opérations unitaires associées à chaque étape de la séquence de nettoyage de référence retenue pour l'intégration de la phase de nettoyage en place d'un évaporateur. « MES » (Matières En Suspension) représente le produit de la réaction entre le détergent et le dépôt, ou le dépôt retiré par action mécanique seule.	103
III.1.1. Schéma de principe du cadre méthodologique d'écoconception développé dans ce travail. Les éléments construits dans la partie II de ce manuscrit sont distingués par des blocs hachurés.	115
III.1.2. Système étudié pour le développement et la mise en œuvre du cadre méthodologique d'écoconception ; les flux inclus dans l'analyse environnementale sont entourés d'un encadré rouge et les flux inclus dans l'analyse économique sont entourés de vert	116
III.1.3. Méthodes d'écoconception proposées dans le cadre méthodologique développé dans ce travail. SC = scénario de conception ; ICV = Inventaire de Cycle de Vie ; CEnv _i = Critère Environnemental « i » ; CEC _i = Critère Economique « i »	117
III.1.4. Courants entrant et sortant d'un système de production de vapeur (Jiménez-González et Constable, 2011)	119
III.1.5. Schéma de procédé de la centrale à chaudière mono-combustible modélisée dans Ariane	119
III.1.6. Principe de l'implémentation de l'analyse environnementale dans le cadre d'écoconception développé dans ce travail	120
III.1.7. Relation entre l'inventaire de cycle de vie (« LCI results »), les catégories orientées problèmes ou intermédiaires (« Midpoint ») et orientées dommages (« Endpoint ») pour la méthodologie d'analyse des ICV « ReCiPe 2008 » (Goedkoop <i>et al.</i> , 2013)	122
III.1.8. Relation entre l'inventaire de cycle de vie (« LCI results »), les catégories orientées problèmes ou intermédiaires (« Midpoint ») et orientées dommages (« Damage » ou « Endpoint ») pour la méthodologie d'analyse des ICV « Impact 2002+ » (Joliet <i>et al.</i> , 2003)	124
III.1.9. Schéma de principe de l'implémentation de l'analyse économique dans l'outil d'écoconception développé dans ce travail	127
III.1.10. Circulation des données entre outils constituant le cadre d'écoconception . . .	134
III.2.1. Schémas de procédé de l'évaporateur dimensionné pour l'évaporation de 20 t.h ⁻¹ de lait écrémé selon le nombre d'effets	137
III.2.2. Scores (en kg de substance polluante équivalente par kg de lait traité) dans les catégories Midpoint obtenus avec la méthode ReCiPe pour l'évaporateur à 4 effets	139

Table des figures

III.2.3. Scores (en kg de substance polluante équivalente par kg de lait traité) dans les catégories Endpoint obtenus avec la méthode Impact 2002+ pour l'évaporateur à 4 effets	140
III.2.4. Contribution au score d'impact unique (agrégé) de la phase de nettoyage et de la phase de production selon les méthodes ReCiPe et Impact 2002+	140
III.2.5. Scores de dommages dans les catégories Endpoint selon les différents combustibles d'après Impact 2002+ et ReCiPe	144
III.2.6. Comparaison des scores uniques d'impact environnemental pour les quatre alternatives selon Impact 2002+ et ReCiPe	146
III.2.7. Comparaison du bénéfice actualisé et du score d'impact ReCiPe (score d'impact unique) obtenus avec la pratique industrielle, la prédiction par le modèle de Gallot-Lavallée, et l'optimisation à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée. « Référence » = Séquence NEP de référence (pratique industrielle); « Prédiction » = Séquence NEP avec prédiction (modèle de nettoyage alcalin, paramètres de la séquence de référence); « Optimisation » = Séquence NEP optimisée (nettoyage alcalin optimisé)	150

Liste des tableaux

I.1.1.	Avantages et limites des méthodes d'évaluation de l'impact environnemental présentées dans ce travail pour application aux procédés de transformation agroalimentaires (Azapagic <i>et al.</i> , 2011; Hertwich <i>et al.</i> , 1997; Jolliet <i>et al.</i> , 2010; Manfredi <i>et al.</i> , 2015; Narodoslawsky et Krotscheck, 2004; Ouattara, 2011)	16
I.1.2.	Avantages et limites des méthodes d'optimisation multiobjectif présentées dans ce travail	23
I.1.3.	Modèles et simulations de procédés de traitement de liquides alimentaires réalisés à l'aide d'outils de simulation	27
I.2.1.	Composition approximative du lait de vache	30
I.2.2.	Consommation énergétique de différentes techniques d'élimination de l'eau (Schuck, INRA STLO, communication personnelle)	31
II.1.1.	Liste et caractéristiques des procédés d'évaporation de référence utilisés dans ce travail	48
II.1.2.	Composition du lait traité correspondant aux données expérimentales disponibles pour chaque procédé d'évaporation de référence (« Exp. » = Expérience)	48
II.1.3.	Conditions expérimentales correspondant aux mesures disponibles pour l'évaporateur pilote de la Plateforme Lait du STLO	49
II.1.4.	Mesures et résultats de calcul d'efficacité énergétique pour l'évaporateur pilote de la Plateforme Lait du STLO	50
II.2.1.	Valeurs de masse molaire des composés de la matière sèche du lait issues de différents travaux	58
II.2.2.	Modèles de propriété sélectionnés pour le lait et les pseudo-composés alimentaires	71

II.2.3.	Résultats de l'analyse de sensibilité. Les valeurs numériques sont les coefficients obtenus après modélisation de la réponse du système (le pilote de procédé d'évaporation), c'est-à-dire la concentration finale du produit, en fonction des facteurs appliqués aux variables, c'est-à-dire les propriétés principales du lait (section II.2.2.3.2). Les interactions entre variables (λ - ρ , σ - μ , C_p - μ - ρ , etc.) ne sont pas pertinentes dans cette analyse, car le but est d'identifier les propriétés qui ont le plus d'impact, et les variables principales (c'est-à-dire les propriétés) sont suffisantes pour modéliser la réponse de la simulation jusqu'à 3 chiffres après la virgule.	72
II.3.1.	Comparaison entre mesures et résultats de simulation pour la validation des bilans sur les procédés de référence STLO, Embaré et LAG3 (« Exp. » = Expérience)	88
II.3.2.	Modèle de coefficient d'échange les plus pertinents pour les procédés STLO, Bionov et LAG3 (« exp. » = Expérience)	91
II.3.3.	Comparaison de variables caractéristiques du transfert de chaleur au sein de l'effet 1 de l'évaporateur LAG3, obtenues par simulation selon différents modèles de coefficient d'échange α_p ; $S = 534 \text{ m}^2$; la température de la vapeur entrante côté calandre est de $73,1^\circ\text{C}$; la condensation est totale côté calandre	91
II.4.1.	Conditions opératoires de la séquence de nettoyage « de référence » retenue pour l'intégration de la phase de nettoyage en place dans l'approche d'écoconception d'un évaporateur.	102
II.4.2.	Modèles cinétiques d'élimination de dépôt après encrassement d'un équipement de traitement thermique par de la matière laitière. Les modèles permettent de calculer une constante cinétique de nettoyage (en s^{-1}) selon des variables opératoires associées aux solutions de nettoyage.	104
II.4.3.	Paramètres utilisés pour la prédiction des inventaires du NEP de l'évaporateur LAG3	109
II.4.4.	Consommations, quantité d'encrassement retiré et eaux usées émises par chaque étape de la séquence de nettoyage de référence (cf. tableau II.4.1).	110
III.1.1.	Paramètres fixes pour le calcul du bénéfice actualisé	128
III.2.1.	Caractéristiques de l'étude de l'influence du nombre d'effets d'un évaporateur dans une perspective d'écoconception	136
III.2.2.	Caractéristiques des 3 solutions de conception	138
III.2.3.	Données et critères d'analyse économique et environnementale. Le pourcentage « (#) » indique la différence relative para rapport à 4 effets. « DALY » = « Disability Adjusted Life Years » (coût par année de vie ajustée sur l'incapacité)	138
III.2.4.	Caractéristiques de l'étude de sélection d'un combustible	142

III.2.5.	Critères économiques et environnementaux obtenus pour chaque alternative. « PDF » = « Potentially Disappeared Fraction of species » (fraction des espèces potentiellement disparues)	143
III.2.6.	Classements TOPSIS selon différentes combinaisons de critères	145
III.2.7.	Caractéristiques de l'étude d'optimisation du procédé d'évaporation par la conduite du NEP	149
III.2.8.	Paramètres de l'algorithme génétique dans Multigen	149
III.2.9.	Comparaison des paramètres de l'étape de nettoyage alcalin selon la pratique industrielle, la prédiction par le modèle de Gallot-Lavallée, et l'optimisation à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée	150
E.1.	Caractéristiques spécifiées dans le logiciel Ariane pour modéliser le combustible « Wood chips » représentant des plaquettes de bois. Les caractéristiques du gaz naturel et du fioul lourd présents dans la base de données d'Ariane sont également données à titre de comparaison.	187
E.2.	Composition moyenne du bois sec d'après Rabot-Querci (2006), et composition des plaquettes forestières calculée à partir de cette composition moyenne et de la teneur en soufre des plaquettes donnée dans le rapport de Rector <i>et al.</i> (2013). Le taux d'humidité de 30% des plaquettes forestières provient des travaux de Deglise et Donnot (2004)	187
E.3.	Données de combustion et de rendement par combustible	188

Introduction

En ce début de 21ème siècle, le secteur agroalimentaire doit relever de nombreux défis, qui conduisent à des bouleversements importants dans la conception de la production agricole et des procédés de transformation. Le secteur alimentaire doit :

- nourrir la population mondiale. La terre abritera 9 milliards de personnes en 2050, avec une demande accrue provenant des pays émergents et en voie de développement dont la population augmente fortement (Afrique, Amérique du Sud). Au niveau européen, la croissance de la population est telle qu'un doublement de la consommation alimentaire des Européens est prévu d'ici à 20 ans (Lutz *et al.*, 2008). Cette augmentation consécutive de la consommation entraînera des besoins supplémentaires de production.
- diversifier l'offre pour fournir les matières premières adaptées aux consommateurs et répondant aux usages non alimentaires tels que les usages énergétiques, chimiques ou des matériaux en exploitant pleinement la biomasse. Les demandes du marché en termes de variété de produits alimentaires exigent une augmentation de la flexibilité de la production, pour répondre aux problématiques de carences et d'obésité, et aux demandes de populations spécifiques (personnes âgées, nourrissons, sportifs).
- réduire son empreinte environnementale et participer à la lutte contre le changement climatique. L'augmentation de la production nécessaire pour répondre à la demande sans cesse accrue et à la mondialisation des échanges, qui crée des opportunités liées à l'ouverture de nouveaux marchés à l'export, en particulier vers les pays émergents et en voie de développement, génèrera un impact environnemental additionnel. Il est alors nécessaire de mettre en œuvre des procédés à la fois suffisamment productifs pour répondre à la demande et à la fois durables pour limiter l'impact environnemental généré. Dans un contexte de raréfaction des ressources fossiles (pétrole et métaux notamment), de changement climatique, et de dégradation des écosystèmes, le défi de la réduction de l'impact environnemental en vue de protéger la santé de l'environnement et de l'être humain prend une importance capitale.

L'environnement apparaît ainsi comme un des enjeux majeurs pour adapter la production alimentaire, selon les principes du développement durable, qui met en exergue les liens étroits entre l'altération de l'environnement, les difficultés socioéconomiques croissantes de la population mondiale, et les risques pour la santé de l'Homme (Hopwood *et al.*, 2005) : le développement de nos sociétés doit être réalisé en trouvant un équilibre entre économie, dimension sociale et préservation de l'environnement.

Une approche permettant d'appliquer les principes du développement durable est l'*écoconception*, qui a pour objectif « la réduction des impacts environnementaux des produits tout au long

de leur cycle de vie » (Berneman *et al.*, 2011) ; le terme « produits » inclut biens, services et procédés. L'écoconception de produits alimentaires peut être mise en œuvre sur l'ensemble du cycle de vie des produits prenant en compte la production au champ ou à la ferme, le transport, la transformation, la distribution, l'utilisation dans les ménages, la fin de vie des produits. Bien que la production à la ferme soit souvent reconnue comme forte génératrice d'impact environnemental (avec des études essentiellement focalisées sur des produits alimentaires dits « simples » comme le pain ou le riz) (Roy *et al.*, 2009), l'impact de la transformation des produits agricoles s'avère non négligeable comparé à celui des autres étapes du cycle de vie. L'exemple du secteur laitier est particulièrement évocateur : si la production du lait a un impact considérable en termes d'émissions de gaz à effet de serre (Foster *et al.*, 2007; Guignard *et al.*, 2009; Kanyarushoki *et al.*, 2010; Thoma *et al.*, 2012), l'impact de la transformation pèse sur le bilan environnemental dans d'autres catégories de dommages, comme le montrent Guignard *et al.* (2009), où la transformation du lait a un impact sur l'épuisement des ressources équivalent à celui de la production à la ferme (Figure .0.1). L'Union Européenne avait déjà identifié, à travers les études EIPRO (« Environmental Impact of PROducts ») et IMPRO (« environmental IMProvement of PROducts »), des leviers d'action pour la réduction de l'impact environnemental au niveau des industries agroalimentaires (IAA) : selon l'étude EIPRO (Tukker *et al.*, 2006), parmi les trois catégories de produits qui génèrent de 70 à 80% de l'impact environnemental de la consommation des Européens, l'alimentation et la boisson y contribuent à hauteur de 20 à 30% ; et une des études IMPRO sur les secteurs de la viande et du lait (Weidema *et al.*, 2008) a souligné que les économies d'énergie dans les industries de transformation de ces matières premières agroalimentaires constituaient un important levier d'action pour la réduction de l'impact environnemental. En France, la loi dite « Grenelle 2 » (loi n° 2010-788 du 12 juillet 2010) a posé les bases d'une obligation de transparence des grandes entreprises (y compris agroalimentaires) en termes de performance notamment environnementale, évaluée selon la méthodologie de l'Analyse du Cycle de Vie (ACV).

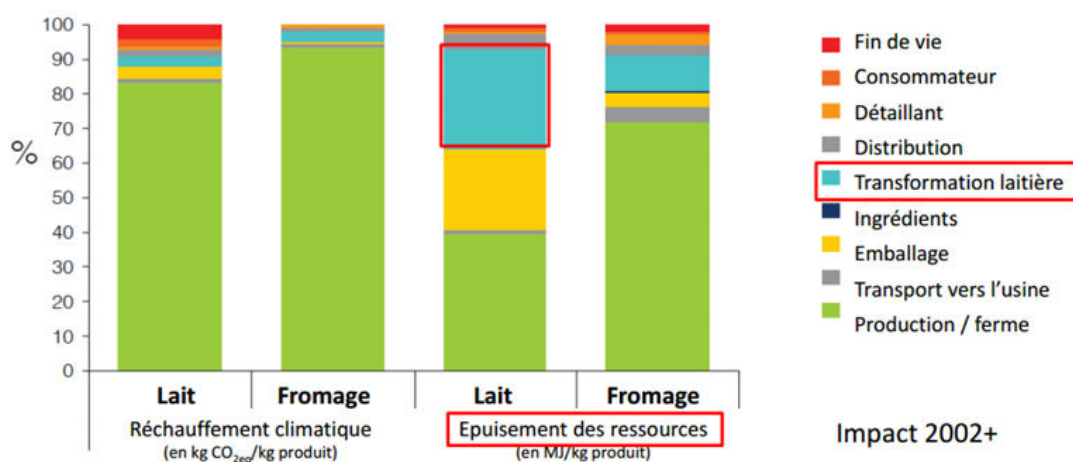


FIGURE .0.1. – Contribution des différentes phases du cycle de vie pour les indicateurs réchauffement climatique et épuisement des ressources (pour 1 kg de lait ou de fromage) - adapté de Guignard *et al.* (2009)

A la différence des industries du secteur alimentaire, les industries chimiques et pétrochimiques sont familières de l'application de l'écoconception aux procédés (Azapagic *et al.*, 2011). Elles mettent en œuvre des méthodes d'optimisation et d'évaluation environnementale développées depuis 1990 (Morales-Mendoza, 2013), et disposent ainsi d'indicateurs pour évaluer leur performance environnementale dès la phase de conception des procédés, tout en satisfaisant aux critères de rentabilité économique. Les IAA restent peu imprégnées par ces approches d'écoconception : la plupart des études se concentrent sur l'emballage (Sonesson *et al.*, 2010) et les procédés intégrés dans les études d'écoconception des produits sont considérés comme des « boîtes noires » dont les conditions opératoires sont fixes et ne permettent pas d'évaluer l'impact de modifications du procédé (Jacquemin *et al.*, 2012).

La prise en compte de performances figées des procédés dans les études d'écoconception pour les IAA peut être expliquée en partie par un manque de connaissances et en conséquence un manque de modèles pour décrire les procédés de transformation agroalimentaires (Trystram, 2012). L'écoconception d'un procédé nécessite en effet la prédiction de ses consommations, de ses émissions et des impacts qui leur sont associés (les performances), qui sont dépendants de changements dans la configuration et/ou la conduite de ce même procédé (la conception) ; les relations entre les performances du procédé et sa conception ne peuvent être déterminées que par des modèles (ou des relations empiriques) qui incorporent les connaissances sur le procédé et le produit.

Au vu de ces éléments, cette thèse propose une *méthodologie d'écoconception d'un procédé de transformation agroalimentaire* selon une approche interdisciplinaire, afin de contribuer à la mise en œuvre des principes de l'écoconception dans les IAA. Le cadre méthodologique utilise les avancées du secteur des industries chimiques pour les appliquer au domaine agroalimentaire, à l'aide de méthodes et d'outils dont l'adaptation aux IAA est réalisée à travers un exemple dans le secteur laitier.

La première partie de ce manuscrit consiste en une étude bibliographique portant sur l'écoconception des procédés, ses méthodes et son application au domaine agroalimentaire. Le secteur de la transformation laitière est ensuite étudié pour en dégager un objet d'étude pour l'écoconception, ce qui donne lieu au positionnement et à la stratégie employée dans ce travail. Une deuxième partie décrit le développement d'outils qui répondent au besoin de modélisation pour le domaine agroalimentaire, plus particulièrement pour la modélisation et la simulation de l'évaporation du lait en phase de production ou de nettoyage, qui a été pris comme objet d'étude.

Un cadre méthodologique d'écoconception est ainsi construit avec ces outils de modélisation-simulation, accompagnés d'outils d'analyse systémique de la production d'énergie, de l'impact environnemental et de la rentabilité du procédé, décrits dans la troisième partie. Cette dernière décrit également la mise en œuvre de ce cadre méthodologique à travers trois études d'écoconception qui font appel à la mise en œuvre du potentiel offert par le cadre méthodologique construit dans ce travail.

Liste des tableaux

Enfin, des conclusions permettront de synthétiser l'apport de ce travail et de dégager des perspectives.

Première partie

Analyse bibliographique et position du projet de thèse

Résumé

La démarche d'écoconception considérée dans ce travail consiste en l'intégration de la problématique environnementale dès le stade préliminaire de la conception des procédés au même titre que les critères de performances technico-économiques qui ont longtemps prévalu lors des études de conception de procédés. L'évaluation des différentes solutions de conception peut être réalisée à l'aide de critères économiques, environnementaux, sociaux, ainsi que par des critères de qualité et de sécurité dans les IAA. Si les méthodes d'évaluation des indicateurs économiques et environnementaux sont largement développées, la formulation d'indicateurs de qualité reste difficile à exprimer mathématiquement

L'analyse bibliographique fait ressortir que les approches d'écoconception mises en œuvre dans les études portant sur des procédés des IAA sont souvent basées sur des comparaisons entre alternatives. Les approches par intégration du procédé ou par optimisation multiobjectif sont plus récentes, et cette dernière apparaît comme une voie attractive, car elle permet de gérer des objectifs antagonistes. Dans ce contexte, les méthodes d'optimisation impliquant une métaheuristique telle qu'un Algorithme Génétique, qui permettent d'obtenir directement des solutions de compromis (front de Pareto), sont particulièrement intéressantes : elles peuvent être couplées d'une part avec un simulateur de procédés, et d'autre part avec une méthode d'analyse multicritère pour extraire une ou plusieurs solutions d'intérêt à partir du front de Pareto. L'application de ces outils au domaine agroalimentaire n'est cependant pas directe du fait des spécificités de ce secteur, notamment dans le manque encore marquant de connaissances des impacts du procédé sur les caractéristiques du produit alimentaire (et vice-versa) et dans la modélisation des procédés, encore peu développée comparativement au secteur de la chimie.

Parmi les différents secteurs des IAA, la transformation du lait en produits concentrés constitue le support de la démarche d'écoconception développée dans le cadre de ce travail. Le secteur laitier a été choisi car il s'agit d'un secteur alimentaire majeur en France et en Europe. Les procédés de concentration-séchage sont particulièrement énergivores, et la conception des évaporateurs présente un fort potentiel d'optimisation du fait notamment des nombreuses combinaisons possibles de technologies, de conduites de procédé et de techniques de réduction de la consommation énergétique. De plus, les démarches systémiques d'écoconception appliquées au procédé d'évaporation de produits laitiers sont peu nombreuses dans la littérature, et la modélisation/simulation du procédé et la prise en compte des phases de nettoyage sont quasiment absents de ces études.

La stratégie qui découle de cette analyse bibliographique et du contexte industriel consiste ainsi à développer un cadre générique d'écoconception développé à travers l'exemple du procédé d'évaporation du lait. Ce cadre méthodologique met ainsi en œuvre la modélisation du procédé en phase de production et de nettoyage à travers notamment les bilans de matière et d'énergie, l'analyse environnementale et économique, l'optimisation de la conception du procédé, et la hiérarchisation des solutions obtenues afin d'interpréter les résultats et effectuer un choix. Pour développer ce cadre d'écoconception, un simulateur de procédés commercial

est adapté au procédé d'évaporation du lait, et le nettoyage en place est intégré dans un cadre méthodologique. Les potentialités de ce cadre sont illustrées au travers de quelques études d'écoconception.

I.1. Ecoconception des procédés agroalimentaires

I.1.1. Définition de l'écoconception des procédés

La prise en compte de l'environnement dans la conception des procédés selon une approche systémique est relativement récente. Bien que la nécessité d'améliorer les performances économiques et environnementales soit clairement identifiée dès la fin du XX^{ème} siècle, peu de méthodes sont alors dédiées à la minimisation de l'impact environnemental des procédés (Cano-Ruiz et McRae, 1998). La phase d'optimisation est essentiellement orientée vers la performance économique, et la prise en compte de l'environnement est souvent citée comme une contrainte réglementaire, ou consiste à minimiser l'émission de déchets et à les traiter. Dans sa revue portant sur les approches de conception des procédés chimiques, Cano-Ruiz et al. (1998) identifient quatre voies possibles pour définir des indicateurs qui traduisent quantitativement l'impact du procédé sur l'environnement :

- L'inclusion du traitement des déchets dans les limites du système, ce qui permet de développer la réutilisation des déchets ou coproduits d'un procédé comme matières premières d'un autre procédé, et d'identifier clairement les voies de traitement pour utiliser des infrastructures existantes ;
- L'intégration des flux de matière et d'énergie dans la conception afin de réduire les émissions de polluants et les consommations, grâce par exemple à l'analyse de pincement (cf. section I.1.3) ;
- L'application de la méthode de l'analyse du cycle de vie aux procédés (cf. section I.1.3) ;
- Le passage d'une évaluation environnementale en termes de concentration de polluants à une analyse environnementale permettant de calculer l'impact du procédé, traduisant ainsi quantitativement la dégradation de la qualité de l'environnement.

De nombreux articles et ouvrages proposent des méthodes pour évaluer l'impact environnemental des procédés, pour le réduire, et pour intégrer l'environnement dans la conception des procédés (Allen et Shonnard, 2001). Les « 12 principes de l'ingénierie verte » (Anastas et Zimmerman, 2003) sont un exemple de recommandations pour la conception de produits, procédés, ou systèmes en général, émises au début du XXI^{ème} siècle. Dans leur ouvrage sur la méthode d'Analyse du cycle de vie, Jolliet *et al.* (2010) définissent l'*écoconception* (« Ecode-sign » ou « Design for Environment » dans la littérature anglophone) comme « l'intégration des aspects environnementaux dans la conception ou la re-conception de produits », inspirée

de la définition donnée dans le rapport de la norme française ISO/TR 14062 « Management environnemental - Intégration des aspects environnementaux dans la conception et le développement de produit ». Les procédés représentent ainsi la « contribution opérationnelle » dans le cycle de vie d'un produit au développement durable, et comprend principalement deux niveaux d'élaboration d'un procédé ou de modification d'un procédé existant (Ouattara, 2011) :

- D'une part la conception en amont, c'est-à-dire le choix des opérations unitaires (OPU) et de la structure du procédé (diagramme de flux) ;
- D'autre part le dimensionnement des opérations unitaires, pour une structure de procédé figée : elle englobe le calcul de la taille requise de l'équipement et les conditions opératoires dans chaque opération unitaire pour réaliser l'objectif de production souhaité.

L'écoconception constitue donc une approche préventive de prise en compte de l'environnement, c'est-à-dire que la conception du procédé est réalisée de sorte que celui-ci utilise de manière rationnelle les matières premières et l'énergie en minimisant l'émission de polluants (Steffens *et al.*, 1999), préférable à une approche curative, qui consiste principalement à réduire ou traiter la pollution émise (Bellini et Janin, 2011). Ces niveaux de construction théorique du procédé avant réalisation physique doivent classiquement remplir deux objectifs principaux (Seider *et al.*, 2004) : d'une part, le ou les procédés concernés doivent être rentables et, d'autre part, le procédé doit être réalisable techniquement, c'est-à-dire qu'il doit remplir l'objectif de production fixé en faisant appel de manière adéquate aux principes physiques, chimiques, voire biologiques, qui permettent d'obtenir le produit souhaité. L'écoconception implique l'ajout d'un troisième objectif à l'étude de conception : la minimisation de l'impact environnemental. Li *et al.* (2009) définissent quatre façons de pondérer l'objectif environnemental (par rapport aux autres objectifs comme la maximisation de la rentabilité) dans les approches d'optimisation :

1. « les considérations environnementales sont des contraintes sur l'optimisation économique » ; c'est le cas de l'étude de Dantus et High (1996), qui utilisent un outil de simulation dans lequel est intégré un algorithme d'optimisation pour rechercher la structure la plus rentable de procédés chimiques, tout en assurant une consommation d'énergie et une production de coproduits (considérés comme des déchets) minimale. Le choix optimal est ici contraint dès la phase de calcul, car cette approche ne permet d'obtenir qu'un minimum économique.
2. « les incitations environnementales sont les principaux objectifs dans la sélection et la conception du procédé, mais la faisabilité économique est négligée ». Ainsi, Cave et Edwards (1997) ont développé un indicateur qui, utilisé comme critère environnemental, permet de formuler l'objectif d'impact environnemental minimal engendré par un procédé chimique. Le choix des opérations unitaires et la structure du procédé permettant d'obtenir le EHI (« Environmental Hazard Index ») le plus faible sont obtenus sans considérations économiques. La conception est dans ce cas indépendante de l'optimalité économique, ce qui peut poser problème lors de la présentation de la solution obtenue à des décideurs.
3. « le modèle est simplifié à l'aide d'une stratégie adéquate ou en transférant l'optimi-

sation multiobjectif à un problème mono-objectif ». La transformation en un problème mono-objectif requiert la définition d'un nouveau critère qui est fonction des critères économiques et environnementaux (ou autres), ou bien qui nécessite de nouvelles contraintes pour ramener le problème à un objectif scalaire. Les ressources nécessaires pour le calcul sont ainsi minimisées, mais une formulation mathématique de l'objectif est nécessaire.

4. « la minimisation de l'impact environnemental est traitée au même titre que d'autres objectifs comme la maximisation du profit, la minimisation du coût opératoire et d'autres, afin de former un problème multiobjectif ». Par exemple, les travaux de Steffens *et al.* (1999) utilisent trois critères (coût annuel, indice d'impact environnemental SPI « Sustainable Process Index » et débit de polluant rejeté) pour rechercher la meilleure structure d'un procédé de synthèse de pénicilline. Plus récemment, Dietz *et al.* (2006) optimisent la structure et les conditions opératoires d'une usine discontinue multiproduits selon deux ou trois critères, notamment le coût l'utilisation du solvant et la quantité de biomasse rejetée. Cette approche basée sur le couplage entre une optimisation multiobjectif par algorithmes génétiques et un modèle de simulation par événements discrets pour la génération d'un ordonnancement présente l'intérêt de mettre sur un pied d'égalité, critères environnementaux et économiques au moment de la recherche des solutions optimales.

1.1.2. Choix des indicateurs pour l'écoconception

Le développement d'indicateurs quantitatifs pertinents constitue un prérequis pour développer une démarche d'écoconception. Idéalement, un indicateur de développement durable devrait satisfaire simultanément les trois composantes du développement durable : économiques (par exemple : le procédé est-il rentable ?), environnementaux (quel est l'impact du procédé sur l'environnement ?) et sociaux (le procédé a-t-il un impact positif sur le développement social ?), qu'il convient d'accompagner d'indicateurs sanitaires relatifs à la qualité et l'hygiène d'un produit dans le cas des IAA. Ces indicateurs permettent de comparer entre elles différentes solutions de conception.

1.1.2.1. Indicateurs économiques

L'évaluation économique des procédés consiste à traduire « l'impact » économique du procédé en termes de coûts ou de bénéfices et donc de valeur monétaire. Une analyse économique est nécessaire afin d'établir la rentabilité du procédé à concevoir, en déterminant d'une part les coûts et recettes liés au fonctionnement du procédé selon ses performances (déduites de sa structure, de ses conditions opératoires et de son dimensionnement), et d'autre part le coût d'investissement de l'unité de production. L'analyse économique dans une étude de conception implique d'une part la détermination du coût opératoire lié par exemple à la consommation de matières premières, au coût des utilités, au traitement des déchets, etc., et d'autre part l'estimation de l'investissement initial. Pour cela, divers indicateurs économiques agrègent les

informations du coût opératoire et du coût d'investissement, afin de fournir des critères de décision.

Le coût opératoire d'une unité de production dépend de nombreux facteurs, que l'on peut diviser en trois catégories (Turton *et al.*, 2008) :

Coûts directs Ce sont les coûts qui permettent d'assurer, ou qui sont engendrés par le fonctionnement du procédé, comme l'achat de matière première, le coût des utilités et du traitement des déchets, et le coût de la main-d'œuvre affectée à la conduite opérationnelle ou aux fonctions de support. Le procédé entraîne également des coûts de maintenance et de réparation, d'analyses en laboratoire, et le paiement de brevets et autres redevances pour l'utilisation de technologies sous licence.

Coûts fixes Ils consistent principalement en la répartition sur la durée de vie comptable de l'usine du coût d'investissement initial dans le procédé. A l'amortissement s'ajoutent les taxes et assurances diverses, ainsi que des frais annexes comme la comptabilité et la sécurité.

Dépenses générales Elles englobent les coûts en relation indirecte avec la production, en particulier les coûts de distribution et de marketing, ainsi que l'investissement en recherche et développement.

Les coûts qui dépendent directement du procédé et de ses schémas de conception possibles (en fonction des conditions opératoires, du type d'équipement...) sont les coûts directs des matières premières, des utilités (eau, électricité, réfrigération,...), du traitement des déchets et de la main-d'œuvre, ainsi que le coût d'investissement compté sous forme d'amortissement. Les coûts fixes, mis à part l'amortissement et les dépenses générales, sont rarement utilisés dans les études de conception, alors que l'intégration d'un coût du cycle de vie, qui inclurait les aspects économiques liés à l'environnement comme le coût du démantèlement et les taxes liées à la réglementation, permettrait d'enrichir l'aspect économique de la démarche d'écoconception. Maroulis et Saravacos (2007) proposent des corrélations pour estimer les coûts directs (ou coûts opératoires) des utilités, du traitement des déchets et de la main-d'œuvre. Le coût d'investissement peut être également estimé à l'aide de corrélations, dont la plus connue est celle de Guthrie (1969), qui a la particularité d'estimer le coût d'un équipement en fonction du coût d'un équipement de référence du même type, de la capacité de l'équipement et de paramètres propres au type d'équipement (Maroulis et Saravacos, 2007). Des jeux de valeurs pour les paramètres de cette corrélation sont disponibles dans les ouvrages de référence (Maroulis et Saravacos, 2007; Turton *et al.*, 2008), mais certains auteurs recommandent de collecter des devis auprès des constructeurs afin d'obtenir des estimations précises de prix (Maroulis et Saravacos, 2007). Si l'utilisation de corrélations est nécessaire, l'effet du temps sur l'évolution des prix (inflation, évolution des marchés...) doit être pris en compte afin d'estimer la différence de coût entre l'équipement de référence et ce même équipement acheté à une date ultérieure. Dans l'outil de simulation et de conception des procédés alimentaires développé par Diefes (1997), des procédures de calcul des coûts opératoires et de coût d'investissement des équipements pour estimer un coût total sur la durée de vie ont été mises au point. En

reprenant une approche classique, la corrélation de Guthrie (1969) est utilisée avec l'indice de Marshall & Swift (anciennement publié dans le journal *Chemical Engineering*) pour actualiser les coûts des équipements,, et les facteurs de Peters & Timmerhaus (1991) sont utilisés pour estimer les autres coûts directs et indirects du procédé.

A partir des informations sur le coût opératoire, le coût d'investissement et les recettes potentielles, des indicateurs économiques peuvent être calculés : les plus connus sont le taux de rentabilité interne, le temps de retour sur investissement, le bénéfice actualisé, la valeur nette actuelle et l'encaisse nette cumulative (Chauvel *et al.*, 2001; Turton *et al.*, 2008). Ces critères apportent en général des éclairages complémentaires sur le projet considéré et sont évalués simultanément, ce qui ancre d'ores et déjà le projet de conception dans une démarche multi-critère. De plus, ces critères peuvent également donner lieu à des gestions de compromis car ils peuvent être contradictoires entre eux (par exemple, bénéfice actualisé élevé mais conduisant à un temps de retour sur investissement élevé) (Chauvel *et al.*, 2001; Azzaro-Pantel, 2014). Des outils permettent de calculer ces critères à partir des informations sur le procédé, comme Capcost (Turton *et al.*, 2008), implémenté sous Excel® , ou Aspen Process Economic Analyzer intégré au simulateur de procédé Aspen Plus (Aspen Technology, Inc., Burlington, Etats-Unis). Une comparaison de programmes d'analyse économique est proposée par Marshall *et al.* (2011).

De nouvelles approches pour la détermination de critères économiques plus adaptés à l'écoconception se développent : la thermoéconomie évaluée, en associant un coût à l'exergie (une mesure de la qualité de l'énergie pour en déterminer la dégradation dans le système), la faisabilité économique et la rentabilité d'un procédé (Rosen, 2008) ; le coût du cycle de vie (LCC ou « Life Cycle Costing ») prend en compte les coûts financiers, environnementaux et sociaux d'un produit sur l'ensemble de son cycle de vie (Norris, 2001). Ces approches sont encore peu développées et nécessitent la construction de bases de données suffisamment étoffées pour que tous les types de procédé puissent être évalués selon les critères économiques proposés.

1.1.2.2. Indicateurs environnementaux

A partir des informations sur les courants entrant et sortant du procédé, l'impact environnemental du procédé peut être évalué selon différentes méthodes. Celles-ci diffèrent dans leur finalité, la profondeur de l'analyse mise en œuvre et le calcul des indicateurs, même si la plupart se base sur des hypothèses communes, comme l'impact de la consommation de ressources et l'émission de substances polluantes et/ou dangereuses pour l'homme et l'environnement. Certaines de ces méthodes d'évaluation de l'impact environnemental, parmi les plus connues, sont listées ci-dessous de manière non-exhaustive.

Analyse du cycle de vie L'analyse du cycle de vie (ACV) constitue la méthode la plus utilisée et la plus complète pour évaluer les impacts environnementaux d'un système (Azapagic *et al.*, 2011; Jacquemin *et al.*, 2012; Manfredi *et al.*, 2015) ; les outils pour la mettre en œuvre sont en conséquence relativement nombreux (voir la revue de Lehtinen *et al.* (2011) pour une liste de logiciels d'application et de bases de données d'ICV, in-

ventaires du cycle de vie). L'ACV permet de comparer entre eux des produits, procédés ou services, en se ramenant à une « unité fonctionnelle » qui est une « grandeur quantifiant la fonction du système, le service offert, et sur la base de laquelle les scénarios sont comparés » (Jolliet *et al.*, 2010). Le principe de l'ACV repose sur un ou des scores d'impact relatifs à l'unité fonctionnelle, qui sont calculés à partir de l'inventaire des émissions et ressources consommées tout au long du cycle de vie du produit considéré, l'ICV (Inventaire du Cycle de Vie). Outre l'inventaire des émissions directes du produit étudié, des bases de données (par exemple Ecoinvent ; voir Frischknecht *et al.*, 2007) fournissent des ICV de produits ou étapes du cycle de vie établis généralement à partir de valeurs moyennes ou statistiques, qui permettent d'établir l'ICV des entrées et sorties du système qui ne représentent pas un impact environnemental direct (matières premières extraites, produits emballés et consommés...). Une *méthodologie* d'analyse des ICV est employée pour convertir les émissions inventoriées de tout le système considéré en scores d'impact environnemental, selon des facteurs de caractérisation propre à la méthode utilisée. Les méthodologies d'analyse de l'ICV permettent de calculer des scores d'impact dans différentes catégories intermédiaires (indicateurs « orientés problème » ou « midpoint ») et/ou des catégories de dommages (indicateurs « orientés dommages » ou « endpoint »), selon le niveau d'analyse entre la cause des émissions et leurs effets (Morales-Mendoza, 2013; Ouattara, 2011). Par exemple, l'indicateur midpoint « Ozone layer depletion », commun à plusieurs méthodologies, évalue le potentiel de destruction de la couche d'ozone, et l'indicateur Endpoint « Human Health » évalue les risques potentiels pour la santé humaine, auxquels la destruction de la couche d'ozone participe. Manfredi *et al.* (2015) et Pieragostini *et al.* (2012) analysent et comparent les méthodes les plus utilisées. Les études mettant en œuvre l'ACV dans l'industrie agroalimentaire se sont développées rapidement ; ces études portent souvent soit sur les phases de production au champ ou à la ferme (exemple de la production du lait à la ferme : Gonzalez-Garcia *et al.*, 2013, Kanyarushoki *et al.*, 2010, ou Thoma *et al.*, 2012), soit sur le cycle de vie complet des produits laitiers (Roy *et al.*, 2009), mais relativement peu d'études portent sur l'impact environnemental plus ciblé des procédés de transformation (Sonesson *et al.*, 2010), comme les travaux de Eide *et al.* (1998; 2002; 2003) sur la transformation de lait à l'échelle industrielle, en phase de production et de nettoyage.

Méthodes thermodynamiques Basées sur la deuxième loi de la thermodynamique, ces méthodes quantifient les changements d'état thermodynamique dans le système étudié, ce qui permet d'identifier les « dégradations » engendrées par le procédé et d'en quantifier ainsi l'impact. Trois méthodes principales sont actuellement développées : i) l'analyse exergetique, qui quantifie la perte de qualité de l'énergie qui rentre dans le système, soit la destruction d'exergie ; elle permet de déterminer « l'énergie disponible » dans les courants sortants sous forme de « rendement exergetique », qui sert alors d'indicateur pour l'impact environnemental (Ouattara, 2011) ; ii) l'analyse émergetique mesure la quantité d'énergie nécessaire à la production d'un produit ou au fonctionnement d'un procédé en

considérant que le seul apport d'énergie provient du soleil (Sciubba et Ulgiati, 2005) ;
iii) la méthode SEA, pour « Statistical Entropy Analysis », mesure le degré de dilution ou de concentration de composés chimiques, une dilution étant considérée comme générant un impact environnemental, et une concentration étant au contraire bénéfique car la substance est rendue davantage disponible (Sobańska *et al.*, 2012). L'analyse exergétique semble actuellement la plus développée, avec des applications en industrie agroalimentaire comme l'étude exergétique de la production de yaourt de Sorgüven et Özilgen (2012), et la détermination par Akpinar *et al.* (2005) des pertes d'exergie, en tant qu'indicateur de l'impact environnemental, dans un équipement de séchage.

Métriques de l'AIChE Développées spécialement pour l'évaluation de l'impact environnemental des procédés chimiques, les indicateurs du AIChE (« American Institute of Chemical Engineers ») sont des ratios qui traduisent l'impact environnemental en termes de consommation de matière, d'énergie ou en termes d'émissions rapportées à la masse de produits, le chiffre d'affaires ou la valeur ajoutée qui caractérisent le procédé. Six numérateurs correspondant à six domaines sont proposés (Schwarz *et al.*, 2002) : la masse de matière consommée, la quantité d'énergie consommée, le volume d'eau douce utilisé, la masse de substances toxiques émises, la masse d'émissions polluantes (en substance polluantes équivalentes), et les émissions de gaz à effet de serre. Plus ces ratios sont faibles, plus l'impact environnemental qu'ils représentent est faible.

Métrique de l'IChemE Comme les indicateurs de l'AIChE, les indicateurs de l'IChemE sont des ratios qui permettent d'évaluer l'impact des consommations et émissions directes d'un procédé, indépendamment de sa taille. Les indicateurs sont regroupés en trois catégories correspondant aux trois piliers du développement durable (environnement, économie, société), pour un total de 50 indicateurs. Les 25 indicateurs de l'impact environnemental sont divisés en indicateurs de l'utilisation des ressources (sol, eau, matière, énergie) et émissions (rejets dans l'air, l'eau et le sol), et sont calculés à partir des informations issues des bilans de matière et d'énergie du procédé : la masse ou le débit massique d'une substance est multiplié par un facteur de potentiel d'impact spécifique de la substance, ce qui donne la « charge environnementale » qui peut alors être utilisée pour le calcul des indicateurs (IChemE, 2002; Ouattara, 2011).

Sustainable Process Index L'indice de procédé durable (SPI - « Sustainable Process Index ») est un indicateur qui mesure l'impact environnemental en termes de surface de la planète utilisée pour fournir des biens ou des services (Morales-Mendoza, 2013; Ouattara, 2011; Steffens *et al.*, 1999). En considérant que le seul apport externe au système est l'énergie solaire, tout procédé occupe une fraction plus ou moins importante de la surface de la Terre pour son fonctionnement « du berceau à la tombe » (matières premières, énergie, personnel, émissions dans l'environnement...). Le SPI est donc la surface totale nécessaire au procédé par unité de bien ou de service, divisée par la surface statistiquement disponible pour la fourniture annuelle de biens et services par personne. Un SPI faible indiquera donc un procédé efficient.

WAR L'algorithme de réduction des déchets (« Waste Reduction algorithm ») est utilisé pour calculer l'indice d'impact environnemental potentiel (PEI pour « potential environmental impact »), qui est la somme pondérée de huit indicateurs d'impact adimensionnels qui se réfèrent à la toxicité humaine (deux indicateurs), la toxicité pour les milieux terrestre et aquatique, le réchauffement climatique, la réduction de la couche d'ozone, le potentiel d'oxydation photochimique, et l'acidification. Des facteurs d'impact permettent de déterminer la contribution d'une substance à chaque indicateur en fonction de la quantité émise. L'algorithme WAR consiste à établir un « bilan environnemental » à la manière d'un bilan de matière ou d'énergie : en régime permanent, la somme des PEI en entrée et en sortie du système doit être nulle (Ouattara, 2011). Un exemple parmi d'autres est la comparaison d'un point de vue environnemental et économique de deux structures de procédé pour la production d'huile de palme par Rincón *et al.* (2014).

Parmi toutes ces méthodes, certaines sont basées sur des concepts similaires, et leur mise en œuvre est très proche ; c'est le cas de l'ACV, des métriques de l'ICChemE et de l'algorithme WAR : la quantité de ressource consommée ou de substance polluante émise est multipliée par un facteur d'impact spécifique à la méthode, pour former un ou des indicateurs environnementaux. La différence notable entre l'ACV et les autres méthodes de calcul de facteurs d'impacts est la profondeur de l'analyse, car l'ACV permet à la fois de prendre en compte toutes les étapes du cycle de vie d'un produit (procédé, service, bien...), et de quantifier les dommages générés en tenant compte de l'évolution des substances dans le milieu affecté sur la durée. Les méthodes thermodynamiques reposent sur un principe très différent où une seule grandeur physique permet de quantifier l'impact du procédé ; en ce sens l'indicateur SPI est proche des méthodes thermodynamiques, car il évalue également une seule grandeur physique par rapport une valeur de référence (la surface totale disponible). Le tableau 1.1.1 présente les avantages et inconvénients des méthodes évoquées pour une application potentielle à l'analyse environnementale des procédés de transformation agroalimentaires.

1.1.2.3. Indicateurs sociaux

La prise en compte de l'impact social est incluse dans les principes du développement durable et donc de l'écoconception. Cependant, l'évaluation de cet impact est peu développée en comparaison des aspects économiques et environnementaux : le concept d'« ACV sociale » est récent (début des années 2000), souffre entre autres d'un manque de données (Norris, 2014), et a jusque-là été appliqué à des domaines comme l'investissement, le management industriel, et le développement de produits (Jørgensen *et al.*, 2008) ; seuls de rares travaux (Schmidt *et al.*, 2004) mentionnent la prise en compte de critères sociaux dans le domaine des procédés pour des études comparatives. Certes, des critères tels que la création d'emploi, la sécurité et la génération de nuisances ont été proposés (Azapagic *et al.*, 2011), mais concernent souvent la phase opérationnelle et sont difficiles à mettre en œuvre lors de la phase préliminaire de conception. L'emploi semble être un critère prometteur comme base de départ pour la définition de critères d'impact social, à travers par exemple le nombre d'emplois locaux cumulés

Tableau I.1.1. – Avantages et limites des méthodes d'évaluation de l'impact environnemental présentées dans ce travail pour application aux procédés de transformation agroalimentaires (Azapagic *et al.*, 2011; Hertwich *et al.*, 1997; Jolliet *et al.*, 2010; Manfredi *et al.*, 2015; Narodoslawsky et Krotscheck, 2004; Ouattara, 2011)

Méthode	Avantages	Limites
ACV	Standardisée ; prise en compte du cycle de vie complet ; nombreuses catégories d'impact (selon méthode d'analyse des ICV)	Biais possibles induits par le choix de la méthode d'analyse des ICV et de l'unité fonctionnelle, la définition du système et les choix d'allocation
Méthodes thermodynamiques	Pas d'hypothèse sur l'impact des substances ou de facteur d'impact potentiellement biaisé ; un seul indicateur à analyser	Application difficile car manque de données thermodynamiques
Métriques AIChE	Comparaison entre systèmes aisée ; indication claire de l'intensité des consommations de matière et d'énergie	Ne tiennent pas compte des différences entre substances au sein d'un même domaine ; les effets des polluants ne sont pas évalués (pas de calcul des dommages potentiels)
Métriques IChemE	Calcul direct des indicateurs	Ne tiennent pas compte de la durée de vie des substances polluantes dans les milieux touchés ; évaluation des effets sur la santé humaine restreinte
SPI	Indépendant de la modélisation des dommages sur l'environnement et de la réglementation ; comparaison aisée entre types d'impact ; un seul score	Manque de corrélation ou de données pour l'aire attribuée à chaque substance ou procédé ; incohérences lorsque l'utilisation de ressources fossiles ou minérale est analysée
WAR	Etablissement d'un « bilan environnemental » directement à partir des entrées et sorties du système	Pas d'intégration des autres phases du cycle de vie (consommation de ressources, utilisation et recyclage)

(You *et al.*, 2012), qui peut être alimenté par la quantité de main-d'œuvre requise par chaque équipement inclut dans le procédé ; certaines données sur le coût d'investissement sont accompagnées du nombre d'opérateurs requis pour le fonctionnement des équipements (Maroulis et Saravacos, 2007).

Néanmoins au vu de ces éléments, la dimension sociale du développement durable est encore délicate à mettre en œuvre, car difficilement quantifiable au stade de la conception de procédés.

1.1.2.4. Indicateurs sanitaires

Une particularité des IAA est la nécessité de préserver la qualité (au sens large : qualité nutritionnelle, fonctionnelle, ...) et l'hygiène des produits transformés par le procédé, et donc de définir des indicateurs qui pourraient être qualifiés d'indicateurs sanitaires. La qualité des aliments peut être définie comme « l'ensemble des critères selon lesquels les consommateurs choisissent d'acheter un produit » (Potter et Hotchkiss, 1995). Ces critères peuvent porter sur :

- l'apparence : forme, couleur, consistance (viscosité), qui sont typiquement des critères dont la perception est subjective et liée notamment au contexte socioculturel. La forme et la couleur sont également difficiles à quantifier ;
- la texture : molle, croquante, hachée... ;
- le goût et le parfum : difficiles à mesurer, leur perception est subjective et dépendante des individus ;
- la qualité nutritionnelle : la teneur en nutriments est mesurable, mais l'influence du procédé sur cette variable est souvent méconnue ;
- les propriétés techno-fonctionnelles du produit (pouvoir moussant, émulsifiant, gélifiant, etc.).

Des indicateurs peuvent ainsi être construits à partir de la mesure de ces caractéristiques, comme le proposent Darmon *et al.* (2007) en quantifiant le caractère favorable ou défavorable pour la santé humaine d'un produit alimentaire, pour constituer les indicateurs de qualité « SAIN LIM » :

- l'indicateur « SAIN » quantifie les apports nutritionnels journaliers recommandés que fournit le produit. Une valeur de SAIN supérieure à un certain seuil indique que le produit est recommandé pour la santé, neutre sinon ;
- l'indicateur « LIM » est le pourcentage de composés nocifs pour la santé humaine contenus dans le produit. En-dessous d'un certain seuil calculé pour LIM, la consommation du produit étudié doit être limitée.

Le calcul de ces indicateurs est basé sur la connaissance précise de la composition du produit, et évalue la qualité du produit du point de vue de la nutrition, sans lien explicite avec le procédé de transformation qui a abouti au produit.

Outre ces critères de qualité, la sécurité hygiénique des aliments est primordiale, puisqu'ils sont destinés à l'alimentation humaine. La qualité hygiénique des produits transformés se mesure en quantité de microorganismes ou de substances nocives, qui doit être maintenue

à un niveau minimum fixé par la réglementation selon le type de microorganismes ou de substances (bactéries, germes, matière grasse dégradée, substances cancérigènes...). Si ces indicateurs sanitaires peuvent être mesurés a posteriori ou sur les lignes de production, leur intégration dans les approches d'écoconception nécessite une formulation mathématique pour permettre leur prédiction. Bien que les connaissances empiriques permettent encore aujourd'hui de concevoir les procédés de transformation, peu de modèles permettent d'intégrer la qualité dans les démarches de conception. Certains modèles prédictifs de la qualité sanitaire d'un produit alimentaire existent et sont utilisés pour la conception des opérations de traitement thermique par exemple. Ces modèles peuvent se décrire sous la forme de modèles cinétiques d'ordre 1 pour la mortalité de microorganismes présents dans le produit (Jeantet *et al.*, 2011) :

$$\log(N) = \log(N_0) - \frac{t}{D_T} \quad (1.1.1)$$

où N est le nombre de microorganismes à l'instant t , N_0 leur nombre à l'instant zéro, et D_T le « temps de réduction décimale » qui est le temps nécessaire pour détruire 90% de la population de microorganismes initiale. Ce type de modèle permet d'établir la cinétique de destruction d'un microorganisme en particulier, pour lequel il faut connaître les paramètres N_0 et D_T .

De manière similaire, il est possible de modéliser la dénaturation de certaines molécules pour évaluer l'impact du procédé sur la qualité de produits alimentaires, à l'aide de cinétiques de dégradation en fonction de la température, de l'activité de l'eau et de la composition de l'environnement (Maroulis et Saravacos, 2003). Ainsi, les variations de qualité lors du traitement thermique de produits laitiers peuvent être traduites en termes de dégradation de molécules comme la β -lactoglobuline ou la thiamine (Diefes, 1997; Jeantet *et al.*, 2008). Cependant, ces modèles nécessitent la connaissance des temps de passage dans les équipements, ce qu'il n'est pas toujours possible d'évaluer avec précision dans les opérations unitaires.

Des approches novatrices portent également sur des critères de qualité plus complexes à modéliser, comme le développement d'une méthode de modélisation des matrices alimentaires (SAFES : « Systematic Approach for Food Engineering Systems » ; Fito *et al.*, 2007), mais dans laquelle les besoins d'information sur les systèmes à modéliser vont au-delà des connaissances actuelles (Trystram, 2012). Les approches générales d'étude des réactions dans les produits alimentaires sont ainsi peu nombreuses, et les études liant l'influence des paramètres de conduite d'un procédé sont expérimentales et donc spécifiques d'un procédé et d'un produit (Bimbenet *et al.*, 2007).

Ainsi des indicateurs de suivi de la qualité ou de la sécurité peuvent être construits à partir de modèles de dégradation, théoriques ou expérimentaux, mais les approches de modélisation sont soit peu développées soit trop spécifiques d'un produit et/ou d'une OPU. Il faut reconnaître que la prise en compte des critères de qualité reste délicate à intégrer en amont dans une démarche d'écoconception, non seulement par difficulté de quantification de ces critères mais aussi par manque de connaissance de l'impact des conditions opératoires du procédé sur la qualité du produit élaboré.

1.1.3. Approches d'écoconception des procédés dans les IAA

La sélection d'une ou plusieurs solutions optimales, selon les objectifs de l'étude et en fonction des indicateurs (économiques, environnementaux, sociaux et sanitaires) calculés, peut être réalisée selon diverses approches. Il est possible de classer ces approches en trois catégories :

- approche comparative ;
- intégration des procédés ;
- optimisation multiobjectif.

1.1.3.1. Approche comparative

Cette approche consiste à comparer différentes solutions de conception. Ces dernières peuvent être soit des voies possibles et compétitives dès le stade préliminaire de conception, soit des solutions obtenues par itérations successives pour lesquelles il s'agit d'évaluer si elles conduisent ou non à des gains environnementaux. Les techniques d'évaluation environnementale comme l'ACV permettent ainsi d'identifier les voies d'amélioration pour réduire l'impact environnemental en formulant de nouvelles solutions (dans le cas d'une phase de conception) ou des améliorations du procédé (dans le cas d'un procédé existant). Cependant, cette approche ne propose pas de solutions d'amélioration en tant que telles et ne résulte pas d'une approche systémique qui permettrait d'obtenir des solutions optimales. Elle devient de plus très complexe à mettre en œuvre lorsque les deux procédés comparés ou les modifications suggérées d'un même procédé induisent des modifications du produit final : « l'unité fonctionnelle », base de la comparaison en ACV, peut s'en trouver alors modifiée.

1.1.3.2. Intégration des procédés

Dans cette approche, l'objectif est la minimisation des flux de matière ou de chaleur, indépendamment d'indicateurs environnementaux ou économiques. L'hypothèse de cette approche est qu'une diminution des flux de matière et de chaleur requis par le procédé conduit à une diminution des coûts générés (moins de matière et de chaleur demandées en entrée), et à une diminution des impacts environnementaux générés (moins de matière produite, et moins de traitements après usage) (Dunn et El-Halwagi, 2003). Parmi les méthodes d'application de l'intégration des procédés, l'analyse de pincement est la plus connue ; il s'agit d'une méthode spécifique d'obtention de l'agencement ou des conditions opératoires optimales d'un procédé pour assurer une consommation minimale d'énergie ou de matière (chaleur ou eau principalement). Elle sert à identifier et quantifier les gisements d'énergie thermique potentiellement récupérables dans les procédés de transformation, mais aussi à identifier les technologies à appliquer pour mener à bien cette récupération. Cette analyse permet d'évaluer le besoin minimal en apport extérieur d'une utilité : dans le cas de l'analyse de pincement pour l'énergie, la « cible thermodynamique » du procédé étudié représente ce que le procédé est intrinsèque-

ment capable de réaliser si les équipements d'échange de chaleur (chauffage, refroidissement, récupération de chaleur) sont correctement positionnés et dimensionnés (Kemp, 2007). L'analyse de pincement peut ainsi fournir un réseau d'échangeurs qui permet d'atteindre la cible thermodynamique, en réduisant l'énergie consommée par la compréhension des interactions possibles entre les différentes unités du procédé (Klemes *et al.*, 2008). Cette méthode est utilisée entre autres par Atkins *et al.* (2010; 2011) pour optimiser la consommation énergétique d'un atelier de production de poudre de lait, tout en assurant sa faisabilité technique. Plus généralement, l'utilisation de méthodes numériques pour la mise en œuvre de l'analyse du pincement permet la synthèse plus réaliste du réseau d'échangeurs de chaleur ou de matière. Des critères exergetiques pour la sélection des utilités peuvent également être intégrés.

La minimisation des flux est particulièrement adaptée à la réduction des consommations des procédés énergivores, car elle prend en compte l'ensemble du procédé et permet la réduction à la fois de l'investissement et du coût opératoire. Elle ne permet cependant pas, en l'état, de prendre en compte des critères de qualité du produit, et ne donne des informations que pour agir sur un aspect spécifique du procédé à optimiser (consommation d'énergie ou d'eau par exemple). De plus, les flux pris en compte dans l'analyse de pincement doivent être disponibles simultanément.

1.1.3.3. Optimisation multiobjectif

L'écoconception est un problème typiquement multiobjectif, puisqu'il s'agit de concilier la faisabilité technique avec une rentabilité économique maximale et un impact environnemental minimal, en ajoutant un objectif de maintien ou d'amélioration de la qualité du produit dans le cas des IAA. Les problèmes multiobjectifs ont des caractéristiques qui peuvent conditionner le choix de la méthode de résolution (Collette et Siarry, 2011) :

- les types de variables de décision : les variables de décision peuvent être de nature continue (recherche des conditions opératoires optimales par exemple) ou discrète (recherche de la meilleure structure d'un procédé, comme le nombre optimal d'échangeurs dans une opération de traitement thermique). Les variables peuvent également être mixtes, c'est-à-dire qu'elles impliquent à la fois des variables continues et discrètes ;
- le type des fonctions objectifs : le ou les critères dépendent de manière linéaire ou non linéaire des variables de décision ;
- la formulation ou non de contraintes d'optimisation.

De nombreuses méthodes d'optimisation multiobjectif permettent de rechercher des solutions à ces problèmes multiobjectifs (section 1.1.3.3.1). Ces méthodes d'optimisation font appel à des modèles de procédé (section 1.1.3.3.2), qui permettent de calculer de nouvelles solutions de conception du procédé. Les méthodes d'optimisation multiobjectif génèrent un ensemble de solutions optimales, qui sont plus exactement des solutions de compromis, du fait de l'antagonisme de certains objectifs (Collette et Siarry, 2011) ; dans un premier temps l'ensemble des solutions qui dominent les autres (au sens des critères établis pour l'optimisation du problème) mais qui ne se dominent pas entre elles (soit les solutions optimales au sens de Pareto, ou

solutions non dominées) est généralement établi. Ensuite, afin d'établir une hiérarchie entre ces solutions non dominées, des méthodes d'aide à la décision peuvent être employées (section 1.1.3.3.3).

1.1.3.3.1. Méthodes d'optimisation multiobjectif

Les méthodes de résolution des problèmes d'optimisation multiobjectifs peuvent être classées en trois familles selon le placement, dans le processus d'optimisation, de la spécification des compromis que souhaite réaliser l'utilisateur (*a priori*, *progressive* ou *a posteriori*) :

Méthodes scalaires Les méthodes scalaires sont pour la plupart des méthodes *a priori*, car elles consistent à ramener le problème multiobjectif à un problème mono-objectif, selon des facteurs scalaires attribués à chaque critère, et l'attribution ou non de contraintes sur la fonction objectif. La méthode de pondération des fonctions objectif par exemple, ou « approche naïve », consiste à former une unique fonction objectif avec la somme pondérée des objectifs. Une autre méthode utilise un objectif idéal (ou de référence), dont il s'agit de minimiser la distance entre cet objectif et les solutions recherchées. Dans les travaux de De Jong (1996), un programme est utilisé pour optimiser un procédé de traitement UHT (Ultra Haute température) en fonction de la qualité du produit et des coûts opératoires (pas de prise en compte de l'impact environnemental). Ce programme minimise une fonction objectif constituée d'une part d'un critère de qualité qui est la somme des taux de dénaturation de certains constituants du lait et d'autre part d'un critère formé de variables opératoires du procédé ; le problème est ainsi réduit à un problème mono-objectif, et a permis d'obtenir une réduction de près de 50% des coûts opératoires.

Méthodes interactives Les méthodes interactives forment la famille des méthodes *progressives*, et consistent à laisser l'utilisateur spécifier ses préférences dans le choix de compromis entre objectifs au cours d'un processus d'optimisation. Dans la méthode du simplex par exemple, un algorithme évalue à l'aide des fonctions objectif des solutions de départ choisies par l'utilisateur, supprime la moins « efficace » au sens de l'optimisation, et crée à partir de la solution rejetée un nouveau point. L'utilisateur détermine alors si les objectifs sont atteints, et dans le cas contraire relance l'algorithme.

Méthodes exploitant une métaheuristique Une métaheuristique consiste en un algorithme inspiré notamment de phénomènes naturels ou de la vie courante, qui est destiné à résoudre des problèmes pour lesquels les méthodes classiques déterministes s'avèrent inefficaces. Leurs trois points communs majeurs sont : i) la recherche d'un optimum global à partir d'un ensemble de solutions sur le domaine de chaque fonction objectif ; ii) le caractère stochastique (aléatoire) du calcul de nouvelles solutions à chaque itération ; iii) elles autorisent la dégradation des critères d'optimisation. Les principales métaheuristiques sont le recuit simulé, la recherche avec tabous et les algorithmes génétiques, qui ont donné lieu à diverses méthodes d'optimisation :

- Le recuit simulé reprend le principe du recuit en métallurgie, qui consiste à porter un métal à haute température puis à le laisser refroidir lentement afin que les atomes forment une structure ordonnée : un point de départ pour les solutions aux objectifs est choisi au hasard, et un nouveau point est sélectionné selon une probabilité dépendante de l'écart avec le point de départ et de la « température » du système, qui est progressivement diminuée. Les méthodes PASA (« Pareto Archived Simulated Annealing ») et MOSA (« Multiple Objective Simulated Annealing ») reposent sur le principe du recuit simulé, qui diffèrent principalement dans le calcul de la probabilité d'acceptation d'un nouveau point (nouvel « état ») correspondant à une solution du problème multiobjectif.
- Dans la recherche avec tabous, des voisins du point de départ (choisis aléatoirement) sont construits à chaque itération pour explorer le domaine des solutions aux fonctions objectifs, mais en tenant compte du calcul des voisins à la précédente itération pour éviter de retourner à des solutions déjà testées ; la liste de ces mouvements interdits a donné son nom à la métaheuristique.
- Les algorithmes génétiques imitent le processus d'évolution génétique : une « population » de solutions de départ subit des modifications génétiques par croisement, mutation, et sélection d'éléments de son ADN (ses « gènes » correspondent aux valeurs que prennent les fonctions objectifs) en fonction des performances de chaque individu de départ pour former de nouveaux individus, c'est-à-dire des solutions potentiellement plus performantes pour le problème multiobjectif (voir figure 1.1.1). Plusieurs méthodes mettent en œuvre ces algorithmes génétiques, comme MOGA (« Multiple Objective Genetic Algorithm ») ou NSGA (« Non dominated Sorting Genetic Algorithm ») dont les différences tiennent dans le calcul de l'optimalité (l'efficacité) des individus. L'utilisation d'algorithmes génétiques pour optimiser des procédés chimiques est développée notamment dans les travaux de Ouattara *et al.* (2012) et de Morales-Mendoza (2013) ; Sharma *et al.* (2012) utilisent également un algorithme génétique pour optimiser la conduite d'un évaporateur traitant du lait.

L'ouvrage de Erdoğdu (2008) propose de nombreux cas d'étude sur l'utilisation de ces méthodes d'optimisation dans l'industrie agroalimentaire. Parmi les méthodes d'optimisation multiobjectif comparées dans ce travail (tableau 1.1.2), les algorithmes génétiques présentent un fort potentiel pour l'écoconception, car ils permettent de traiter des problèmes multiobjectifs en mettant sur un pied d'égalité les différents critères donc sans faire intervenir de pondération. Par ailleurs, il n'est pas nécessaire de vérifier des propriétés mathématiques telles que la convexité ou la dérivabilité comme cela est le cas pour des méthodes déterministes de programmation mathématique. Ils conduisent également directement à l'obtention du front de Pareto en raison du traitement simultané de plusieurs solutions au cours du processus itératif.

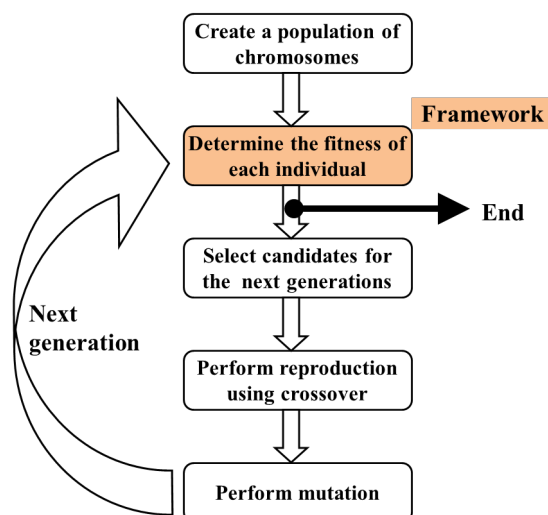


FIGURE I.1.1. – Schéma de principe d'un algorithme génétique ; d'après Morales-Mendoza (2013)

Tableau I.1.2. – Avantages et limites des méthodes d'optimisation multiobjectif présentées dans ce travail

Méthodes	Avantages	Limites
Méthodes scalaires	Economes en calculs car une unique fonction objectif décrit l'optimum	Ne permettent pas de trouver l'ensemble des solutions ; certaines nécessitent des ensembles convexes* pour aboutir ou des choix de valeurs de départ appropriés de l'utilisateur
Méthodes interactives	Amélioration des méthodes scalaires	Ne permettent pas de trouver l'ensemble des solutions ; suppose que l'utilisateur fait des choix pertinents au cours du processus
Méthodes exploitant une métaheuristique	Exploration de solutions non accessibles par les autres méthodes ; ne dépendent pas d'une formulation mathématique des fonctions définissant chaque objectif	La « qualité » de la solution dépend du nombre d'itérations effectuées ; ressources requises pour le calcul peuvent être importantes

* Les ensembles de solutions sont convexes si, « étant donné deux points distincts quelconques de cet ensemble, le segment qui relie ces deux points est contenu dans cet l'ensemble » (Collette et Siarry, 2011)

1.1.3.3.2. Modélisation-simulation

Le développement d'une approche systémique d'analyse et de conception d'un procédé, en vue de générer des solutions à l'aide de méthodes d'optimisation multiobjectif repose sur l'existence de modèles de procédés. Ces modèles visent à prédire les performances du procédé, qu'elles concernent des flux de matière générés (produits, eaux, énergie), ou des caractéristiques des produits obtenus (composition, état de dénaturation, propriétés gustatives, sensorielles, etc.) (Roupas, 2008). Les modèles en général peuvent être classés selon trois catégories (Banga *et al.*, 2003) : les modèles type « boîte blanche » sont dérivés de lois physiques qui régissent le comportement du procédé, tandis que les modèles type « boîte noire » sont uniquement basés sur des données empiriques ; les modèles type « boîte grise » sont une combinaison des deux. L'approche basée sur des réseaux de neurones permet de construire des modèles type boîte noire à partir de la connaissance des sorties du procédé en fonction de ses entrées ; plus la quantité de données expérimentales est grande, plus le modèle est précis. Les modèles de type boîte noire sont utiles lorsque les mécanismes régissant une OPU sont inconnus ou trop complexes pour une modélisation de type boîte blanche, mais ils nécessitent au préalable l'acquisition de données empiriques. Russell & Bakker (1997) ont ainsi modélisé un évaporateur à flot tombant traitant du lait à l'aide d'un réseau de neurones, dont les données ont été générées par un modèle validé par des données expérimentales ; Kupongsak *et al.* (2003) ont associé des mesures sensorielles relevées par un panel de testeurs avec des points de fonctionnement d'un procédé de fabrication de gaufres grillées, et obtenu une corrélation avec une faible erreur à l'aide d'une méthode utilisant un réseau de neurones.

Les modèles de procédé de type boîte blanche peuvent être implémentés dans différents environnements de programmation et de simulation (tableur type Excel, Matlab, COMSOL, Modelica...), mais il existe des outils spécifiquement dédiés aux procédés. Les simulateurs de procédés permettent un calcul direct des bilans de matière et d'énergie grâce à des bibliothèques intégrées de modèles d'opérations unitaires, de composés chimiques et de modèles thermodynamiques. L'utilisateur peut définir ainsi le modèle de procédé en sélectionnant les opérations unitaires adéquates, et spécifiant leurs dimensions, leurs conditions opératoires, les courants liant ces OPU, et les espèces en entrée de procédé. La résolution des bilans permet de déterminer les performances du procédé. Il est reconnu que les industries chimique et pétrolière sont familières de l'approche de modélisation-simulation, et utilisent couramment les simulateurs de procédés tels que Aspen Plus (Aspen Technology, Inc.), Aspen Hysys, ProsimPlus, Pro/II, ou COCO. L'utilisation de simulateurs de procédés requiert alors la connaissance précise de la composition des fluides, les propriétés spécifiques des composés individuels et des mélanges impliqués, pour lesquels les variations des propriétés physico-chimiques du produit traité par les opérations unitaires sont calculées. Malgré la proximité du secteur pétrochimique avec l'industrie agroalimentaire, l'application des simulateurs de procédés dans le secteur agroalimentaire souffre de deux défauts majeurs :

- Un manque de modèles de prédiction des propriétés thermodynamiques qui prennent en compte la complexité et les variations biologiques des produits alimentaires (Carson,

2006; Fito *et al.*, 2007; Klemes *et al.*, 2008; Lambert *et al.*, 2013), ce qui peut conduire notamment à des dimensionnements incorrects, un surcoût, et une qualité moindre du produit (Alcântara *et al.*, 2012) ;

- Un manque de modèles des produits alimentaires capables de lier entre eux les connaissances acquises au niveau moléculaire, les modèles de transfert à l'échelle mésoscopique et l'effet des conditions opératoires à l'échelle du procédé (Trystram, 2012), ce qui freine notamment la prédiction de l'évolution de la qualité du produit dans les différents procédés.

Les modèles thermodynamiques, qui permettent une compréhension complète du comportement moléculaire et la prédiction des propriétés physiques d'un mélange, sont aujourd'hui seulement applicables à des mélanges spécifiques tels que ceux rencontrés classiquement dans l'industrie chimique et pétrochimique (molécule isolée, mélange binaire de composés, coupes pétrolières...). Ces modèles ne sont pas disponibles pour les produits agroalimentaires, dont la composition est complexe (plus de 2000 molécules différentes dans le lait par exemple), et leurs propriétés dépendent à la fois de la concentration des composés individuels, mais surtout des interactions entre composés. Des modèles empiriques, ou parfois des modèles limités à un domaine d'application particulier de composition ou d'environnement physico-chimique viennent en général combler ces lacunes (Trystram, 2012). Leur application n'est donc pas directe, et il n'existe pas de simulateur de procédés adapté au domaine agroalimentaire qui intègre une bibliothèque de modèles de propriétés de composés agroalimentaires, et encore moins une bibliothèque de modèles pour la prédiction de propriétés fonctionnelles des produits (propriétés gustatives, sensorielles, etc.). Des outils ont certes été développés pour la conception et la simulation de certains procédés agroalimentaires, mais ils sont spécifiques d'une opération unitaire ou d'un procédé (Diefes, 1997).

Plusieurs tentatives pour modéliser les propriétés thermodynamiques des liquides alimentaires ont, malgré ces obstacles, été réalisées pour permettre l'utilisation des simulateurs de procédés classiquement utilisés dans le secteur de la chimie. Le tableau I.1.3 recense des études majeures qui mettent en œuvre la modélisation et la simulation des procédés traitant des liquides alimentaires, avec un accent particulier sur des procédés appliqués au lait. Deux approches principales de modélisation des propriétés thermodynamiques sont généralement proposées (tableau I.1.3) :

Approche par composé unique (tableau I.1.3) Dans cette approche, le produit alimentaire est défini comme un nouveau composé. Cette approche est très simple, puisque les propriétés du produit alimentaire sont spécifiées en tant que constantes ou bien dépendantes de la température, ce qui s'avère bien adapté à la simulation du traitement thermique des produits alimentaires, ou de toute autre opération dans laquelle la composition reste inchangée. Ce dernier point en constitue pourtant un des deux inconvénients majeurs : i) la prédiction des variations dans les propriétés physico-chimiques en cas de variation de composition est impossible (par exemple une plus faible teneur en matière grasse dans le cas du lait) ; ii) les performances d'un procédé ne peuvent être calcu-

lées en fonction d'un changement de composition du courant traité (dans le cas d'une concentration par exemple) sans modifier les modèles d'OPU du simulateur. Bon et al. (2010) ont modélisé et optimisé avec succès un procédé de pasteurisation en définissant le lait comme un seul composé. Inversement, Ribeiro (2001) et Jorge et al. (2010) utilisent cette approche pour modéliser le lait lors d'une opération de concentration (dans laquelle l'eau est en partie retirée du produit traité), mais dans ces études le développement de nouveaux modèles d'OPU s'est avéré nécessaire pour prendre en compte la concentration du produit dans le simulateur de procédés.

Approche par pseudo-composés (tableau I.1.3) Ici, le produit alimentaire est divisé en plusieurs composés ou « pseudo-composés », qui représentent les grandes catégories de composés chimiques du produit : eau, matière grasse, matière protéique, sucres, minéraux, et fibres. Ce concept de « pseudo-composés » a déjà été utilisé entre autres dans les modèles de procédés pétroliers pour modéliser des mélanges complexes comme les coupes pétrolières (French-McCay, 2004). Dans cette approche, la substance alimentaire est considérée comme un mélange dont les propriétés sont calculées par additivité des propriétés des pseudo-composés individuels. Les propriétés des pseudo-composés peuvent être modélisées de différentes manières :

- En utilisant des modèles de la littérature pour les propriétés de chaque pseudo-composé individuel en fonction des paramètres opératoires (température et concentration dans le cas d'un procédé d'évaporation, comme dans les travaux de Diefes (1997)). Par exemple, Choi et Okos (1986) proposent des modèles de propriétés pour les six catégories de composés (eau, matière grasse, matière protéique, sucres, minéraux, et fibres) dans les produits alimentaires ;
- En assimilant les propriétés des pseudo-composés individuels aux propriétés d'un ou plusieurs composés chimiques bien identifiés, considérés alors comme représentatifs de la catégorie de composés : par exemple, Byluppala (2010) a modélisé la matière grasse du lait comme un mélange de 12 acides gras, et Zhang et al. (2014) représentent la matière grasse du lait comme un mélange d'acide palmitique et d'acide oléique. Cette approche est critiquable, car assimiler l'assemblage complexe qu'est la matière grasse du lait à un ou plusieurs acides spécifiques peut engendrer des incohérences d'un point de vue physico-chimique : la matière grasse est présente dans le lait sous forme de globules gras pourvus d'une structure et d'une composition bien plus complexes qu'un mélange d'acides gras (pour plus de détails voir la section II.2.2.1.2 et les travaux de Croguennec et al. (2008) sur la composition de la matière grasse du lait) ;
- En développant « artificiellement » les propriétés des pseudo-composés individuels afin de faire correspondre l'addition de leurs propriétés individuelles aux propriétés désirées du mélange qu'ils constituent (Cheng et Friis, 2007). Des procédures par tâtonnement ou des programmes d'optimisation des paramètres peuvent être utilisés dans ce but. Une telle décomposition a ses limites, puisque toutes les propriétés d'un

Tableau I.1.3. – Modèles et simulations de procédés de traitement de liquides alimentaires réalisés à l'aide d'outils de simulation

	Référence	Opérations unitaires modélisées	Nature du produit traité & définition	Logiciel (Société éditrice)	Origine des données avec lesquelles comparer la simulation	Limites à l'utilisation dans ce travail
Approche par composé unique	Ribeiro (2001); Ribeiro et Andrade (2003)	Préchauffage, pasteurisation, évaporation	Lait (composé unique non-conventionnel)	Aspen Plus (AspenTech) avec modèles d'OPU en Fortran 77	Mesures industrielles	Modèles d'OPU intègrent les propriétés du lait dans leur code
	Bon <i>et al.</i> (2010)	Pasteurisation	Lait entier	ProSimPlus (ProSim)	Procédé théorique	Pas d'opération de concentration
	Jorge <i>et al.</i> (2010)	Evaporation	Jus de canne à sucre	Aspen HYSYS (AspenTech)	Mesures industrielles	Modèles d'OPU intègrent les propriétés du jus dans leur code
Approche par pseudo-composés	Diefes (1997)	Evaporation, séchage par atomisation, ultrafiltration, échangeur de chaleur, pompage, chambrage	Lait : eau, matière grasse, protéines, sucres, minéraux	Matlab avec Simulink (MathWorks)	Procédés théoriques	Outil de simulation développé en interne
	Chawankul <i>et al.</i> (2001)	Evaporation	Jus d'orange : eau et composé de la matière sèche	Aspen Plus (AspenTech)	Mesures expérimentales en laboratoire et industrielles	Modèle de coefficient de transfert intègre des modèles de propriétés empiriques ; modélisation des courants non documentée
	Miranda et Simpson (2005)	Evaporation	Jus de tomate : eau et composé de la matière sèche	Non documenté	Mesures industrielles	Simulateur développé en interne
	Cheng et Friis (2007)	Standardisation en matière grasse, homogénéisation, pasteurisation, refroidissement	Lait : eau, matière grasse, protéines, sucres, minéraux	Pro/II (Invensys)	Procédé théorique	Pas d'opération de concentration
	Skoglund (2007)	Pasteurisation, stérilisation, homogénéisation, pompage, stockage	Lait : eau, matière grasse, protéines, sucres, minéraux	Modelica avec Dymola (Dassault Systemes)	Mesures industrielles	Pas d'opération de concentration ; simulateur développé en interne (modèles d'OPU commerciaux)
	Byluppala (2010)	Evaporation, décantation, extraction	Lait : eau, lactose, 12 acides gras	Aspen Plus (AspenTech)	Pas de validation car pas de mesures disponibles dans la littérature	Modélisation des interactions chimiques requise pour simuler le procédé d'extraction
Approche non définie	Tomasula <i>et al.</i> (2013)	Homogénéisation, stockage, préchauffage, pasteurisation, chambrage, standardisation en matière grasse, homogénéisation, refroidissement	Non documenté	SuperPro Designer (Intelligen Inc.)	Procédé théorique	Pas d'opération de concentration ; propriétés du lait non documentées

produit alimentaire ne sont pas additives (par exemple la viscosité), et ne peuvent donc pas être modélisées avec précision par la somme des propriétés individuelles des composés du produit.

Il convient de noter que le logiciel commercial SuperPro Designer (Intelligen Inc.), qui est un simulateur de procédés discontinus principalement conçu pour les industries biochimiques et spécialisées (pharmaceutique, microélectronique, traitement des eaux usées, etc.), semble prendre en charge également des procédés alimentaires, comme démontré dans les travaux de Tomasula *et al.* (2013) où une usine de production de lait pasteurisé est simulée. Cependant, aucune documentation n'a pu être obtenue à propos de la définition et de la modélisation du lait dans le logiciel (tableau I.1.3).

En conclusion, il apparaît clairement que les simulateurs de procédés issus du génie chimique facilitent la conception et la mise en œuvre de modèles d'OPU génériques, mais, en l'état actuel, ne permettent ni de modéliser des produits alimentaires ni de prendre en compte

des propriétés fonctionnelles (gustatives, sensorielles, etc.) du produit sans un minimum de modifications.

I.1.3.3.3. Aide à la décision

Lorsque plusieurs solutions possibles sont obtenues par une des méthodes d'optimisation multiobjectif ou par un ensemble d'analyses de solutions, les méthodes d'aide à la décision permettent de rechercher la ou les meilleures solutions de compromis. Les méthodes TOPSIS (« Technique for Order Preference by Similarity to Ideal Solution »), ELECTRE (ELimination Et Choix Traduisant la REalité), PROMETHEE (« Preference Ranking Organisation METHod for Enrichment Evaluations ») et AHP (« Analytic Hierarchy Process ») sont les plus connues, et diffèrent principalement dans la manière dont sont définies les relations d'ordre entre les solutions et dans le traitement des valeurs attribuées aux relations entre solutions (Zopounidis et Pardalos, 2010). Ces méthodes permettent ainsi de classer « rationnellement » des solutions non-dominées.

I.2. L'industrie laitière et les procédés de concentration-séchage

I.2.1. L'industrie laitière et le lait

Le secteur laitier se positionne comme un exemple caractéristique de secteur dans lequel l'écoconception prend une importance capitale pour répondre aux défis de positionnement sur le marché et de réduction de l'impact environnemental. L'industrie laitière est un secteur clé en Europe, avec une valeur ajoutée représentant 10% de l'industrie agroalimentaire en 2012 (FoodDrinkEurope, 2015), et la position de ce secteur en France et en Europe est tout à fait privilégiée puisque 36% du lait transformé au monde est produit en Europe, et 25% du lait produit en Europe provient de France (International Dairy Federation, 2011).

De plus, et en dépit d'un contexte très fluctuant, le secteur du lait est un des secteurs agroalimentaires dont la croissance annoncée est la plus forte, avec une croissance de 31 et 20 % des poudres de lait et des fromages attendues à l'échelle européenne sur les 10 ans à venir (OCDE, FAO perspectives 2011-2020). Le potentiel du secteur laitier est fort dans les pays émergents et en voie de développement, du fait de l'augmentation de la population (Afrique, Amérique du sud), mais également dans les pays qui n'ont pas de « culture » laitière (Asie), et auprès des pays occidentaux, avec des demandes fortes en produits fonctionnels à destination de populations spécifiques (personnes âgées, nourrissons, sportifs). Pour maintenir sa compétitivité dans ce contexte, le secteur laitier devra inévitablement respecter les normes environnementales et diminuer ses consommations d'eau, d'énergie et de produits chimiques (ANIA (Association Nationale des Industries Alimentaires, 2015).

Le lait, produit de base de l'industrie, est composé en majorité d'eau, de matière grasse, de protéines, de lactose et de minéraux, ces quatre derniers formant la matière sèche (ou extrait sec ou ES) du lait (tableau I.2.1). Ces composés sont présents dans le lait sous différentes formes et structures, qui donnent au lait des propriétés spécifiques utilisées pour sa transformation en produits dérivés (fromage, beurre, yaourt, crème...). D'un point de vue biochimique, le lait est à la fois une solution riche en sels minéraux et lactose, une suspension de matière azotée, avec les micelles de caséines et les protéines de lactosérum et une émulsion de matière grasse sous forme de globules gras (Walstra *et al.*, 2006). L'ensemble des constituants du lait sont dans un état d'équilibre interdépendant et toute modification subie par un des constituants

Tableau I.2.1. – Composition approximative du lait de vache

Composés	Concentration (g.l ⁻¹)
Matière grasse	34-44
Protéines	32-35
dont : Caséines	25-28
Protéines de lactosérum	5-7
Lactose	48-50
Minéraux	8-9
Eau	870-875

peut influencer sur l'état d'un autre, ce qui rend le lait et ses propriétés d'autant plus complexe à étudier.

Parmi les produits qu'il est possible d'obtenir à partir du lait, les produits concentrés occupent une part importante de la production : près de 50% de la matière sèche du lait transformé est valorisée sous forme de poudres (Schuck, 2011) qui sont majoritairement utilisées sous forme d'ingrédients pour la fabrication de produits dérivés. L'intérêt du conditionnement sous forme de poudre réside principalement dans la garantie d'une plus longue conservation et dans les économies réalisées sur le transport (Schuck, 2011; Walstra *et al.*, 2006). La majorité de la poudre laitière produite est constituée de lactosérum concentré, devant le lait écrémé.

I.2.2. La production de poudre dans l'industrie laitière

Le production de poudre de lait ou de lactosérum consiste à retirer la majorité de l'eau du produit pour obtenir une poudre sèche. Les opérations mises en œuvre dans l'industrie laitière pour la production de poudres (figure I.2.1) consistent en (Fuquay *et al.*, 2011; Jeantet *et al.*, 2011; Walstra *et al.*, 2006) :

1. *Opérations de standardisation, écrémage, et traitement thermique du lait* : ces opérations sont communes aux procédés de traitement du lait liquide avant conditionnement et distribution. Le lait brut issu de réservoirs de stockage réfrigérés subit un écrémage (généralement par centrifugation), et sa teneur en matière grasse et protéines est ajustée lors de l'étape de standardisation. Un traitement thermique par pasteurisation ou stérilisation permet notamment de stabiliser le produit d'un point de vue microbiologique et enzymatique, et d'agir sur la texture du produit final (Jeantet *et al.*, 2011). Le lactosérum est obtenu après une étape de coagulation du lait dans le procédé de fabrication du fromage, ou par filtration du lait si la production de fromage n'est pas désirée (Saboyainsta et Maubois, 2000). Les étapes de traitement thermique, d'écémage et de standardisation peuvent être intégrées afin de réaliser des économies d'énergie, car un préchauffage du lait (50°C) est nécessaire pour la phase d'écémage, avant le traitement thermique final, qui s'effectue à des températures élevées : de 72°C (pendant 20 s) pour la pasteurisation basse à 140°C (pendant 6 s) pour la stérilisation à ultra-haute température (UHT) (Jeantet *et al.*, 2011).

Tableau I.2.2. – Consommation énergétique de différentes techniques d'élimination de l'eau (Schuck, INRA STLO, communication personnelle)

Techniques	Consommation énergétique (kWh.t ⁻¹ d'eau ou de perméat éliminé)
Ultrafiltration	3 - 4
Nanofiltration	5 - 7
Osmose inverse	9 - 10
Évaporation sous vide	100 - 300
Séchage sur cylindre	300 - 1 000
Séchage par atomisation	1 000 - 2 000
Lyophilisation	5 000 - 10 000

2. *Homogénéisation* : en mettant le lait sous pression, les globules gras sont « scindés » en globules de plus petite taille, ce qui a pour principal avantage de diminuer l'aptitude des globules gras à « crêmer » (remonter à la surface), et augmenter ainsi sa durée de conservation sous forme « homogène ». Dans le cas d'un lait écrémé ou de lactosérum, l'homogénéisation n'est pas nécessaire ; (Fuquay *et al.*, 2011).
3. *Pré-concentration* : il s'agit de retirer une partie de l'eau constituant le produit avant l'opération de séchage, par filtration membranaire, par évaporation, ou par une combinaison de ces deux opérations. La pré-concentration permet de réaliser des économies d'énergie, car l'énergie nécessaire pour retirer une même quantité d'eau du produit est plus grande avec les technologies de séchage qu'avec les technologies d'évaporation ou de filtration membranaire (tableau I.2.2). La pré-concentration par membrane peut améliorer les performances de l'opération d'évaporation dans le cas du lait ; en revanche dans le cas du lactosérum des problèmes d'encrassement plus prononcé des évaporateurs apparaissent (Walstra *et al.*, 2006), ce qui limite les extraits secs finaux en sortie de l'évaporation sous vide. L'opération d'évaporation sous vide est aujourd'hui presque systématiquement utilisée en amont du séchage. Cette opération est discutée en détails dans la section I.2.3.
4. *Séchage* : le but est d'obtenir des poudres, dont l'activité de l'eau est suffisamment limitée pour allonger la durée de conservation du produit. Deux technologies sont principalement utilisées dans l'industrie laitière : le séchage sur rouleaux et le séchage par atomisation. Le séchage par atomisation est le plus utilisé, car il permet de mieux préserver les propriétés des constituants du lait (moins de dénaturation des protéines en particulier) : le concentré de lait ou de lactosérum est projeté en gouttelettes dans une tour alimentée en air chaud, et le contact avec l'air chaud provoque un séchage très rapide des gouttelettes, ce qui limite l'altération des composés de l'ES du produit par la chaleur.

Les procédés de concentration-séchage sont particulièrement énergivores, avec 28% de la consommation énergétique totale de l'industrie laitière de transformation en France, et plus de 90% de l'énergie utilisée par le procédé de production de poudre de lait (Ramirez *et al.*,

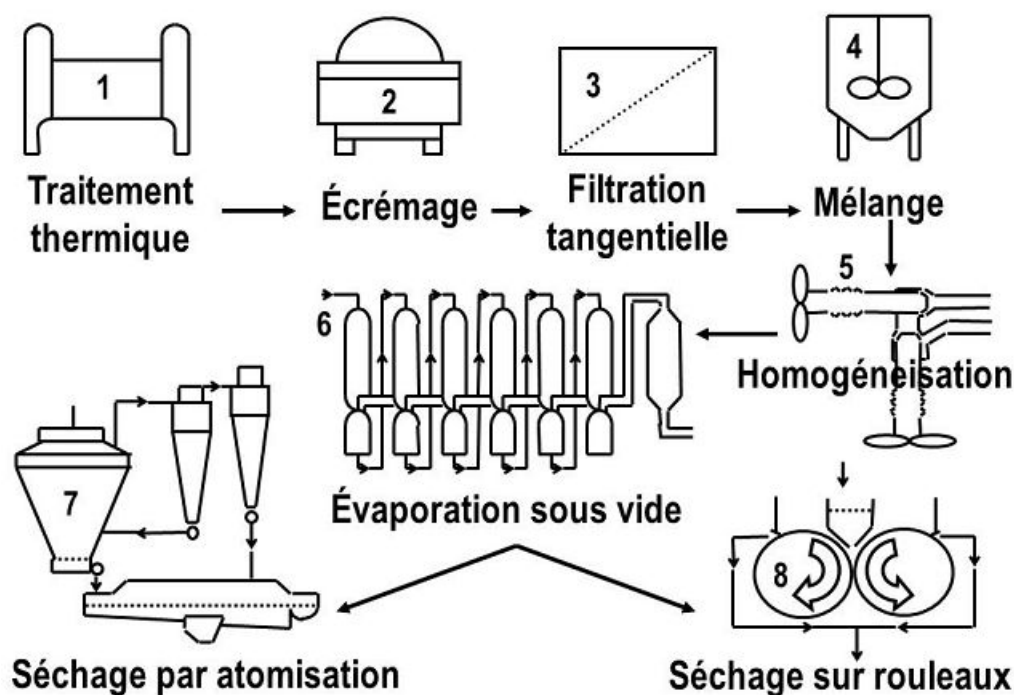


FIGURE I.2.1. – Opérations technologiques impliquées classiquement dans la production de poudres laitières (d'après Schuck, 2011)

2006). Le potentiel d'optimisation des étapes de concentration-séchage est donc important, mais diffère selon les opérations (Schuck, 2011) :

- Le séchage par atomisation a connu des avancées majeures dans son optimisation, avec l'introduction de procédés de séchage « trois temps » ou « trois effets » : le séchage dans la tour d'atomisation est limité, relayé par une deuxième opération unitaire de séchage plus lent (lit fluidisé) qui permet d'abaisser la température de l'air chaud requise ; le troisième effet est un lit fluidisé ou statique interne à la tour d'atomisation, qui permet de transférer un maximum de capacité de séchage au lit fluidisé en limitant les problèmes de collage du produit humide aux parois de la tour. Depuis ces innovations, la structure des procédés de séchage est relativement figée (les différents agencements ont de nombreuses similarités), car le potentiel d'optimisation de sa structure est estimé faible (P. Schuck, INRA, communication personnelle). L'amélioration des performances thermiques et de qualité du produit portent davantage sur les conditions opératoires de l'étape de séchage (Golman et Julklang, 2014; Zhu, 2011), ou sur l'intégration du séchage avec les autres opérations en amont de la chaîne de production (Atkins *et al.*, 2010, 2011; Walmsley *et al.*, 2013).
- L'évaporation peut être réalisée à l'aide de multiples technologies (voir section I.2.3) et selon différents agencements d'opérations unitaires, qui peuvent être ajustés aux besoins de production et au contexte économique local (des ouvrages comme ceux de Maroulis et Saravacos (2003), Harker *et al.* (2002), ou Westergaard (2004) traitent en détail l'opération d'évaporation). Le potentiel d'optimisation est en conséquence plus important qu'avec le séchage.

L'évaporation apparaît donc comme une opération pertinente pour l'application de la démarche d'écoconception dans le cadre de ce travail, du fait de son importante consommation énergétique en regard de l'ensemble de la chaîne de production des produits laitiers concentrés, et des nombreuses possibilités de configuration (agencement des opérations unitaires dans le procédé).

1.2.3. L'opération d'évaporation en agroalimentaire

1.2.3.1. Principe de la concentration par évaporation

L'évaporation est une opération qui consiste à concentrer une solution ou une suspension de composés essentiellement non-volatils (à la différence de la distillation) sous forme liquide (à la différence du séchage). Dans l'opération d'évaporation, un produit alimentaire est porté à une température et une pression qui entraînent l'ébullition¹ du solvant volatil contenu dans le produit (dans le cas des produits alimentaires, généralement l'eau), ce qui permet ensuite de séparer le produit concentré de l'eau évaporée. L'eau évaporée constitue les « buées » d'évaporation, qui sont ensuite condensées (condensats d'évaporation ou « eaux de vache ») pour être réutilisées/recyclés. Les « buées » sont à distinguer de la vapeur, qui désigne le fluide caloporteur utilisé pour chauffer le produit entrant. Cette vapeur d'eau, saturée, cède sa chaleur latente au produit et forme alors des condensats qui ressortent de l'évaporateur et peuvent être recyclés, par exemple pour le préchauffage du produit en complément des buées d'évaporation.

Le traitement de produits thermosensibles impose généralement que l'enceinte dans laquelle le produit circule soit à une pression inférieure à la pression atmosphérique (vide partiel), afin d'abaisser la température d'ébullition, qui est en général située entre 45°C et 80°C (Jeantet *et al.*, 2011). Dans le cas d'un évaporateur « multiple-effet », les buées sortant d'un effet sont à la même température que le concentré sortant de ce même effet ; pour assurer un écart de température à l'effet suivant, la pression est abaissée, de sorte que la pression est décroissante jusqu'au dernier effet. La température à laquelle sortent les buées et le concentré, et donc la température d'évaporation de l'eau dans le produit dans un effet donné est affectée par la présence des composés non-volatils (composés de l'extrait sec du produit). La température d'ébullition est plus élevée de quelques degrés que celle de l'eau pure du fait de la présence de ces composés. Cet écart est appelé retard à l'ébullition (voir section II.2.3.1.2).

1.2.3.2. Technologies de l'évaporation

L'évaporation d'un produit est réalisée à l'aide d'un équipement similaire aux échangeurs de chaleur, à la différence qu'un changement de phase a lieu et qu'il doit être accompagné d'équipements permettant de séparer produit concentré et vapeur d'eau. Un évaporateur est

1. Le terme « ébullition » est plus correct dans ce cas, car l'évaporation correspond rigoureusement à un phénomène surfacique lent, tandis que l'ébullition correspond à un changement d'état volumique rapide.

donc généralement composé des éléments suivants (Heldman et Lund, 2006), schématisés à la figure 1.2.2a :

- Un système de préchauffage du produit, généralement couplé avec le recyclage des condensats, l'écémage et le traitement thermique ;
- Un ou plusieurs corps d'évaporateur (selon le nombre d'effets) qui consistent en un système d'échange de chaleur ;
- Un ou plusieurs séparateurs liquide/vapeur associés à chaque corps d'évaporateur afin de séparer les buées du concentré avec un minimum d'entraînement de liquide dans ces buées ;
- Un système de production de « vide » partiel (pression inférieure à la pression atmosphérique), constitué généralement d'un condenseur.

Le système d'échange de chaleur est en de nombreux points similaire aux échangeurs de chaleur classiques : le produit à évaporer (fluide froid) circule généralement dans des tubes ou entre des plaques, et la vapeur (fluide chaud ou caloporteur) circule dans une enveloppe autour des tubes (la calandre) ou de l'autre côté des plaques respectivement. Fluide chaud et fluide froid peuvent à l'inverse circuler respectivement côté tubes ou plaques et côté calandre. Il est ainsi possible de classer les évaporateur par type « physique » (Heldman et Lund, 2006; Schuck *et al.*, 2012) selon le mode de circulation des fluides et la géométrie des surfaces d'échange :

Tubes courts La vapeur circule dans des tubes verticaux, qui sont courts en comparaison de la hauteur de la calandre dans laquelle se trouve le liquide, et les buées créées le long des tubes sont évacuées par le haut de la calandre. Ce type d'évaporateur permet de concentrer à un taux de transfert de chaleur élevé ; il représente un investissement relativement faible et un nettoyage facilité, mais le temps de séjour est trop élevé pour des produits alimentaires thermosensibles.

Flot grimpant Le liquide est introduit à la base de longs tubes verticaux, poussé de bas en haut dans les tubes de l'évaporateur, et chauffé par la vapeur située à l'extérieur des tubes, dans la calandre. Un mouillage maximal est ainsi assuré dans les tubes, et des produits à haute viscosité peuvent être concentrés. Cependant, le temps de séjour du produit est plus long du fait de sa recirculation, ce qui rend les évaporateurs à flot grimpant peu adaptés aux produits présentant un risque de dénaturation.

Flot tombant ou film tombant Le produit est alimenté par le sommet de l'évaporateur et circule par gravité le long de tubes verticaux tout en étant chauffé par de la vapeur située dans la calandre. Cette technologie permet de traiter des produits thermosensibles du fait du faible temps de séjour et de la faible différence de température requise entre la vapeur et le produit. L'inconvénient majeur est le risque de rupture de film (le mouillage des tubes est partiel), qui augmente avec la viscosité et entraîne un risque de surconcentration locale et donc d'encrassement.

A plaques La vapeur et le produit circulent chacun d'un côté de plaques verticales (en flux montant ou descendant), dont le nombre peut être ajusté à volonté pour atteindre la surface d'échange désirée. Ces évaporateurs sont plus compacts que les autres, faciles à

démonter pour nettoyage ou modification, et présentent un temps de séjour faible. Les pertes de charge engendrées sont cependant élevées, et une obstruction des circuits est possible en cas d'encrassement important.

Les évaporateurs à flot tombant sont les plus utilisés dans l'industrie agroalimentaire (Heldman et Lund, 2006) et dans l'industrie laitière (Jeantet *et al.*, 2011). Une des solutions pour pallier le problème de rupture du film tombant est d'augmenter le nombre de passes dans un même effet d'évaporateur : pour une certaine surface d'échange calculée, le produit circule dans une partie du faisceau de tubes, puis est pompé à nouveau en haut du corps d'évaporateur pour alimenter la partie suivante, et ainsi de suite suivant le nombre de passes, jusqu'à avoir circulé une seule fois dans tous les tubes. Comme il s'agit d'un même effet, les caractéristiques de la vapeur de chauffe sont identiques pour toutes les passes.

Afin de réduire la consommation énergétique des évaporateurs, les buées d'un effet peuvent être réutilisées pour alimenter une ou plusieurs autres unités d'évaporation : dans ce cas, un évaporateur dit « multiple-effet » est formé (figure 1.2.2b). Joyce et Burgi (1993) rapportent ainsi une consommation de 40 à 50 GJ par tonne de produit pour un évaporateur à 2 effets suivi d'une tour de séchage, et une consommation de 22 à 28 GJ par tonne de produit pour un évaporateur à 3 effets suivi d'une tour de séchage ; l'énergie requise tombe entre 13 et 15 GJ par tonne de produit pour un évaporateur à 5 effets suivi d'une tour de séchage à double effet. La détermination du nombre optimal d'effets dépend de l'équilibre recherché entre coût d'investissement et coût énergétique (Klemes *et al.*, 2008; Schuck *et al.*, 2012), et dépend également de la limite de viscosité admissible du concentré pour l'étape de séchage par atomisation. Ainsi, la limite pour le lactosérum se situe à environ 64% ES et la limite de concentration pour le lait écrémé à environ 55% ES (APV, 2008).

La recompression des buées est un levier d'action supplémentaire pour réduire la consommation d'énergie des évaporateurs. Deux technologies sont utilisées pour transmettre aux buées l'énergie nécessaire à leur réutilisation (Jeantet *et al.*, 2011) :

- La thermocompression consiste à accroître l'énergie des buées par mélange avec de la vapeur « vive » (neuve) à l'aide d'un thermocompresseur (ou éjecteur de vapeur) ; le débit de vapeur « vive » requise est donc réduit.
- La recompression mécanique de vapeur est mise en œuvre avec un compresseur centrifuge ou volumétrique. Cette technologie est en conséquence plus intéressante lorsque le prix de l'électricité est bas.

La combinaison de ces différentes technologies donne ainsi lieu à un grand nombre de configurations possibles.

1.2.3.3. Conduite et nettoyage des évaporateurs

L'évaporation de produits laitiers a en général pour objectif de porter l'extrait sec des produits à environ 50%, selon les limitations de la technologie utilisée (Heldman et Lund, 2006). La

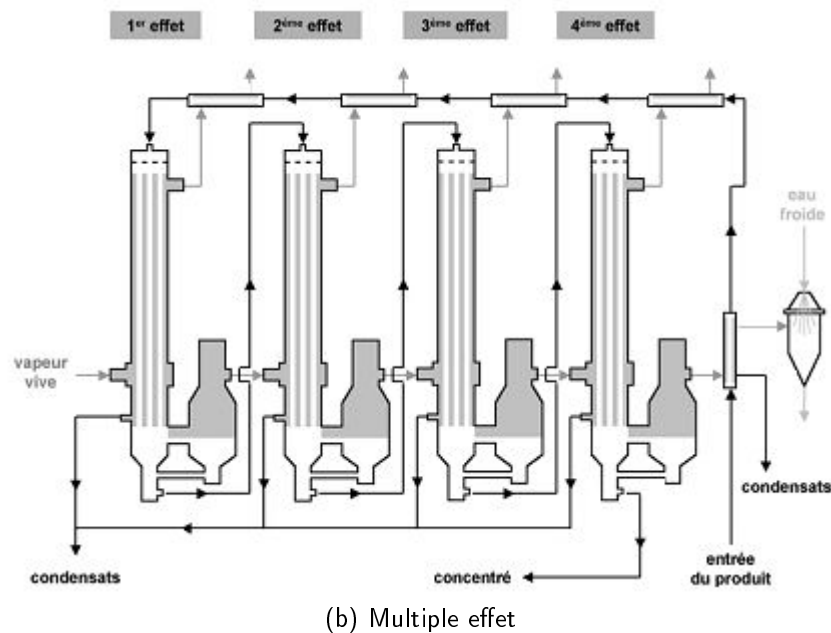
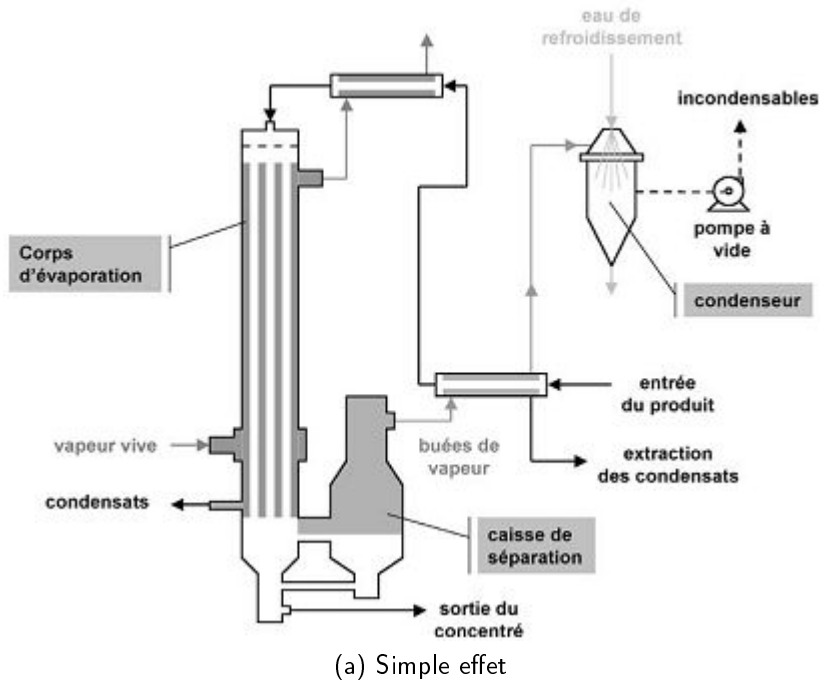


FIGURE 1.2.2. – Schémas représentatifs d'évaporateurs tubulaires à flot tombant (Jeantet *et al.*, 2011)

viscosité en particulier, est un paramètre clé pour la conception des évaporateurs à flot tombant dans le domaine laitier, puisqu'un évaporateur est limité en concentration par la viscosité du produit concentré circulant dans les tubes sans colmatage.

Un autre aspect à considérer dans la conduite des opérations d'évaporation est le nettoyage. L'utilisation en continu des évaporateurs est limitée d'une part par l'encrassement de l'équipement au cours du temps qui conduit à une diminution des performances de l'évaporateur du fait de la réduction du coefficient d'échange, et d'autre part par la qualité bactériologique du produit concentré final (Heldman et Lund, 2006). Le temps de production des évaporateurs industriels varie entre 18 et 22 h, pour un temps de lavage/désinfection d'environ 3 h. Le nettoyage et la désinfection sont réalisés lors d'une séquence de nettoyage/désinfection en place (NEP), qui consiste à faire circuler dans l'équipement de l'eau et des solutions détergentes (solutions de soude ou d'acide) et désinfectantes à la place du produit, afin d'obtenir des surfaces dépourvues d'encrassement et de microorganismes.

Les séquences de nettoyage, définies principalement par le choix et de l'ordre de passage des solutions (constituant une séquence) et par la durée, la température, la concentration et le débit des solutions détergentes pour chaque étape de la séquence, varient notamment selon l'équipement, le produit traité, les conditions opératoires et la saisonnalité (composition du lait). Elles reposent surtout sur les connaissances empiriques que possèdent les industriels sur le nettoyage de leurs équipements. La détermination de la séquence de nettoyage résulte la plupart du temps d'une approche empirique (Gallot-Lavallee *et al.*, 1984), car les connaissances fondamentales sont limitées : si le nettoyage des échangeurs pour le traitement thermique du lait a été modélisé (Bird et Fryer, 1991; Gallot-Lavallee *et al.*, 1984) ou étudié de manière empirique (Changani *et al.*, 1997; Fryer et Asteriadou, 2009) dans quelques travaux, il reste aujourd'hui encore difficile de prédire l'encrassement des équipements de traitement thermique, et de modéliser la cinétique de nettoyage à partir de connaissances fondamentales. Cette remarque est d'autant plus vraie dans le cas des évaporateurs, pour lesquels une seule étude (sans recours à de la modélisation) a été trouvée dans la littérature dédiée (Jeurnink et Brinkman, 1994). La conception des évaporateurs, et notamment leur géométrie, joue un rôle dans l'efficacité avec laquelle le nettoyage est réalisé (Bénézech *et al.*, 2002), mais la détermination quantitative lors de la phase de conception de l'encrassement potentiel et de la cinétique de nettoyage est difficile, voire impossible au stade actuel des connaissances : il manque des connaissances et donc des modèles cinétiques génériques ou bien adaptés aux équipements de concentration encrassés, ainsi que des procédures d'optimisation de la conduite et du choix des solutions pour le nettoyage.

Le potentiel d'optimisation est pourtant élevé, puisque le NEP représente une part non négligeable du coût opératoire, du coût d'investissement (Tamime, 2009) et de l'impact environnemental (Eide *et al.*, 2003). Ainsi, dans les évaporateurs et tours de séchage en particulier, jusqu'à 70% et 26% respectivement de l'énergie est utilisée lors de la phase de nettoyage (Ramirez *et al.*, 2006), et entre 25 et 40% de la consommation d'eau (Bosworth *et al.*, 2000).

I.2.3.4. Ecoconception des évaporateurs

L'écoconception des évaporateurs n'est pas un concept novateur, mais les études faisant appel à une démarche de modélisation sont peu nombreuses, et les méthodes d'écoconception des procédés ne semblent pas avoir imprégné l'industrie depuis. La modélisation et la conception des évaporateurs sont des sujets largement abordés dans la littérature mais il n'y a pas de modèles disponibles permettant de rendre générique des méthodes d'écoconception basées sur la modélisation et la simulation des opérations. Des modèles spécifiques ont systématiquement été développés dans les études existantes. Nishitani & Kunugita (1979; 1983) ont créé leur propre modèle d'évaporateur et leur propre cadre méthodologique, afin de réaliser l'écoconception d'un évaporateur traitant du lait selon un critère économique (le coût d'investissement) et un critère environnemental (la consommation d'exergie), à l'aide d'une méthode d'optimisation scalaire ; le procédé étudié comprend l'évaporateur, un condenseur et un pré-chauffeur. Chawankul *et al.* (2003), dont les travaux ont déjà été mentionnés (tableau I.1.3), utilisent un simulateur de procédés pour optimiser la consommation énergétique et le coût opératoire à l'aide d'un outil d'optimisation intégré au simulateur, mais ont développé leurs propres codes pour des modèles d'opérations unitaires. Le manque de généricité des modèles ou algorithmes développés rend donc difficile l'application directe de méthodes d'écoconception faisant appel à la modélisation et la simulation.

En terme d'optimisation, plusieurs études ont été réalisées, mais elles restent perfectibles dans le sens où elles n'intègrent que la phase de production, et négligent la phase de nettoyage de l'évaporateur ou plus globalement encore celle du procédé. Les travaux de Sebastian *et al.* (2010) et Tiat *et al.* (2010) portent sur l'optimisation d'un système d'évaporation à jus de raisin pour l'industrie du vin selon des objectifs de transportabilité, de qualité du produit (mesurée par la température), de coût, de puissance de réfrigération, et d'impact environnemental calculé à l'aide de la méthode d'ACV EcoIndicator 99. Ils utilisent pour cela leur propre cadre méthodologique, et un algorithme génétique pour l'optimisation. Sharma *et al.* (2012) ont optimisé un évaporateur traitant du lait en évaluant le coût d'investissement et le coût opératoire, qui varient selon les dimensions et la conduite de l'évaporateur. Le système étudié comprend un pré-chauffeur, l'évaporateur, un condenseur et un thermocompresseur, et l'optimisation est réalisée à l'aide d'un algorithme génétique implémenté sous Microsoft Excel®. Simpson *et al.* (2008) ont optimisé un évaporateur à jus de tomate selon un critère de coût et un critère de qualité (dénaturation d'un composé du produit), en faisant varier la structure de l'évaporateur (le nombre d'effets) et sa conduite opératoire, à l'aide d'un outil implémenté dans Excel. Dans cet outil, un système d'équations modélise l'évaporateur, et est résolu pour différentes combinaisons de nombre d'effets et de conditions opératoires ; les auteurs ont alors utilisé les différentes solutions obtenues pour analyser différentes stratégies d'optimisation. Seules quelques études proposent d'optimiser la conduite du NEP ; toutefois, les méthodes semblent peu transposables au stade de la conception, et ne concernent pas (ou pas directement) les évaporateurs :

— Eide *et al.* (2003) réalisent l'ACV de quatre séquences de nettoyage en place pour une

usine de traitement de lait liquide. La comparaison est basée sur des données statistiques.

- Niamsuwan *et al.* (2011) proposent de minimiser la consommation de matière (eau et détergents) du nettoyage de réservoirs, à l'aide d'un modèle dont les paramètres proviennent de mesures sur une installation existante, avec notamment une estimation de l'encrassement initial.
- L'étude d'Alvarez *et al.* (2010) met en œuvre une étude systémique du NEP pour rationaliser sa conduite dans le domaine laitier, et montrer son potentiel d'amélioration par des connaissances du processus de nettoyage et des mesures en ligne pertinentes.

Les études d'écoconception des évaporateurs font donc globalement appel à des outils développés spécifiquement pour chaque cas d'étude (en termes de modélisation des opérations, et d'optimisation), et rares sont celles qui intègrent à la fois des critères économiques, environnementaux et de qualité. Il existe donc un réel enjeu de recherche sur le développement de cadres méthodologiques d'écoconception pour répondre à : i) l'utilisation d'outils génériques qui permettent la transposition de la démarche d'écoconception la plus directe possible (c'est-à-dire avec un minimum de développement) à d'autres procédés ou OPU des IAA ; ii) l'analyse systémique des procédés agroalimentaires pour déterminer les bilans de matière et d'énergie en phase de production comme en phase de nettoyage ; iii) la prise en compte simultanée de critères économiques et environnementaux, mais également des critères de qualité spécifiques aux produits alimentaires.

I.3. Stratégie d'écoconception pour les procédés agroalimentaires

L'analyse bibliographique a montré que l'écoconception d'un procédé peut avantageusement bénéficier de l'optimisation multiobjectif, car celle-ci permet de trouver des solutions de compromis entre des objectifs contradictoires, en prenant en compte la viabilité technico-économique du procédé et en minimisant les impacts environnementaux. L'approche d'écoconception combinant modélisation du procédé, optimisation multiobjectif et aide à la décision semble ainsi pertinente, car elle peut s'adapter aux contraintes propres aux IAA, et la simulation permet de générer davantage de données exploitables pour l'optimisation multiobjectif que les autres méthodes d'analyse du procédé (comparaison des inventaires, analyse de pincement). Cependant, les simulateurs de procédés, qui sont des outils phares des approches par simulation sont pour la plupart inadaptés au domaine agroalimentaire.

Parmi les différentes branches des IAA, le secteur laitier se situe dans un contexte de changements et de croissance, dans lequel l'écoconception est appelée à occuper une place de plus en plus importante. L'évaporation du lactosérum et du lait écrémé en particulier, représente un levier important pour la réduction de l'impact environnemental des opérations de concentration-séchage du secteur laitier. Paradoxalement, peu d'études d'écoconception sont appliquées à l'évaporation des produits laitiers, et le nettoyage en place en est quasiment absent.

Au vu de ces éléments, il apparaît judicieux, pour répondre à l'objectif de développer une méthodologie d'écoconception d'un procédé de transformation d'un produit alimentaire, d'orienter les travaux vers un cadre méthodologique générique en répondant à des questions de recherche spécifiques. La synthèse bibliographique fait ressortir la pertinence d'un cadre méthodologique d'écoconception (figure I.3.1) combinant des outils d'analyse systémique et d'optimisation multiobjectif. Les lignes directrices des travaux de Ouattara (2011) et Morales-Mendoza (2013) mis en œuvre uniquement pour des procédés chimiques sont retenus, mais leur spectre est élargi ici à travers : i) l'adaptation d'un simulateur de procédés au domaine agroalimentaire et ii) par l'intégration et l'analyse des autres spécificités du domaine agroalimentaire dans la démarche d'écoconception, qui sont non directement modélisables ou accessibles dans les simulateurs de procédés dédiés à l'industrie chimique.

Le cœur du cadre méthodologique (figure I.3.1) est constitué de trois outils de simulation qui permettent de calculer les inventaires du procédé en fonction de sa conduite et de son dimensionnement : un outil de simulation du procédé en phase de production, un outil de

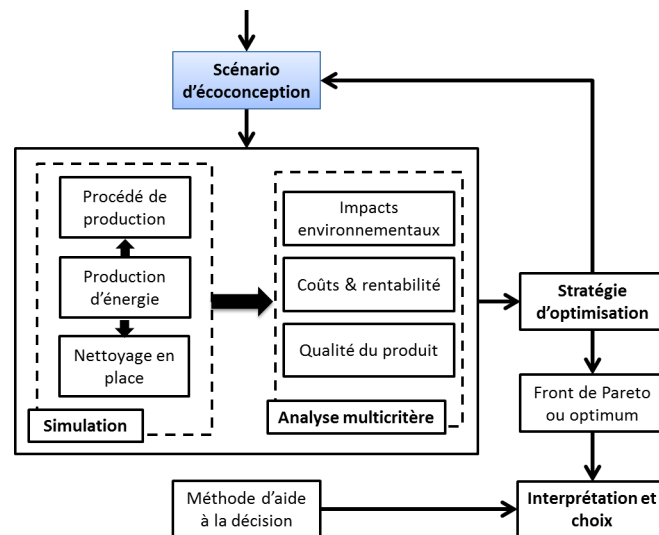


FIGURE 1.3.1. – Schéma de principe du cadre méthodologique d'écoconception développé dans ce travail

simulation du procédé en phase de nettoyage, et un outil de simulation de la centrale de production d'énergie qui alimente le procédé en phase de production comme en phase de nettoyage. L'analyse des inventaires d'un point de vue environnemental et économique permet le calcul d'indicateurs tant environnementaux qu'économiques. Un outil d'optimisation peut ainsi être couplé au modèle de simulation du procédé si cela est nécessaire.. L'ensemble des solutions obtenues peut alors être représenté sous forme d'un front de Pareto, et une méthode d'aide à la décision permet de traiter les solutions obtenues pour sélectionner la ou les solutions optimales.

Dans l'état actuel des connaissances, seule l'évaluation a posteriori des solutions obtenues n'est envisageable pour l'écoconception du procédé. La modélisation de la « qualité » du produit en fonction des choix d'agencement et de conduite du procédé est en effet difficile (en particulier par manque de modèles de prédiction de la qualité en fonction des conditions opératoires du procédé), ce qui rend l'optimisation difficilement applicable dans le cadre méthodologique sélectionné. Bien que les propriétés sensorielles, nutritionnelles ou celles relatives à l'hygiène soient des critères majeurs pour l'évaluation de la qualité du produit, elles ne seront pas prises en compte dans ce travail.

Plusieurs questions de recherche sont traitées dans ce travail et se réfèrent aux « blocs » du cadre méthodologique représentés figure 1.3.1. La résolution de ces questions permet de proposer des outils d'analyse pour la mise en œuvre d'une démarche générique d'écoconception des procédés agroalimentaires.

1°) Comment adapter les simulateurs de procédés au domaine agroalimentaire ?

L'analyse de la littérature a clairement démontré qu'aucune des approches de modélisation utilisées par les différents auteurs (section 1.1.3.3.2) ne satisfait les besoins pour la simulation de procédés de transformation agroalimentaires à l'aide des simulateurs de procédés. C'est pourquoi une nouvelle stratégie de modélisation des propriétés d'un produit agroalimentaire,

avec une application à l'évaporation du lait est proposée dans ce travail. Bien que les procédés de concentration / séchage de lactosérum soient plus répandus que ceux traitant du lait, le lait est choisi comme fluide de référence pour cette étude. En effet, il génère des encrassements des évaporateurs plus modérés que ceux rencontrés avec les lactosérums, ce qui, dans une démarche de mise en place d'un cadre générique, permet de simplifier la problématique, en offrant la possibilité, dans un premier temps, de négliger l'impact de l'encrassement dans la recherche de la conduite optimale de l'évaporateur. Le choix du lait offre également la possibilité de pouvoir faire varier les propriétés thermodynamiques du produit en jouant sur la composition de différents laits (entier, écrémé, etc.), ce qui permet d'étudier son impact sur la conduite du procédé.

Des données expérimentales sur des évaporateurs existants sont collectées afin de réaliser des essais de simulation et de valider la modélisation du système. Le schéma de procédé ainsi que les données disponibles utilisées pour modéliser des procédés de référence en phase de production sont présentés au CHAPITRE II.1.

Un simulateur de procédés commercial, largement utilisé dans le secteur chimique, va être adapté au procédé d'évaporation du lait, à l'aide de modèles de propriétés du produit et de modèles du procédé :

- Les connaissances spécifiques extraites de la littérature sur les propriétés du lait en fonction de la température, du niveau de concentration, et de sa composition, sont incorporées dans le simulateur de procédés selon la méthode décrite (CHAPITRE II.2).
- Un modèle du coefficient d'échange global, qui intègre les connaissances spécifiques sur le transfert de chaleur dans le produit en cours de concentration, est développé pour pouvoir simuler les évaporateurs traitant du lait à l'aide du simulateur de procédés (CHAPITRE II.3). Les procédés de référence permettent alors de comparer les connaissances empiriques sur le coefficient d'échange avec les résultats des modèles issus de la littérature.

2°) Comment intégrer les phases de nettoyage dans la démarche d'écoconception ? L'intégration du nettoyage dans la démarche d'écoconception pose problème du fait notamment du manque de connaissances sur la prédiction de l'encrassement d'une part, et sur le calcul de la cinétique du nettoyage d'autre part. Dans ce travail, un modèle simplifié d'une séquence de nettoyage des évaporateurs qui peut être intégré dans une démarche d'écoconception est présenté au CHAPITRE II.4. Un modèle cinétique initialement développé pour le nettoyage d'équipements de traitement thermique est utilisé, afin de constituer une première approche vers l'analyse systémique et la conduite rationnelle du NEP basée sur des connaissances fondamentales. Les inventaires obtenus par la modélisation du NEP peuvent alors être inclus dans une méthode d'écoconception, en explorant les différentes variables de conduite du NEP.

3°) Proposition de cadre méthodologique pour la mise en œuvre d'une démarche générique d'écoconception des procédés agroalimentaires Les éléments du cadre

méthodologique qui permettent d'évaluer les différentes alternatives pour l'écoconception d'un procédé d'évaporation font ressortir les éléments suivants :

- L'utilisation rationnelle des flux d'énergie et le choix de la source d'énergie la plus adaptée constituent un des fondements des méthodes d'écoconception, notamment pour les procédés d'évaporation, voire des IAA plus généralement. C'est pourquoi un outil de modélisation-simulation de la centrale de production d'énergie est utilisé (CHAPITRE III.1, SECTION III.1.2).
- Une méthode d'analyse environnementale systémique est sélectionnée et implémentée (CHAPITRE III.1, SECTION III.1.3) : l'impact environnemental est évalué par des indicateurs qui traduisent différents types de dommages causés à l'environnement (consommation de ressources, dangerosité pour l'homme, dommage aux milieux aquatiques. . .).
- L'analyse économique est mise en œuvre à l'aide d'indicateurs de rentabilité « classiques », en agrégeant les coûts opératoires et le coût d'investissement (CHAPITRE III.1, SECTION III.1.4). Les calculs se basent autant que possible sur les spécificités des IAA, notamment au niveau de l'estimation du coût d'investissement.
- L'impact social n'est pas pris en compte dans l'analyse multicritère, compte tenu du manque actuel d'information relatif à la quantification des critères.
- La mise en œuvre de l'optimisation multiobjectif est effectuée par un algorithme génétique déjà éprouvé dans les travaux de Ouattara (2011) et Morales-Mendoza (2013), et qui permet de trouver des solutions optimales pour des problèmes à variables continues et/ou discrètes (CHAPITRE III.1, SECTION III.1.5.1). Une méthode d'aide à la décision est également utilisée pour appuyer l'interprétation des résultats (CHAPITRE III.1, SECTION III.1.5.2) ; cette méthode a également été éprouvée dans les travaux cités ci-avant.

4°) Mise en œuvre du cadre d'écoconception Le cadre méthodologique développé dans ce travail permet donc de mettre en œuvre la démarche d'écoconception par approche comparative ou par optimisation multiobjectif. Ce potentiel est démontré dans trois études de cas centrées sur le procédé d'évaporation du lait écrémé :

- Des solutions de conception d'un évaporateur pour remplir un objectif de production donné sont modélisées et simulées, puis analysées d'un point de vue économique et environnemental afin de les comparer (CHAPITRE III.2, SECTION III.2.2). L'application du cadre méthodologique est ainsi centrée sur l'écoconception de la phase de production du procédé d'évaporation, dont les alternatives de conception peuvent être déterminées et analysées dans un même environnement.
- Une étude du choix du combustible pour la production de la vapeur nécessaire au procédé est réalisée (CHAPITRE III.2, SECTION III.2.3). Il s'agit d'un problème typiquement multiobjectif d'écoconception, dans lequel certains indicateurs de l'impact environnemental sont antagonistes du coût du procédé. Il s'agit ici de montrer les bases de l'approche d'écoconception mise en œuvre et à démontrer l'intérêt des méthodes d'analyse multicritère dans le cadre méthodologique.

1.3. Stratégie d'écoconception pour les procédés agroalimentaires

- Un procédé d'évaporation est optimisé selon un objectif économique et un objectif environnemental, en faisant varier les paramètres de conduite de la séquence de NEP (CHAPITRE III.2, SECTION III.2.4). Cette étude démontre d'une part les possibilités offertes par la modélisation du nettoyage, et d'autre part l'intérêt de la prise en compte de la phase de nettoyage pour l'écoconception : le gain économique et la réduction de l'impact environnemental du procédé qu'il est possible de réaliser sur l'exploitation globale du procédé (sur plusieurs cycles de production et nettoyage) sont ainsi quantifiés..

Deuxième partie

Modélisation et développement
d'outils de simulation pour le
procédé en phase de production et
de nettoyage

Résumé

Pour mettre en place et rendre opérationnel le cadre méthodologique pour l'écoconception du procédé d'évaporation de lait, il est nécessaire de disposer d'outils de simulation d'opérations unitaires en phase de production d'une part, et de la phase de nettoyage d'autre part.

Pour la phase de production, le simulateur Aspen Plus a été retenu et adapté pour prendre en compte l'évolution des propriétés thermodynamiques du lait avec les paramètres de l'évaporateur (concentration, température). L'approche retenue consiste à définir le produit comme un mélange d'eau et de composés de la matière sèche (matière grasse, protéines, sucres, minéraux) pour lequel les propriétés de mélange sont calculées avec des modèles sélectionnés dans la littérature et intégrés sous forme de sous-programmes au sein du simulateur de procédés. Dans cette méthode, les propriétés du mélange sont calculées en fonction des variations de température, pression, concentration et composition, cette dernière étant représentée par la fraction d'eau et des pseudo-composés de l'extrait sec. Le calcul du coefficient d'échange nécessaire à la modélisation des évaporateurs a également été introduit dans Aspen Plus, après avoir comparé plusieurs modèles de coefficient d'échange issus de la littérature. Ces adaptations ont été validées avec des données (conditions opératoires, performances) recueillies sur plusieurs procédés d'évaporation de lait, couvrant des échelles variées (du pilote à l'installation industrielle).

Pour la phase de nettoyage, un outil simplifié de calcul des inventaires d'une séquence de nettoyage est développé pour pallier le manque actuel d'outils et ainsi permettre une première intégration de la phase de nettoyage dans la démarche d'écoconception. Cet outil calcule la durée de nettoyage efficace, selon un modèle extrait de la littérature, à partir des conditions opératoires (température, concentration, débit), ce qui permet de prédire les consommations d'eau et d'énergie de l'étape de nettoyage alcalin.

II.1. Description des procédés de référence

II.1.1. Introduction

Des procédés de référence issus de la littérature ou d'installations existantes servent, dans ce travail, à développer et valider l'outil de modélisation-simulation destiné au cadre méthodologique d'écoconception. Ces quatre procédés ont une capacité de traitement allant de l'échelle pilote à l'échelle industrielle (tableau II.1.1) ; ils seront désignés dans le reste du manuscrit par leur nom de référence (cf. tableau II.1.1). Ces procédés ont été sélectionnés d'une part pour leur pertinence vis-à-vis du domaine choisi pour la mise en œuvre du cadre méthodologique, à savoir l'évaporation du lait, et d'autre part pour la disponibilité des données les concernant. Ces données (schéma, produit, débits, températures...) sont issues soit de la littérature (cas du site d'Embaré, Brésil), soit de données de conception et de relevés de mesures d'ateliers (cas des trois autres procédés mentionnés dans le tableau II.1.1).

II.1.2. Evaporateur pilote de la Plateforme Lait, STLO, Rennes (Silveira *et al.*, 2013)

Un évaporateur pilote simple effet à flot tombant (GEA Process Engineering, St Quentin-en-Yvelines) est disponible à Rennes sur la Plateforme Lait (STLO, INRA). L'intérêt de cet évaporateur réside dans l'accessibilité des résultats d'expérience, les particularités de l'échelle pilote, et les différences d'agencement avec les évaporateurs industriels. Cet équipement a déjà été décrit par Silveria *et al.* (2013) : il est constitué de trois tubes dans lesquels a lieu l'évaporation (dimensions en annexe B.1), connectés à un condenseur indirect intégré dans le séparateur de buées (figure II.1.1). Chaque tube est disposé dans son propre corps (ou calandre), alimenté par de la vapeur vive saturée entre 65 et 75°C, et subissant chacun une même pression inférieure à la pression atmosphérique (0,02 MPa).

Des jeux de données concernant cinq expériences d'évaporation de lait écrémé sont disponibles, pour des débits traités de l'ordre de la dizaine de kg par heure (échelle pilote). Le tableau II.1.3 donne les caractéristiques principales de ces cinq expériences ; les conditions opératoires sont données en annexe B.2. Les expériences n°1 et 2 sont décrites dans les travaux de Silveira *et al.* (2013) où l'évaporateur est présenté. La composition du lait traité dans chaque expérience est donnée dans le tableau II.1.2 ; à noter que la composition du lait traité à l'expérience 3 a

II.1. Description des procédés de référence

Tableau II.1.1. – Liste et caractéristiques des procédés d'évaporation de référence utilisés dans ce travail

Procédé (nom de référence)	Evaporateur	Produit traité*	Débit traité* (kg.h ⁻¹)	Echelle de production	Origine des données
Plateforme Lait (STLO), décrit par Silveira et al. (2013)	Flot tombant, monoeffet, 3 calandres monotube	Lait écrémé	50-70	#	Mesures
Plateforme Bionov (Bionov)	Flot tombant, 2 effets, 3 tubes et 3 x 1 tube	Lait écrémé	290	##	Mesures
Embaré, décrit par Ribeiro (2001-2003) (Embaré)	Flot montant-descendant, plaques, 4 effets	Lait entier	12 090	####	Littérature
Entremont Quimper, évaporateur LAG3 (LAG3)	Flot tombant, 4 effets	Lait écrémé	19 500	####	Mesures

* Dans le cas des données utilisées pour la validation.

Tableau II.1.2. – Composition du lait traité correspondant aux données expérimentales disponibles pour chaque procédé d'évaporation de référence (« Exp. » = Expérience)

Procédé d'évaporation	Composition (% massique)					
		Eau	Matière grasse	Protéines	Lactose	Minéraux
STLO	Exp. 1	90,4	0,3	3,4	4,8	1,1
	Exp. 2	76,0	0,7	8,	12,0	2,6
	Exp. 3	76,5	1,0	8,5	12,0	2,0
	Exp. 4	91,1	0,4	3,2	4,6	0,7
	Exp. 5	76,5	1,0	8,5	12,0	2,0
Bionov		90,4	0,3	3,4	4,8	1,1
Embaré		87,5	3,8	3,3	4,7	0,7
LAG3		91,5	0,3	3,4	3,7	1,0

II.1. Description des procédés de référence

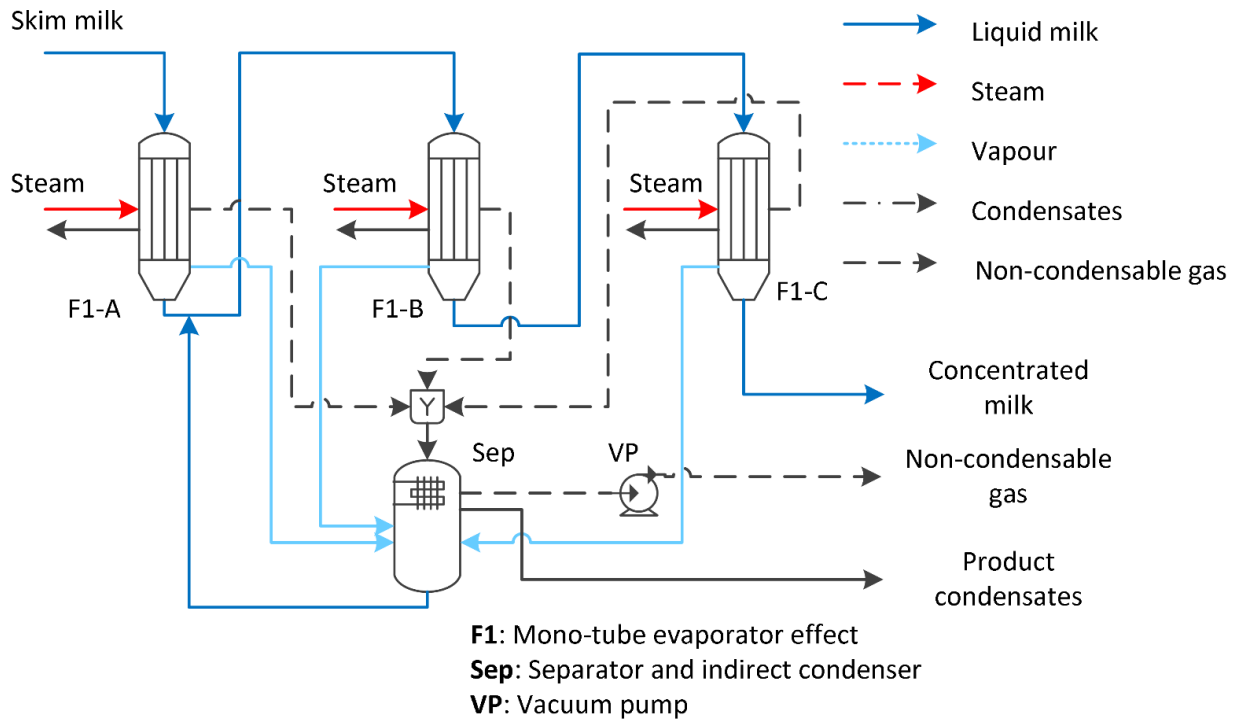


FIGURE II.1.1. – Schéma de procédé de l'évaporateur pilote décrit dans Silveira et al. (2013)

Tableau II.1.3. – Conditions expérimentales correspondant aux mesures disponibles pour l'évaporateur pilote de la Plateforme Lait du STLO

Expérience n°	Débit	Produit traité	Objectif de concentration
1	50 kg.h ⁻¹	Lait écrémé	ES 10% à 24%
2	50 kg.h ⁻¹	Lait écrémé	ES 24% à 52%
3	70 kg.h ⁻¹	Lait écrémé	ES 24% à 39%
4	70 kg.h ⁻¹	Lait écrémé	ES 9% à 15%
5	70 kg.h ⁻¹	Lait écrémé	ES 24% à 39%

été calculée à partir d'un lait écrémé à 23,5% de matière sèche, 8,5% de protéines et 2.0% de minéraux.

Les mesures relevées sur l'évaporateur doivent être complétées par le calcul du débit de vapeur d'alimentation de chacun des tubes, afin de pouvoir réaliser des bilans de matière et d'énergie complets et évaluer l'efficacité énergétique de l'opération. Avec la température de la vapeur d'alimentation (T_{Vap}) et la puissance électrique fournie au bouilleur ($P_{Bouilleur}$), le débit de vapeur produite ($\dot{m}_{Vap}$) est calculé selon :

$$\dot{m}_{Vap} = \frac{P_{Bouilleur} \times 3600}{L_{Evap}(T_{Vap})} \quad (II.1.1)$$

où $L_{Evap}(T_{Vap})$ est la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température mesurée de la vapeur. A noter que cette équation néglige la contribution de la puissance fournie par le bouilleur au chauffage de l'eau de sa température initiale à la température d'ébullition (chaleur sensible). Le débit de vapeur non condensée ($\dot{m}_{Vap,Excès}$) fait partie des grandeurs mesurées, ce qui permet d'obtenir par soustraction le débit de vapeur qui est réellement condensé,

Tableau II.1.4. – Mesures et résultats de calcul d'efficacité énergétique pour l'évaporateur pilote de la Plateforme Lait du STLO

		Expérience n°				
		1	2	3	4	5
F1-A	Température de la vapeur (°C)	65,4	65,4	66,4	65,3	66,1
	Puissance du bouilleur (kW)	8,4	8,4	8,4	8,6	8,7
	Débit de vapeur produite (kg.h ⁻¹)	12,9	12,9	12,9	13,3	13,4
	Débit de vapeur en excès (kg.h ⁻¹)	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3
F1-B	Température de la vapeur (°C)	68,4	68,4	72,6	69,8	70,6
	Puissance du bouilleur (kW)	8,4	8,4	8,4	8,7	8,7
	Débit de vapeur produite (kg.h ⁻¹)	12,9	12,9	12,9	13,4	13,5
	Débit de vapeur en excès (kg.h ⁻¹)	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
F1-C	Température de la vapeur (°C)	68,2	68,2	73,1	68,5	70,1
	Puissance du bouilleur (kW)	8,4	8,4	8,4	8,6	8,5
	Débit de vapeur produite (kg.h ⁻¹)	12,9	12,9	13,0	13,3	13,2
	Débit de vapeur en excès (kg.h ⁻¹)	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Total	Capacité évaporatoire (kg.h ⁻¹)	29,2	29,2	27,5	27,0	27,5
	Débit de vapeur utile (kg.h ⁻¹)	33,4	33,4	33,6	34,6	34,7
	Efficacité énergétique	87,4%	87,4%	81,8%	78,1%	79,1%

c'est-à-dire qui transmet effectivement de l'énergie au produit. L'efficacité énergétique de l'évaporateur (les trois tubes inclus), « Eff », est alors déterminée par le rapport entre la capacité évaporatoire ($\dot{m}_{Prod}^E - \dot{m}_{Conc}^S$ est la différence entre le débit de produit en entrée et le débit de concentré en sortie) et le débit de vapeur utile (effectivement condensée dans les tubes) :

$$Eff = \frac{\dot{m}_{Prod}^E - \dot{m}_{Conc}^S}{\dot{m}_{Vap} - \dot{m}_{Vap,Excès}} \quad (II.1.2)$$

Les mesures et résultats de calcul de l'efficacité énergétique sont donnés dans le tableau II.1.4.

II.1.3. Evaporateur semi-industriel de Bionov S.A., Rennes

L'évaporateur de la plateforme Bionov (société Bionov S.A., Rennes) fait partie d'un pilote semi-industriel plus complexe comportant toutes les étapes de la production de poudre : traitement thermique, évaporation, et séchage par atomisation. Des mesures relatives à certaines expériences sur lait écrémé sont accessibles. L'équipement est intéressant car il offre une taille intermédiaire entre l'échelle pilote de laboratoire et l'échelle industrielle. La figure II.1.2 montre cet évaporateur tubulaire à flot tombant double effet, qui comporte un premier faisceau de trois tubes (FF01), suivi de trois faisceaux mono-tubes (FF02A, FF02B, FF02C). Chaque effet comporte un séparateur qui permet d'envoyer les buées de vapeur soit vers le second effet (Sep01) soit vers le condenseur (Sep02) non représenté sur le schéma.

Les données de concentration de lait écrémé obtenues avec cet équipement ont été relevées

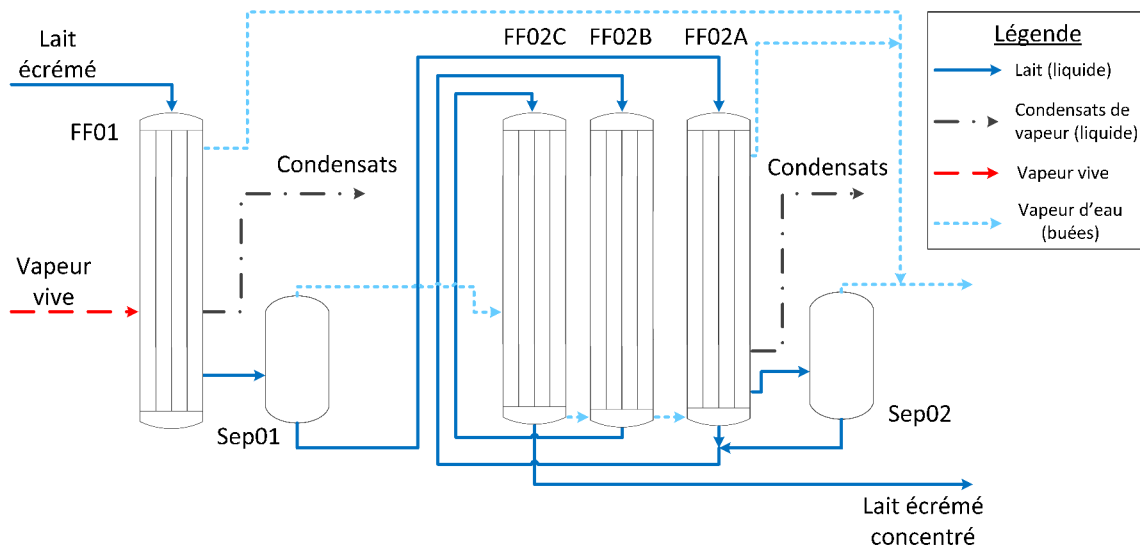


FIGURE II.1.2. – Schéma de procédé de l'évaporateur semi-industriel de Bionov S.A.

avec l'évaporateur alimenté avec de la vapeur vive à 2,85 bar et un débit de 281 l.h⁻¹ de lait écrémé (échelle semi-industrielle). Le lait était concentré à 48,3% d'extrait sec en sortie d'évaporateur. Faute de mesures précises concernant la composition du lait écrémé entrant dans l'évaporateur, celle-ci a été assimilée à la composition moyenne d'un lait écrémé (tableau II.1.2). Dans cet évaporateur semi-industriel, le débit de vapeur n'a pas été mesuré, mais il est possible de l'estimer : le ratio entre le débit de vapeur vive consommée et le débit de buées évaporées (c'est-à-dire l'inverse de l'efficacité énergétique 1/Eff) est connu en théorie, car il fait partie des paramètres avec lesquels l'évaporateur a été dimensionné. Cependant, cette valeur est peu fiable car les conditions opératoires dans lesquelles le ratio a été déterminé et le produit traité ne sont pas connus. Le ratio 1/Eff est de 0,8 kg de vapeur par kg d'eau évaporée. Les autres conditions opératoires connues sont données en annexe B.3.

II.1.4. Evaporateur industriel d'Embaré, Brésil (Ribeiro, 2001; Ribeiro et Andrade, 2003)

L'usine de concentration de lait d'Embaré (Embaré Indústria Alimentícias S.A., Brésil) considérée dans ce travail est celle décrite par Ribeiro (2001) et Ribeiro & Andrade (2003). Ces travaux fournissent les caractéristiques presque exhaustives des dimensions de l'équipement et des courants du procédé (débit, température, pression, extrait sec). Le procédé de traitement du lait entier (figure II.1.3) consiste en deux pré-chauffeurs (HX-1, HX-2), une unité de pasteurisation (Past-1, alimentée par de l'eau chaude), et un évaporateur à quatre effets (Evap-1 à Evap-4). Chaque effet est constitué d'un évaporateur à plaques, suivi par un séparateur centrifuge pour séparer les buées du concentré. Pour chaque effet, 10% du concentré est recyclé dans son courant d'alimentation. De la vapeur vive entre dans le système à une pression de 6,67 bar et est envoyée au thermocompresseur (TP-101) avant d'alimenter les évaporateurs. Le thermocompresseur et les pré-chauffeurs utilisent des buées recyclées venant des effets de

II.1. Description des procédés de référence

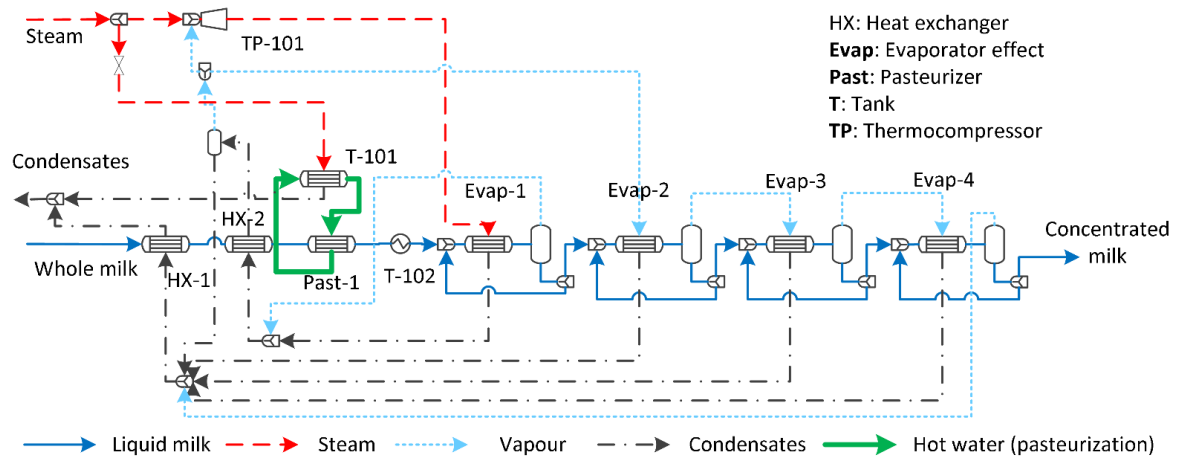


FIGURE II.1.3. – Schéma de procédé des opérations de traitement thermique et de l'évaporateur industriel d'Embaré (d'après Ribeiro, 2001)

l'évaporateur, ce qui réduit la consommation de vapeur vive. Ce procédé traite $11\,352\text{ kg.h}^{-1}$ de lait de vache entier standardisé (12% de matière sèche ; composition détaillée au tableau II.1.2), et produit $2\,742\text{ kg.h}^{-1}$ de lait concentré à 48% d'extrait sec (échelle industrielle). Il est à souligner que le procédé industriel étudié par Ribeiro (2001) ne doit pas être considéré comme un exemple standard de la pratique industrielle laitière, et ceci pour deux raisons majeures. D'une part le procédé comporte un recyclage du concentré, qui est interdit aujourd'hui. Ce recyclage conduit à une augmentation du temps de séjour du lait dans l'installation, conduisant à une augmentation du niveau de dénaturation des protéines laitières, et du risque de développement bactérien dans le concentré final (Heldman et Lund, 2006; Fuquay *et al.*, 2011). D'autre part, l'usage d'évaporateurs à plaques est peu fréquent comparé aux autres technologies d'évaporation, tels que les évaporateurs tubulaires à flot tombant (Decloux et Rémond, 2009).

II.1.5. Evaporateur industriel LAG3 d'Entremont Quimper

L'évaporateur LAG3 d'Entremont Quimper est un évaporateur tubulaire à flot tombant à quatre effets, de taille industrielle avec un débit de traitement de près de 20 tonnes de lait par heure, dont les caractéristiques ont été obtenues auprès de l'utilisateur (Entremont) et de l'équipementier en charge des dernières modifications de l'installation (TGE S.A.S.U, Evreux, France). La figure II.1.4 montre le procédé considéré qui inclut l'évaporateur. Cinq préchauffeurs au total (RF0 à RF4) amènent le lait à une température proche de la température de pasteurisation, alimentés par de la vapeur issue des effets de l'évaporateur ou directement du thermocompresseur. L'écumeuse n'est pas représentée sur le schéma mais fait partie de la chaîne de production. La pasteurisation est réalisée au moyen d'un système d'infusion de la vapeur, c'est-à-dire que la vapeur est mise en contact direct avec le lait sur lequel elle condense, l'amenant ainsi à la température de pasteurisation désirée. Le lait est ensuite exposé à un vide

léger afin d'extraire l'eau ajoutée au lait lors de la condensation de la vapeur (Jeantet *et al.*, 2011). Le thermocompresseur alimente le premier effet F1 avec de la vapeur vive, qui est obtenue par mélange de buées de vapeur issues du deuxième effet F2 et de vapeur vive issue de la centrale de production d'énergie. Le lait est concentré dans les quatre effets F1 à F4 qui comportent alternativement une ou deux passes du produit, comme l'indique la présence d'un ou deux courants amenant le produit en haut de chaque faisceau (figure II.1.4).

Le schéma du procédé tel que donné figure II.1.4 et les informations sur les conditions opératoires associées ont été fournies par l'équipementier qui a réalisé les dernières modifications du procédé. Ce schéma de procédé (figure II.1.4), avec les dimensions et les conditions opératoires présentées en annexe B.4, correspondent à une configuration du procédé antérieure à celle utilisée actuellement.

Dans la conception étudiée, le procédé produit du lait écrémé concentré de 8,5% à 47,7% d'extrait sec, avec un débit d'alimentation de 19500 l.h^{-1} (échelle industrielle). La composition du lait écrémé en entrée est donnée tableau II.1.2. Les préchauffeurs amènent le lait à $67,1^\circ\text{C}$ avant la pasteurisation à 80°C . La vapeur motrice qui alimente le thermocompresseur est à une pression de 6,7 bar et un débit de 2300 kg.h^{-1} , et produit de la vapeur à 0,354 bar qui alimente l'évaporateur. La température d'ébullition dans les effets est connue, ce qui permet d'en déduire la pression imposée.

II.1.6. Conclusion

L'ensemble des données recueillies sur les évaporateurs de référence présentés ci-dessus va permettre de tester le simulateur de procédés, adapté pour un produit complexe tel que le lait, à différentes échelles de conception d'évaporateurs ; la confrontation des données issues de la modélisation à des données réelles industrielles permettra :

- de réaliser une analyse de sensibilité en vue d'identifier les variables opératoires et produit qui ont le plus d'influence sur les réponses du modèle ; les propriétés du lait les plus significatives sont ainsi identifiées (chapitre II.2). Cette analyse de sensibilité permet de cibler les efforts de recherche sur un nombre restreint de variables et d'améliorer ainsi plus rapidement la prédiction du modèle.
- de réaliser une étude sur la fiabilité des modèles avec lequel le procédé est décrit (OPU, propriétés thermodynamiques, coefficient d'échange, de perte de charge...) à travers la comparaison des résultats de simulation avec les mesures expérimentales. Cette démarche permet, à partir de l'analyse bibliographique, l'identification des modèles les plus pertinents résultant de l'adéquation des prédictions des modèles obtenus avec les mesures expérimentales sur la plus large gamme possible de cas d'études (chapitre II.3).

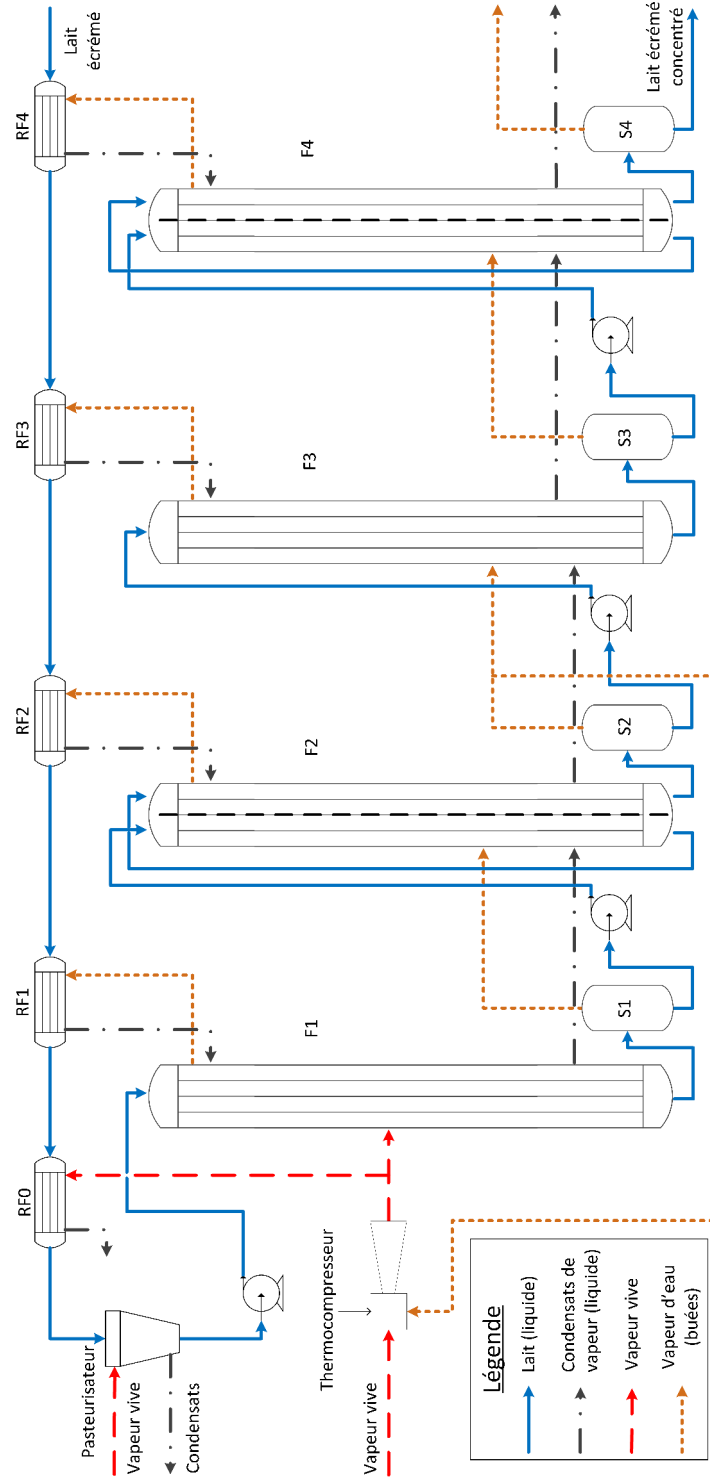


FIGURE II.1.1.4. – Schéma de procédé des opérations de traitement thermique et de l'évaporateur industriel LAG3 de Entremont Quimper

II.2. Adaptation d'un simulateur de procédés à une problématique agroalimentaire : intégration des propriétés du produit

II.2.1. Introduction

La démarche d'écoconception retenue dans ce travail nécessite un outil de modélisation-simulation des procédés, afin de pouvoir faire varier l'agencement et les conditions opératoires du procédé, et ainsi analyser les différentes solutions de conception obtenues d'un point de vue économique et environnemental. L'utilisation des simulateurs de procédés classiquement utilisés en génie chimique nécessite leur adaptation en vue de la simulation des évaporateurs traitant du lait.

Le lait étant un mélange complexe d'un grand nombre de molécules, dont les proportions et les interactions influencent les propriétés du lait, il est nécessaire de simplifier sa modélisation dans le simulateur de procédés. L'opération d'évaporation provoque essentiellement un changement de phase du solvant (l'eau), et une variation de la proportion des composés en conséquence, ce qui permet de limiter les besoins de modélisation : le modèle thermodynamique du lait doit permettre de simuler d'une part le changement de phase du solvant (qui passe de la phase liquide à la phase vapeur), et d'autre part la variation des propriétés du concentré (phase liquide) avec sa composition et sa température, induite par le changement de phase du solvant. Des modèles de propriétés du lait qui prennent en compte la composition et la température du lait sont donc nécessaires.

Ce chapitre décrit l'adaptation d'un simulateur à la simulation du comportement du comportement d'un produit alimentaire, le lait : le lait est modélisé comme un mélange d'eau et de quatre composés de la matière sèche (matière grasse, protéines, sucres (lactose), minéraux). Les propriétés du lait nécessaires à la simulation des évaporateurs sont identifiées, et la sélection d'un modèle pour chacune de ces propriétés est décrite. Une analyse de sensibilité permet d'identifier quelles propriétés ont l'influence la plus importante sur les résultats de simulation. Les propriétés du lait sont modélisées selon des corrélations mathématiques issues de la littérature, codées sous forme de programmes Fortran.

II.2.2. Matériel et méthodes

II.2.2.1. Modélisation du lait

II.2.2.1.1. Hypothèses sur le système « lait »

Dans ce travail, le lait de vache est considéré comme un mélange d'eau et de quatre composés représentant la matière sèche : matière grasse, protéines, sucres, minéraux. Lors d'une étape de concentration par évaporation, l'eau est considérée comme le seul composé retiré. En réalité, l'eau évaporée entraîne une faible fraction de matière sèche, produisant ainsi des « eaux de vache » qui sont connues pour contenir une faible quantité de matière organique (100-150 mg de Demande Chimique en Oxygène par litre). Dans ce travail, l'entraînement de matière sèche dans l'eau évaporée est considéré négligeable et en conséquence n'est pas pris en compte dans les calculs.

Pour les besoins de modélisation du procédé d'évaporation, les propriétés physiques du lait de vache doivent être connues en fonction de la température, de la concentration et de la composition. Les propriétés du lait sont aussi influencées par les variations de structure chimique et d'interactions des composés du lait (principalement les protéines), causées par les traitements thermiques durant les procédés de production de poudre de lait : ce phénomène de dénaturation des protéines se produit en majorité pendant les différents traitements thermiques précédant l'évaporation (pré-chauffage, pasteurisation) ; la dénaturation des protéines n'affecte qu'une faible quantité des protéines pendant l'évaporation en comparaison des autres traitements thermiques, et a lieu dans des proportions encore moindres pendant le séchage (Singh et Creamer, 1991; Oldfield *et al.*, 2005). Puisque ces changements semblent mineurs et qu'ils sont insuffisamment documentés dans le cas de l'évaporation, ils ne sont pas pris en compte dans ce travail.

Les hypothèses précédentes (pas d'entraînement de composés de la matière sèche, pas de dénaturation des protéines) impliquent que :

- Les interactions chimiques entre composés de la matière sèche ne sont pas considérées dans ce travail, c'est pourquoi il n'est pas nécessaire de spécifier une formule chimique pour les composés de la matière sèche. Ils sont ainsi représentés par des « pseudo-composés », qui représentent un ensemble de molécules non définies chimiquement ;
- Les propriétés de la phase vapeur ne sont requises que pour l'eau (les propriétés de l'eau sont disponibles dans la plupart des logiciels de modélisation-simulation de procédés chimiques), puisque les composés de la matière sèche sont supposés ne pas être entraînés dans la phase vapeur ;
- Les modèles de propriétés du lait sont seulement valides pour la phase liquide (aucun composé de la matière sèche en phase vapeur), et incluent la température et la fraction massique des composés du lait comme variables.

II.2.2.1.2. Masse molaire des pseudo-composés du lait

La plupart des simulateurs de procédés chimiques requièrent la masse molaire comme propriété fondamentale, et certains modèles de propriété dépendent de la masse molaire des composés du lait (par exemple le retard à l'ébullition). Par conséquent, il est nécessaire d'attribuer des masses molaires individuelles aux composés de la matière sèche, modélisés comme des pseudo-composés. Les masses molaires des composés du lait choisies dans cette étude sont une représentation directe de la réalité physico-chimique des composés du lait.

Matière grasse Dans le lait, la matière grasse est organisée principalement en globules sphériques, avec un diamètre allant de 0,1 à 15 μm (valeur moyenne autour de 4 μm). Ces globules ont un noyau constitué principalement de triglycérides, et sont entourés d'une membrane biologique native principalement composée de phospholipides (c'est-à-dire lipides polaires) et de protéines. Afin d'être davantage représentatif de l'organisation naturelle de la matière grasse dans le lait, il est préférable d'estimer la « masse molaire totale » d'un unique globule, au lieu de récupérer la masse molaire des différents composés de la matière grasse du lait et calculer leur moyenne pondérée par leur fraction dans le globule. Puisque le lait est toujours homogénéisé avant évaporation, du lait homogénéisé est considéré pour l'estimation du nombre de globules gras par unité de volume et pour l'estimation de la masse molaire d'un globule gras moyen. Une homogénéisation réalisée jusqu'à 20 MPa résulte en une concentration d'environ 16 globules gras par μm^3 (Walstra *et al.*, 2006). A partir du nombre de globules gras par unité de volume, et en considérant une concentration en matière grasse dans le lait de 36 g.L^{-1} , la masse molaire d'un globule gras est estimée à $1,35 \times 10^9 \text{ g.mol}^{-1}$. Cette valeur est bien plus haute que la valeur donnée par Byluppala (2010), où la matière grasse du lait est modélisée comme un mélange de 12 acides gras allant de l'acide caproïque (116,16 g.mol^{-1}) à l'acide stéarique (284,47 g.mol^{-1}), et que celle donnée dans les travaux de Zhang *et al.* (2014) où la matière grasse du lait est modélisée comme un mélange d'acide palmitique et d'acide oléique (256,42 g.mol^{-1} et 282,46 g.mol^{-1} respectivement). Winchester (2000) spécifie une masse molaire de $3 \times 10^4 \text{ g.mol}^{-1}$ pour la matière grasse du lait mais aucune explication n'est donnée quant au choix de cette valeur.

Protéines Les protéines du lait de vache sont classiquement divisées en deux groupes principaux : (i) les protéines de lactosérum constituent environ 20% de la teneur totale en protéines ; elles sont aussi appelées protéines solubles, car elles ne précipitent pas lors de la fabrication de fromage ; (ii) les caséines représentent les 80% restants de la teneur totale en protéines, et sont agrégées en structures protéiques appelées micelles ; ces micelles sont responsables de la couleur blanche du lait du fait de la diffraction de la lumière. Dans le calcul de la masse molaire des protéines, seules les micelles de caséines sont prises en compte dans ce travail. En considérant un total de 10^{18} micelles par litre de lait (Fox et Brodtkorb, 2008) et une concentration en caséines de 27 g.L^{-1} , une micelle a une masse de $2,7 \times 10^{-17} \text{ g}$, ce qui résulte en une masse molaire d'environ $1,63 \times 10^7 \text{ g.mol}^{-1}$ pour une micelle. Cette valeur est sensiblement différente de celle utilisée

Tableau II.2.1. – Valeurs de masse molaire des composés de la matière sèche du lait issues de différents travaux

Composés de la matière sèche du lait	Ce travail	Winchester (2000)	Zhang <i>et al.</i> (2014)
Matière grasse	$1,35 \times 10^9$	30 000	269,4
Protéines	$1,63 \times 10^7$	24 000	23 000
Sucres (lactose)	342,3	300	342,3
Minéraux	50,1	100	66,5

dans Zhang et al.(2014) où la masse molaire moyenne des protéines du lait, représentées par la caséine, est spécifiée à $23\,000\text{ g.mol}^{-1}$. Dans les travaux de Winchester (2000), la masse molaire des protéines du lait est de $24\,000\text{ g.mol}^{-1}$. Les valeurs utilisées tant par Winchester (2000) que par Zhang et al. (2014) n'ont aucune signification physique puisque les caséines sont en majorité non présentes sous forme de molécules individuelles dans le lait, mais associées en micelles.

Sucres Les sucres dans le lait sont principalement constitués de lactose. En conséquence la masse molaire la masse molaire du lactose est utilisée, c'est-à-dire 342 g.mol^{-1} .

Minéraux Le lait contient aussi des composés minéraux qui sont partiellement dissous dans la phase aqueuse du lait, et partiellement complexés avec eux-mêmes et/ou avec les protéines. La masse molaire des minéraux a été calculée comme la masse molaire moyenne des constituants minéraux majeurs de la phase aqueuse du lait (constituants salins du lait tels que potassium, calcium, phosphate inorganique, citrate soluble, etc.), pondérée par leurs fractions respectives indiquées dans les travaux de Gaucheron (2005). La masse molaire obtenue pour les minéraux du lait est 50 g.mol^{-1} .

Les valeurs de masse molaire utilisées dans ce travail sont regroupées dans le tableau II.2.1.

II.2.2.1.3. Propriétés principales du lait

Plusieurs propriétés du produit alimentaire nécessitent une modélisation, de sorte que le comportement du lait tout au long des étapes du procédé puisse être décrit mathématiquement (Ribeiro, 2001; Cheng et Friis, 2007; Aspen Technology, 2011b; Smith, 2011; Zhang *et al.*, 2014) :

- Pour les bilans de matière et d'énergie, la capacité thermique et le point d'ébullition sont requis. La capacité thermique est utilisée pour calculer l'enthalpie et les bilans d'énergie, et le point d'ébullition est impliqué dans les équilibres liquide-vapeur (qui interviennent dans le calcul des flux issus d'une évaporation avec chauffage ou d'une évaporation « flash »). Dans le cas des mélanges où l'eau est le solvant, le retard à l'ébullition (DTeb) est utilisé pour exprimer la différence de température entre le point d'ébullition de l'eau et le point d'ébullition du mélange à la même pression ;
- La simulation d'opérations unitaires d'échange de chaleur dans un but de conception implique l'évaluation de la masse volumique, de la conductivité thermique, de la viscosité,

et de la tension de surface.

Les propriétés du lait sont principalement modélisées selon des modèles empiriques (c'est-à-dire basés sur des corrélations obtenues à partir de la régression de données expérimentales) qui proviennent de la littérature.

11.2.2.2. Modélisation des propriétés dans un simulateur

Le simulateur commercial Aspen Plus (Aspen Technology, Inc., Burlington, Etats-Unis) a été sélectionné pour appliquer la démarche d'écoconception déployée dans ce travail à l'évaporation du lait. Il dispose de bonnes capacités à incorporer des modèles de composés qui ne sont pas présents dans sa base de données intégrée, et permet un accès aisé aux paramètres des modèles de propriétés physico-chimiques des composés. Un avantage majeur de ce simulateur est son interopérabilité, qui facilite son couplage avec des algorithmes d'optimisation (You *et al.*, 2012). Cet atout est particulièrement intéressant pour l'usage du simulateur dans l'approche d'écoconception développée dans ce travail, qui nécessite la prise en compte de l'efficience du procédé.

Dans Aspen Plus, comme dans la plupart des simulateurs, des modèles thermodynamiques doivent être sélectionnés pour calculer les propriétés physico-chimiques des composés individuels (ou des pseudo-composés) et des mélanges impliqués dans le procédé. Les modèles de propriétés de mélange incluent généralement des « sous-modèles » pour les propriétés individuelles des composés chimiques (capacité thermique du gaz parfait, pression de vapeur, densité en phase liquide, etc.), qui nécessitent des paramètres scalaires spécifiques pour les composés chimiques (point normal d'ébullition, enthalpie de formation, etc.). Ces paramètres ne sont pas utilisés dans ce travail, car ils ne sont pas connus pour trois des composés majeurs de la matière sèche du lait (matière grasse, protéines, minéraux), et leur estimation complexe va au-delà du champ d'étude de ce travail (par exemple, comment estimer une valeur pour l'enthalpie standard de formation des micelles de caséines?).

Au lieu d'adapter le modèle décrivant le produit alimentaire aux modèles de propriétés disponibles dans le simulateur, comme cela a été réalisé dans des travaux précédents (Bon *et al.*, 2010; Byluppala, 2010; Zhang *et al.*, 2014), les modèles de propriétés du produit alimentaire ont été, dans ce travail, directement intégrés au simulateur : chaque modèle des propriétés principales de mélange définis dans Aspen Plus a été remplacé par un programme Fortran externe (défini dans Aspen Plus en tant que « modèles utilisateur »), où le modèle de propriété du lait sélectionné dans la littérature est implémenté. Les programmes Fortran sont utilisés par le simulateur lorsque la propriété de mélange correspondante doit être calculée. Cela concerne l'enthalpie molaire (qui contient le modèle de capacité thermique), le coefficient d'activité (d'où le DTeb découle), le volume molaire (calculé à partir d'un modèle de masse volumique), la conductivité thermique, la viscosité, et la tension de surface. Dans le cas du DTeb, un programme a été créé pour remplacer le modèle de coefficient d'activité, où le DTeb est calculé et sa valeur ajoutée à la température de saturation de l'eau, donnant ainsi une valeur de point d'ébullition « cible » que la valeur du coefficient d'activité doit respecter.

Les détails du calcul sont dans l'annexe A. Avec cette méthode, n'importe quel modèle pour chacune des propriétés du lait requises (c'est-à-dire capacité thermique, retard à l'ébullition, masse volumique, conductivité thermique, viscosité, et tension de surface) peut être traduit en programme Fortran 77 utilisé par Aspen Plus. Il doit être souligné que :

- Le modèle pour l'enthalpie d'un mélange en phase vapeur est défini par un modèle de mélange de gaz parfaits, ce qui est une hypothèse raisonnable étant donné que seule l'eau est supposée s'évaporer (Sun et Hu, 2003) ;
- Puisque le produit alimentaire considéré est en phase liquide, et l'évolution de l'état thermodynamique va du liquide à la vapeur par l'évaporation de l'eau, l'état de référence pour le calcul de l'enthalpie est l'état liquide.

II.2.2.3. Stratégie pour l'identification et la validation des modèles de propriété du lait

II.2.2.3.1. Identification des modèles de propriété du lait

Avant le développement de la base de données dans Aspen Plus, des modèles de propriété adéquats doivent être sélectionnés afin de calculer les propriétés du lait requises par les simulations, c'est-à-dire la capacité thermique, le DTeb, la masse volumique, la conductivité thermique, la viscosité, et la tension de surface. Une sélection de modèles issus de la littérature a été effectuée : seuls les modèles valides pour du lait de vache (ou supposé lait de vache lorsque cela n'est pas spécifié) et qui varient avec au moins la température et la concentration ont été considérés.

Les différents modèles décrivant une même propriété sont comparés les uns avec les autres et avec des données expérimentales appartenant à leur domaine de validité. Dans ce but, chaque propriété principale a été calculée en utilisant les différents modèles de la littérature à 3 ou 4 niveaux différents d'extrait sec, dans une gamme de températures compatible avec le procédé d'évaporation. Les niveaux d'extrait sec correspondent à celui d'un lait, celui d'un lait concentré à 50%, et celui d'un concentré intermédiaire de lait. Lorsque des valeurs expérimentales sont disponibles, la propriété est aussi calculée à un quatrième niveau d'ES, correspondant à la teneur en ES de la valeur expérimentale. La composition initiale du lait utilisée pour calculer les valeurs de la propriété n'est pas toujours la même pour les différentes propriétés, car les modèles de propriétés sont comparés à des valeurs expérimentales, qui proviennent de travaux différents et qui ont été obtenues avec des laits de compositions diverses.

Pour chaque propriété, les valeurs de propriété calculées ont été tracées sur 4 graphiques, chacun correspondant à un niveau d'extrait sec. Seules les valeurs appartenant au domaine de validité du modèle sont affichées dans les graphiques. Des barres d'erreur représentent l'erreur relative ou absolue entre le modèle et les valeurs expérimentales, lorsqu'elle est donnée par les auteurs du modèle.

II.2.2.3.2. Analyse de sensibilité sur les propriétés

Une fois que les modèles de propriétés ont été implémentés dans le simulateur, une analyse de la sensibilité des résultats de simulation aux modèles de propriétés du lait est réalisée avec l'évaporateur pilote STLO afin d'identifier quelles propriétés ont l'impact le plus important. Ce type d'information est particulièrement utile pour améliorer les modèles de propriétés et atteindre une meilleure précision dans les résultats de simulation.

L'évaporateur STLO (Silveira *et al.*, 2013) a été modélisé en fonction des dimensions des trois tubes d'évaporation, tel que décrit précédemment (section II.1.2). Afin d'étudier la sensibilité de la simulation aux six propriétés principales du lait, le modèle de Steiner-Taborek qui est utilisé par défaut dans Aspen Plus pour évaluer le coefficient d'échange de chaleur a été remplacé par le modèle d'Alhusseini *et al.* (1998). Le modèle d'Alhusseini *et al.* (1998) est plus adapté que le modèle par défaut, car il est valide sur un domaine de viscosité plus large, correspondant à la gamme de viscosité des concentrés obtenus par l'évaporateur. Il dépend des nombres de Reynolds, Prandtl et Kapitza, et donc directement des valeurs de capacité thermique, de masse volumique, de conductivité thermique, de tension de surface et de viscosité du lait.

Avec l'utilisation du modèle de coefficient d'échange d'Alhusseini *et al.* (1998), il est alors possible de concevoir une série de simulations impliquant les 6 propriétés (6 facteurs) et 2 niveaux pour chaque facteur (maximum de 64 simulations) pour étudier l'influence des propriétés du lait sur la prédiction des performances d'un évaporateur. Le premier niveau de chaque propriété/facteur est la valeur calculée par le modèle original (c'est-à-dire sans modification), et le second niveau est cette valeur augmentée de 10%. La réponse observée est la concentration finale du produit obtenue en sortie du dernier corps de l'évaporateur.

II.2.3. Résultats

II.2.3.1. Choix des modèles de propriétés

La comparaison des différents modèles de propriété est décrite dans cette section, propriété par propriété. Pour chaque propriété, la comparaison porte d'abord sur du lait entier, et dans un second temps sur du lait écrémé. Les graphiques pour la comparaison sur du lait écrémé sont donnés en annexe C.

II.2.3.1.1. Capacité thermique

Deux modèles empiriques décrivent la capacité thermique du lait de vache en fonction de la température et de la concentration : le modèle de Fernández-Martín (1972a) et celui de Minim *et al.* (2002). Le modèle empirique de Choi & Okos (1986) est également inclus dans la comparaison au regard de son applicabilité à de nombreux liquides alimentaires. La figure II.2.1 montre la variation de la capacité thermique avec la température pour 4 niveaux d'extrait sec différents (16,7% ; 25,0% ; 28,0% ; 50,0%). A 28,0% de teneur en matière sèche, la composition du lait correspond à la composition du lait entier avec lequel les mesures expérimentales ont

II.2. Adaptation d'un simulateur de procédés / propriétés du produit

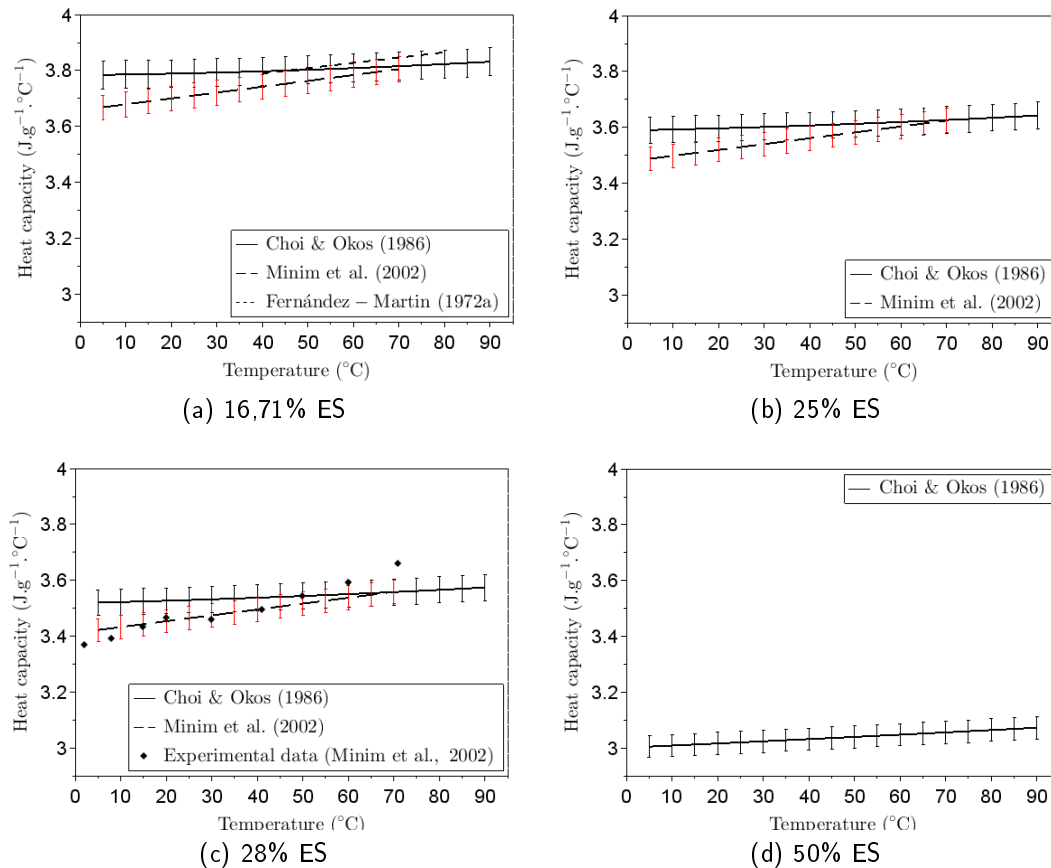


FIGURE II.2.1. – Capacité thermique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de la température pour 4 niveaux d'extrait sec ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les modèles sont tracés seulement lorsqu'ils sont dans leur domaine de validité. Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales.

été obtenues (comme mentionné dans la légende de chaque figure).

Le modèle de Choi & Okos (1986) a été choisi à partir de la comparaison de trois modèles de capacité thermique (figure II.2.1), car il présente une concordance satisfaisante avec à la fois le modèle empirique de Fernández-Martín (1972a) et celui de Minim et al, (2002). De plus, il offre une gamme de validité en température et extrait sec plus large que les autres modèles. A 16,7% d'extrait sec, tous les modèles présentent une forte concordance. A 25% et 28%, la différence relative avec les modèles empiriques et les données expérimentales ne dépasse pas 6%. Le modèle de Choi & Okos (1986) est le seul capable de prédire la capacité thermique de laits concentrés à haute teneur en matière sèche (> 28 %) et à des températures élevées (> 75-80°C). Cependant, il doit être souligné qu'aucune mesure de la capacité thermique de lait entier concentré à 50% n'a pu être trouvée dans la littérature. Un autre jeu de données expérimentales est requis pour une validation approfondie du modèle de Choi & Okos (1986)

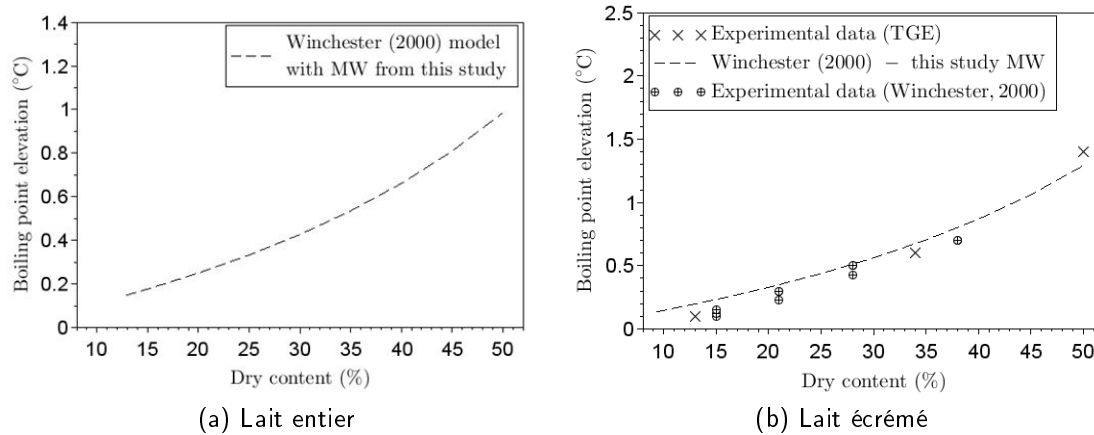


FIGURE II.2.2. – Retard à l'ébullition d'un lait entier ((a) : eau 87,1% ; matière grasse 3,6% ; protéines 3,4% ; lactose 4,8% ; minéraux 1,1%) et d'un lait écrémé ((b) : eau 90,7% ; matière grasse 0,3% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de l'ES. Pour le lait entier (a) les courbes se chevauchent. Pour le lait écrémé (b) les données expérimentales proviennent d'un partenaire industriel (TGE - Thermique-Genie-Chimique-Evaporation, 300 rue Clément Ader, 27000 Evreux, France). MW = Molecular Weight (masse molaire).

à des concentrations élevées (cet aspect va au-delà du cadre de ce travail).

Dans le cas du lait écrémé (0,44% de matière grasse, tiré des travaux de Minim et al. (2002)), le modèle de Choi & Okos (1986) respecte aussi de manière satisfaisante les points expérimentaux, du fait de son large domaine de validité en température et en concentration, et est corroboré par des données expérimentales à faibles concentrations (annexe C).

II.2.3.1.2. Retard à l'ébullition (DTeb)

Les recherches bibliographiques réalisées pour ce travail n'ont permis d'identifier qu'un seul modèle générique permettant de prédire le retard à l'ébullition de concentrés de lait. En considérant un mélange idéal entre composés du lait, Winchester (2000) a calculé le DTeb en fonction de la chaleur latente de vaporisation de l'eau, la température d'ébullition de l'eau, et la fraction molaire des composés solubles. Ce modèle est purement théorique, et aucune donnée expérimentale permettant de le corroborer n'a pu être trouvée dans le cas du lait entier. La figure II.2.2 montre les valeurs de DTeb calculées du lait entier et du lait écrémé, tous deux de composition standard, à 60°C. Dans le cas du lait entier (figure II.2.2a), seul le modèle théorique de Winchester (2000) est étudié, sans donnée expérimentale qui puisse soutenir l'analyse. Dans le cas du lait écrémé (figure II.2.2b), une concordance satisfaisante entre valeurs expérimentales et valeurs calculées avec le modèle est observée. Le modèle de Winchester (2000) est donc sélectionné pour ce travail, bien que la validation avec des données expérimentales dans le cas du lait entier n'ait pas encore été réalisée. Les valeurs de DTeb obtenues sont relativement faibles ($\leq 1^\circ\text{C}$ dans le cas du lait entier). Cependant, le DTeb ne doit pas être négligé, particulièrement dans le cas où l'évaporateur simulé comporte une recompression mécanique de la vapeur (APV, 2006).

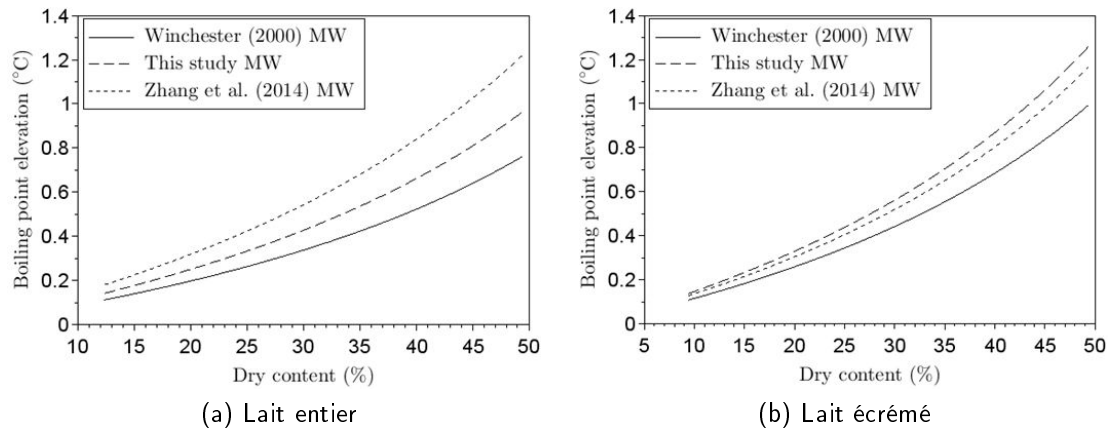


FIGURE II.2.3. – Retard à l'ébullition d'un lait entier ((a) : eau 87,1% ; matière grasse 3,6% ; protéines 3,4% ; lactose 4,8% ; minéraux 1,1%) et d'un lait écrémé ((b) : eau 90,7% ; matière grasse 0,3% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) en fonction de l'ES selon le modèle de Winchester (2000) pour le DTeb. Les valeurs de masse molaire (MW) diffèrent pour chaque courbe.

Puisque le modèle de DTeb de Winchester (2000) dépend de la masse molaire des composés du mélange à travers leur fraction molaire (tableau II.2.2), sa sensibilité à la masse molaire est testée : le DTeb est calculé avec les valeurs de masse molaire utilisées dans les travaux de Winchester (2000), celles proposées dans ce travail, et celles issues des travaux de Zhang et al. (2014) (tableau II.2.1 et figure II.2.3). Les valeurs de masse molaire sont données dans le tableau II.2.1, et les résultats à la figure II.2.3. L'influence de la matière grasse est clairement visible : la différence la plus élevée entre valeurs de DTeb a lieu dans le cas du lait entier (figure II.2.3a) où à 49% ES, les valeurs de masse molaire de Zhang et al. (2014) produisent un DTeb de 1,22°C et les valeurs de Winchester (2000) un DTeb de 0,76°C. Il peut être conclu de ces résultats que le choix de la valeur des masses molaires semble avoir un effet relativement faible sur le calcul du DTeb. Il est notable qu'avec les valeurs de Zhang et al. (2014) de masse molaire, des valeurs plus hautes de DTeb sont obtenues pour le lait entier qu'avec le lait écrémé, ce qui est en contradiction avec les connaissances actuelles (l'activité de l'eau dans le lait écrémé est plus faible que dans le lait entier ; voir Lewicki, 2004).

II.2.3.1.3. Masse volumique

Choi & Okos (1986), Fernández-Martín (1975), et Minim et al. (2002) ont développé des modèles pour prédire la masse volumique du lait. Dans le cas de Fernández-Martín (1975), deux modèles sont disponibles : le premier prédit le coefficient de dilatation thermique (c'est-à-dire la variation du volume en réponse à un changement de température) du lait, tandis que le second prédit l'augmentation de volume par unité de masse de lait (respectivement indiqués par « expansion coeff » et « vol increase » à la figure II.2.4). La concordance entre le modèle de Choi & Okos (1986) et les données expérimentales de masse volumique du lait sont satisfaisantes, comme montré figure II.2.4 pour le lait entier, et en annexe C pour le lait écrémé. Les différences sont significatives entre les modèles de Choi & Okos (1986) et

II.2. Adaptation d'un simulateur de procédés / propriétés du produit

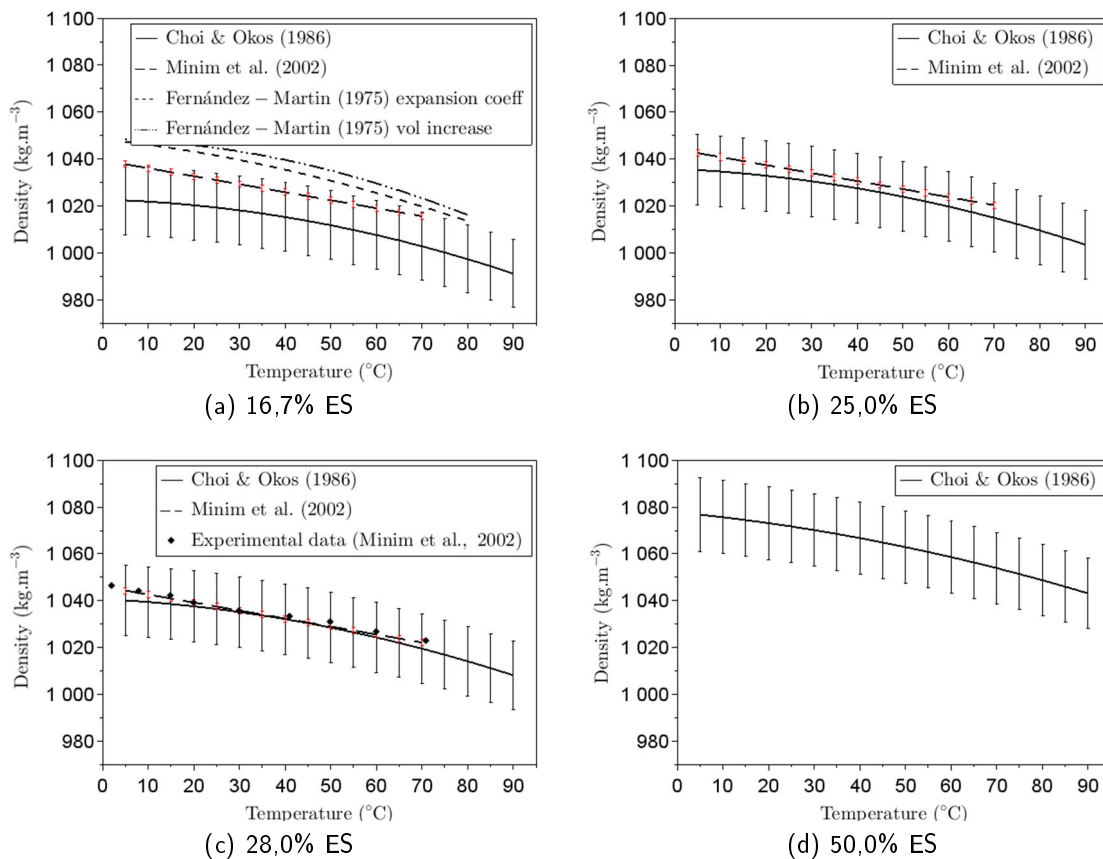


FIGURE II.2.4. – Masse volumique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) et de concentrés à différents niveaux d'ES ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales.

de Fernández-Martín (1975), particulièrement dans le cas du lait écrémé à des concentrations intermédiaires (annexe C). Le modèle de Choi & Okos (1986), en accord avec les données expérimentales dans une large gamme d'ES et valide pour une large gamme de températures et de concentrations en comparaison des autres modèles, est donc choisi pour ce travail.

II.2.3.1.4. Conductivité thermique

Le modèle de Choi & Okos (1986) pour la conductivité thermique est comparé avec les modèles de Minim et al. (2002), Fernández-Martín & Montes (1972), et Riedel (1949). Des données expérimentales provenant des travaux de Minim et al, (2002) appuient la comparaison à 28% ES. Pour le lait écrémé (annexe C), tous les modèles sont concordants les uns avec les autres ainsi qu'avec les points expérimentaux. Cependant dans le cas du lait entier (figure II.2.5), bien que les modèles de Choi & Okos (1986), Minim et al. (2002), et Riedel (1949) soient en relativement concordants, le modèle de Fernández-Martín & Montes (1972) donne des

valeurs fortement différentes des trois autres (33% de différence entre Fernández-Martín & Montes (1972) et Choi & Okos (1986) à 20°C et 16,7% d'ES, à la figure II.2.5a). Ce net écart peut être expliqué par le ratio matière grasse / « matière sèche autre que matière grasse » élevé du lait, dont la composition provient des travaux de Minim et al. (2002). Par souci de comparaison, le modèle développé par Fernández-Martín & Montes (1972) est utilisé avec le même ratio matière grasse / « matière sèche autre que matière grasse », qui est plus élevé que le ratio maximum avec lequel le modèle de Fernández-Martín & Montes (1972) a été développé. Une autre différence significative est présente entre les modèles de Choi & Okos (1986) et de Riedel (1949) à 50% ES (Riedel est 24% plus élevé que Choi & Okos à 90°C - cf. figure II.2.5d), avec une inversion de tendance de la courbe du modèle de Choi & Okos (1986) qui commence autour de 50°C. Ici le modèle de Choi & Okos (1986) est affecté par le taux de matière grasse élevé : dans le modèle de Choi & Okos (1986), la conductivité thermique de la matière grasse, λ_{fat} , est dépendante de la température T (1^{er} ordre) selon un coefficient négatif dans l'équation II.2.1.

$$\lambda_{fat} = 1,8071 \times 10^{-1} - 2,7604 \times 10^{-3} \times T - 1,7749 \times 10^{-7} \times T^2 \quad (\text{II.2.1})$$

Le coefficient du terme de 1^{er} ordre T (-2,7604) a une valeur absolue supérieure aux coefficients des termes du 1^{er} ordre des autres composés (protéines, sucres, minéraux) inférieure à zéro, ce qui diminue en conséquence les valeurs de conductivité thermique observées (figure II.2.5d). Les modèles de Choi & Okos et Riedel ressortent comme les modèles les plus pertinents, bien qu'un manque de données expérimentales sur le lait entier à 50% ES empêche de se prononcer sur la meilleure option. Puisque le modèle de Riedel (1949) fait preuve d'une concordance plus forte avec la tendance des données expérimentales à 28% ES (figure II.2.5c), il est choisi pour ce travail.

II.2.3.1.5. Viscosité

Les modèles de Alcântara et al. (2012), Fernández-Martín (1972b), Morison et al. (2013), et Reddy & Datta (1994) sont utilisés pour le calcul de la viscosité d'un lait et de ses concentrés. La comparaison entre ces modèles doit être considérée avec prudence, car la viscosité est une propriété rhéologique qui, lorsque le fluide est non Newtonien, dépend du taux de cisaillement appliqué au fluide : plusieurs auteurs décrivent le comportement rhéologique du lait comme non Newtonien au-dessus de 30-35% ES (par exemple Vélez-Ruiz et Barbosa-Cánovas (1998)). La mesure de la viscosité est donc fortement dépendante des conditions opératoires de l'expérience, principalement le taux de cisaillement, indiqué lorsqu'il est connu (précisé dans l'étude), et la température.

La différence entre les modèles est clairement visible à basse température pour le lait entier, comme le montre la figure II.2.6. Dans le cas du lait écrémé, l'écart entre le modèle de Fernández-Martín (1972b) et les autres modèles est plus élevé. Les points expérimentaux concordent fortement avec le modèle de Morison et al. (2013) à la fois pour le lait entier

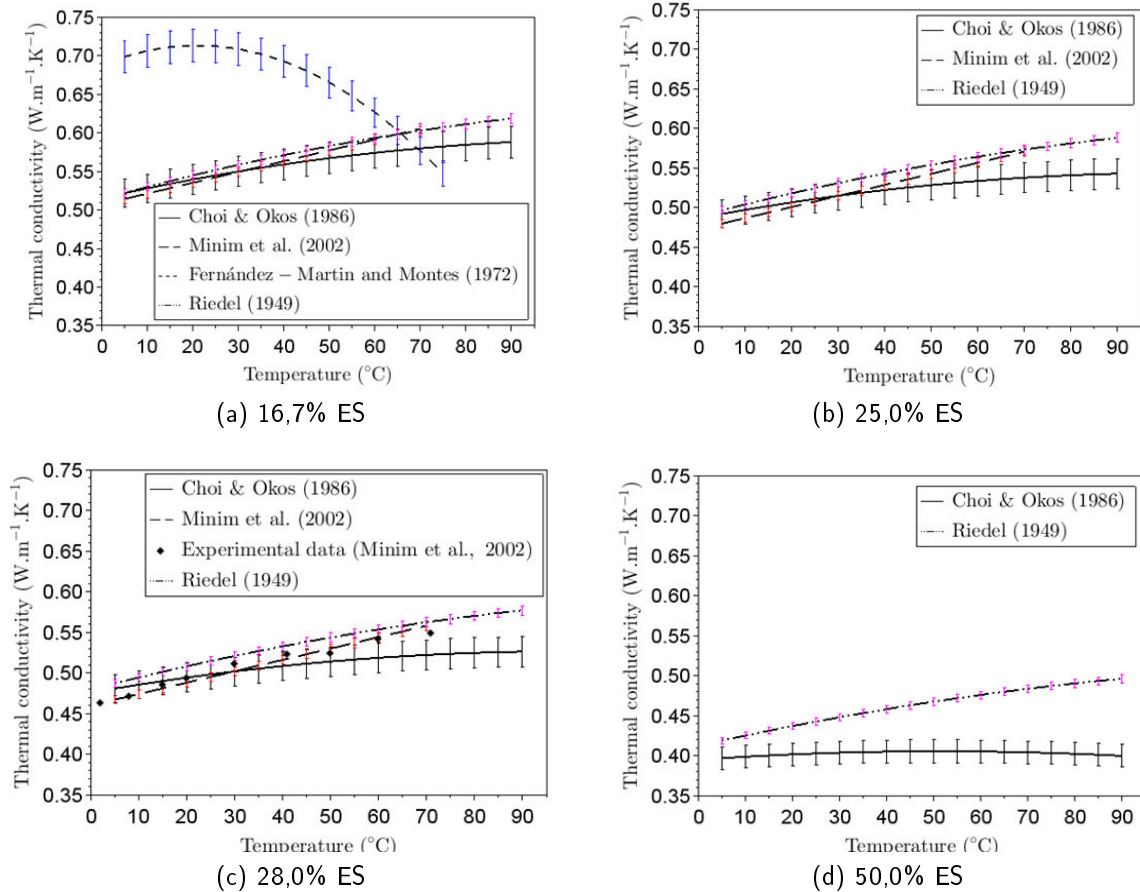


FIGURE II.2.5. – Conductivité thermique d'un lait entier (eau 83,3% ; matière grasse 7,7% ; protéines 3,5% ; lactose 4,8% ; minéraux 0,7%) et de concentrés à différents niveaux d'ES ((a) : 16,7% ; (b) : 25,0% ; (c) : 28,0% ; (d) : 50,0%). Les barres d'erreur sur les données de Choi & Okos (1986) représentent l'erreur type, donnée par les auteurs entre leur modèle et les valeurs expérimentales obtenues avec un « lait concentré » (teneur en matière grasse non donnée). Dans le cas du modèle de Minim, les barres d'erreur représentent la différence moyenne relative, calculées spécifiquement pour cette étude à partir du modèle et des données expérimentales. Les barres d'erreur sur les données de Fernández-Martín & Montes (1972) représentent la différence maximale de 3% entre les données expérimentales et le modèle, et les barres d'erreur sur les données de Riedel (1949) représentent l'erreur de prédiction de 1% dont fait preuve le modèle, toutes deux calculées par les auteurs des ces études.

II.2. Adaptation d'un simulateur de procédés / propriétés du produit

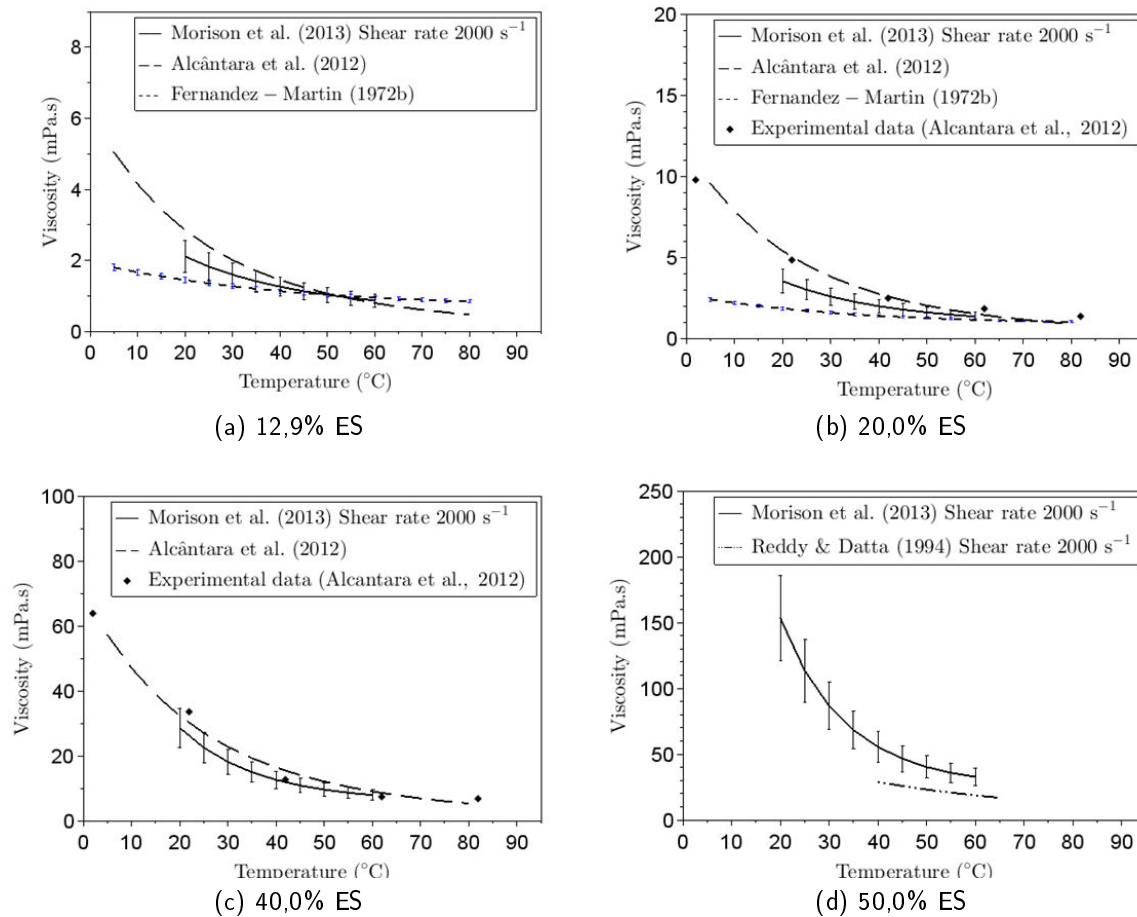


FIGURE II.2.6. – Viscosité d'un lait entier (eau 87,1% ; matière grasse 3,4% ; protéines 3,1% ; lactose 5,6% ; minéraux 0,8%) pour 4 niveaux d'ES ((a) : 12,9% ; (b) : 20,0% ; (c) : 40,0% ; (d) : 50,0%), Le modèle de Morison (2013) a une erreur de prédiction maximale de 21% représentée par des barres d'erreur, et le modèle de Fernández-Martín (1972b) s'accorde avec les valeurs expérimentales de l'étude correspondante jusqu'à 5%, également représenté par des barres d'erreur.

et le lait écrémé. Puisqu'il est corroboré par les données expérimentales et dispose du plus large domaine de validité, le modèle de Morison et al. (2013) est choisi. De plus, ce modèle semble tenir compte du comportement non Newtonien du lait au-dessus de 30% ES (Morison et al., 2013), puisque les coefficients A_i spécifiques de chaque composé utilisés dans le modèle (tableau II.2.2) ont été obtenus avec des données expérimentales à la fois à basses et à hautes concentrations. Un inconvénient du modèle est que les données expérimentales qui ont servi à la régression ont été mesurées à un taux de cisaillement de 2000 s^{-1} , alors que le taux de cisaillement dans les évaporateurs est plus faible (moins de 1000 s^{-1} selon Ang (2011)) ; des recherches récentes au STLO (INRA, Rennes, France) suggèrent cependant qu'à 300 s^{-1} , le taux de cisaillement atteint un plateau au-dessus duquel les valeurs de la viscosité restent inchangées. Dans tous les cas, le modèle est considéré comme suffisant pour une première tentative de modélisation de la viscosité du lait dans les évaporateurs et dans d'autres opérations unitaires du procédé de concentration du lait.

II.2.3.1.6. Tension de surface

Plusieurs auteurs ont développé des modèles variés pour la prédiction de la tension de surface du lait : Bertsch (1983) a développé trois modèles, un premier spécifique du lait entier, le deuxième spécifique du lait écrémé, et le troisième est une forme générale adaptée à la fois pour le lait entier et le lait écrémé ; Watson (1958) a développé des modèles pour le lait cru entier, le lait cru écrémé, et le lait entier homogénéisé. Le modèle de Ang (2011) permet de prédire la tension de surface du lait écrémé. S'ils sont relativement nombreux, ces modèles ne prennent en compte que la dépendance de la tension de surface à la température, et aucun d'entre eux ne permet d'intégrer la dépendance à la concentration. Des données expérimentales de la tension de surface de différents laits avec différents taux de matière grasse ont été trouvées dans les travaux de Mukherjee et al. (2005). Dans Paramalingam et al. (2000), les valeurs de tension de surface sont données pour un lait entier à trois températures avec pour chacune 3 à 6 valeurs de concentration. Etant donné que le travail de Paramalingam et al. (2000) est le seul à avoir étudié la tension de surface du lait en fonction de la concentration, les données de ces auteurs ont été utilisées dans notre travail pour développer un modèle de tension de surface (σ). Le modèle est valide pour du lait entier entre 20°C et 65°C, et entre 5% et 40% ES (équation II.2.2 ; l'indice « Milk, whole » désigne le lait entier ; T est la température et ES l'extrait sec) :

$$\sigma_{Milk, whole} = 50,085 - 0,179 \times T + 5,781 \times 10^{-4} \times T^2 + 0,0439 \times ES - 0,00627 \times ES^2 - 7,210 \times 10^{-4} \times ES \times T \quad (II.2.2)$$

Les modèles de Bertsch (1983 - modèle pour le lait entier et modèle général), Paramalingam et al. (2000) et Watson (1958)(modèles pour le lait entier cru et le lait entier homogénéisé) sont comparés pour un lait entier à 3 niveaux de concentration, bien que seule la régression des données de Paramalingam et al. (2000) varie selon la concentration (figure II.2.7). Quel que soit le modèle, la tendance des courbes est similaire, indiquant une diminution de la tension de surface lorsque la température augmente. Toutefois, les valeurs sont significativement différentes d'un modèle à l'autre : par exemple, un écart de 19% est observé entre le modèle général de Bertsch (1983) et celui de Watson (1958) pour du lait entier à 20°C). La figure II.2.7d montre une comparaison entre les modèles à une température fixe de 20°C et pour une concentration variable : l'écart entre les modèles de Bertsch (1983) et la régression des données de Paramalingam est significative, particulièrement à haute concentration, alors que les données expérimentales de Mukherjee et al. (2005) sont en accord avec le modèle de Bertsch (1983).

Le modèle général de Bertsch (1983) est choisi, car il est corroboré par les données expérimentales de Mukherjee et al. (2005) pour le lait entier, et il est valide à la fois pour du lait entier et du lait écrémé, bien que la comparaison nécessite davantage d'observations expérimentales, en se concentrant sur la tension de surface du lait qui varie en fonction de la concentration. Les modèles précédemment discutés et sélectionnés pour chacune des six propriétés principales du lait sont rassemblés dans le tableau II.2.2.

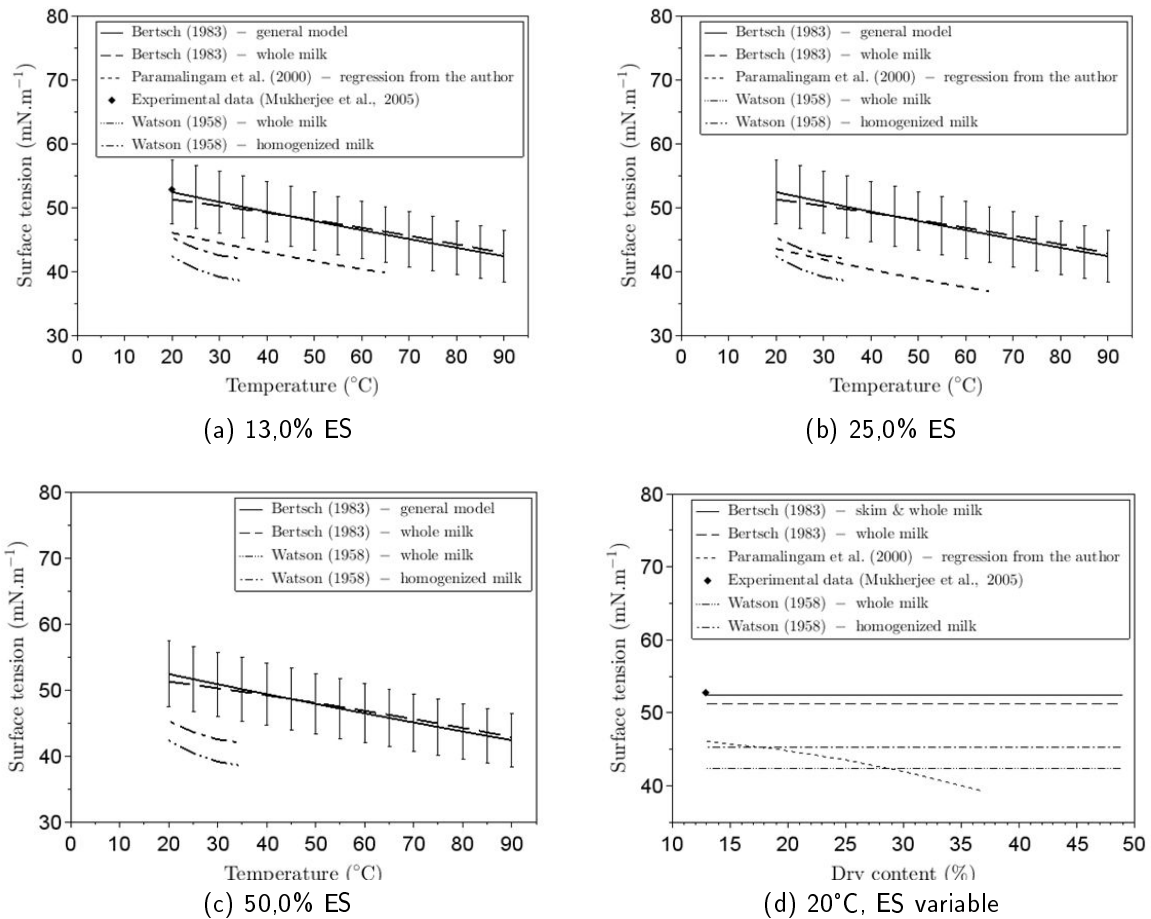


FIGURE II.2.7. – Tension de surface d'un lait entier (eau 87,0% ; matière grasse 3,7% ; protéines 3,7% ; lactose 5,3% ; minéraux 0,2%) en fonction de la température pour 3 niveaux d'ES ((a) : 13,0% ; (b) : 25,0% ; (c) : 50,0%), et en fonction de l'ES pour une température fixe de 20°C (d). Les barres d'erreur sur les données de Bertsch (1983) représentent l'erreur relative moyenne de 9,6% calculée par l'auteur de l'étude.

Tableau II.2.2. – Modèles de propriété sélectionnés pour le lait et les pseudo-composés alimentaires

Propriété	Modèle	Référence
Capacité thermique (Cp)	$Cp_{Milk} = \sum Cp_i \times X_i$ avec : $Cp_{fat} = 1,9842 + 1,4733 \times 10^{-3} \times T - 4,8008 \times 10^{-6} \times T^2$ $Cp_{protein} = 2,0082 + 1,2089 \times 10^{-3} \times T - 1,3129 \times 10^{-6} \times T^2$ $Cp_{carbohydrate} = 1,5488 + 1,9625 \times 10^{-3} \times T - 5,9399 \times 10^{-6} \times T^2$ $Cp_{ash} = 1,0926 + 1,8896 \times 10^{-3} \times T - 3,6817 \times 10^{-6} \times T^2$	Choi et Okos, 1986
Retard à l'ébullition (DTeb)	$DTeb = \left[\frac{1}{\frac{1}{T_{SAT}} + \frac{R \times \ln(1-x_{SOL})}{H_{VAP}}} \right] - T_{SAT}$	Winchester, 2000
Masse volumique (ρ)	$\rho_{Milk} = \frac{1}{\sum X_{W,i} / \rho_i}$ avec : $\rho_{fat} = 925,59 - 4,1757 \times 10^{-1} \times T$ $\rho_{protein} = 1329,9 - 5,1840 \times 10^{-1} \times T$ $\rho_{carbohydrate} = 1599,1 - 3,1046 \times 10^{-1} \times T$ $\rho_{ash} = 2423,8 - 2,8063 \times 10^{-1} \times T$	Choi et Okos, 1986
Conductivité thermique (λ)	$\lambda_{Milk} = (326,58 + 1,0412 \times T - 3,37 \times 10^{-3} \times T^2) \times (0,46 + 0,54 \times X_{Water}) \times 1,73 \times 10^{-3}$	Riedel, 1949
Viscosité (μ)	$\mu_{Milk} = 1000 \times \mu_{Water} \times \exp\left(\frac{\sum a_i \times X_{W,i}}{X_{W,Water}}\right)$ avec : $a_{fat} = 3,46 - 0,025 \times T + 1,6 \times 10^{-4} \times T^2$ $a_{proteins} = 15,367 - 0,178 \times T + 0,0017 \times T^2$ $a_{carbohydrates} = 3,35 - 2,38 \times 10^{-2} \times T + 1,25 \times 10^{-4} \times T^2$	Morison <i>et al.</i> , 2013
Tension de surface (σ)	Modèle général (lait entier & lait écrémé) : $\sigma_{Milk} = 55,6 - 0,163 \times T + 1,8 \times 10^{-4} \times T^2$	Bertsch, 1983

Tableau II.2.3. – Résultats de l'analyse de sensibilité. Les valeurs numériques sont les coefficients obtenus après modélisation de la réponse du système (le pilote de procédé d'évaporation), c'est-à-dire la concentration finale du produit, en fonction des facteurs appliqués aux variables, c'est-à-dire les propriétés principales du lait (section II.2.2.3.2). Les interactions entre variables (λ - ρ , σ - μ , C_p - μ , ρ , etc.) ne sont pas pertinentes dans cette analyse, car le but est d'identifier les propriétés qui ont le plus d'impact, et les variables principales (c'est-à-dire les propriétés) sont suffisantes pour modéliser la réponse de la simulation jusqu'à 3 chiffres après la virgule.

Conductivité thermique λ	0,304
Masse volumique ρ	0,179
Viscosité μ	-0,081
Tension de surface σ	-0,052
Capacité thermique C_p	0,039
DTeb	-4×10^{-4}
Constante	0,169

II.2.3.2. Influence des modèles de propriétés sur une simulation

Les résultats obtenus avec l'analyse de sensibilité de la simulation aux 6 propriétés principales du lait (capacité thermique, DTeb, masse volumique, conductivité thermique, viscosité, tension de surface) sont présentés dans le tableau II.2.3. La réponse du système (le modèle d'évaporateur) a été modélisée à l'aide d'une régression selon la méthode des moindres carrés ; les coefficients obtenus pour chaque facteur (sans interaction avec les autres, en considérant qu'ils sont indépendants), c'est-à-dire pour chaque propriété, sont donnés dans ce tableau. L'analyse de ces coefficients montre que la réponse du procédé STLO à la variation de la valeur des propriétés est essentiellement sensible à la conductivité thermique, suivie par la masse volumique et la viscosité, tandis que la tension de surface, la capacité thermique et le DTeb ont des coefficients de réponse 20% inférieurs à celui de la conductivité thermique.

Cette étude de sensibilité montre ainsi, dans le cas de la simulation de systèmes d'évaporation laitiers avec Aspen Plus et la modélisation du lait utilisée dans ce travail, que les efforts devraient être concentrés sur l'amélioration de la modélisation de la conductivité thermique, de la densité et de la viscosité du lait.

II.2.4. Perspectives de la méthode de modélisation développée

Les principaux aspects de la méthode de modélisation du lait dans le simulateur de procédés Aspen Plus peuvent être résumés comme suit :

- Le lait est défini comme un mélange d'eau et de quatre composés de la matière sèche (matière grasse, protéines, sucres (lactose), minéraux) modélisés comme des « pseudo-composés » dans le simulateur ;
- Les propriétés du lait requises pour la simulation des procédés d'évaporation, ou pro-

propriétés « principales » (capacité thermique, retard à l'ébullition, conductivité thermique, masse volumique, viscosité, tension de surface) sont modélisées selon des savoirs empiriques (traduits en modèles mathématiques) sur la variation de ces propriétés en fonction des paramètres variables de l'opération unitaire d'intérêt (l'évaporation). Dans ce travail, les propriétés principales sont modélisées en fonction de la température, de la concentration et de la composition ;

- Une analyse de sensibilité sur un procédé de référence permet d'identifier les propriétés dont la modélisation doit être améliorée afin d'augmenter la fidélité de la simulation aux performances mesurées du procédé. Dans ce travail, la conductivité thermique du lait apparaît comme une propriété à laquelle la simulation des évaporateurs est particulièrement sensible, suivie de la densité et de la viscosité du lait.

Bien qu'appliquée au cas d'étude du lait, l'approche de modélisation du lait et de ses propriétés, développée dans ce chapitre, se veut générique : tout produit alimentaire concentré par évaporation devrait pouvoir être modélisé selon sa teneur en eau, sa composition et sa température, afin de pouvoir réaliser l'écoconception du procédé d'évaporation. La connaissance des propriétés du produit alimentaire en fonction de sa composition et des paramètres opératoires doivent ainsi permettre de modéliser, même de manière empirique, l'état physique et le comportement du produit alimentaire dans des conditions variables de concentration et de température, comme cela est effectué dans ce travail. La méthode employée repose cependant sur des hypothèses qu'il convient de réévaluer selon le produit alimentaire : l'état de dénaturation des protéines du lait est négligé, alors que la viscosité en dépend fortement ; de plus, la représentation du lait est simplifiée en négligeant notamment les interactions entre composés, qui pourrait pourtant apporter une modélisation plus rigoureuse du retard à l'ébullition à travers l'évaluation de l'activité des composés.

L'approche de modélisation employée a ainsi clairement souligné la nécessité d'acquérir de nouveaux savoirs, en particuliers sur les relations existant entre les propriétés finales du lait et les paramètres opératoires du procédé. D'une part, il faudra apporter des données expérimentales supplémentaires pour conforter des choix de modèles retenus :

- la capacité thermique et la conductivité thermique du lait à haute concentration (entre 40% et 50%) ne sont pas connues ;
- aucune donnée expérimentale n'a pu être trouvée sur le retard à l'ébullition du lait entier ;
- les données expérimentales disponibles dans la littérature sont trop peu nombreuses pour modéliser fidèlement la tension de surface en fonction de la température, de la concentration et de la composition du lait.

D'autre part, il faudra développer les connaissances sur la viscosité du lait, qui dépend fortement de l'état de dénaturation des protéines et du taux de cisaillement subi par le lait ; le modèle de Reddy & Datta (1994) est le seul modèle trouvé dans la littérature qui intègre le taux de cisaillement comme variable, et aucun modèle de viscosité en fonction de la dénaturation des protéines du lait ne semble disponible. D'une manière générale, l'application des modèles de propriété du lait à la modélisation des évaporateurs traitant du lait nécessite un

II.2. Adaptation d'un simulateur de procédés / propriétés du produit

développement de modèles génériques, c'est-à-dire valables pour de plus larges gammes de température, composition et concentration (à minima).

La stratégie employée a permis, malgré ces lacunes, d'adapter un outil informatique à la modélisation du comportement du lait : celui-ci est simulé aussi fidèlement que le permet la méthode de modélisation du produit développée dans ce travail. Il reste cependant à modéliser les opérations unitaires propres aux procédés d'évaporation, et à valider l'utilisation du simulateur Aspen Plus ainsi adapté pour modéliser et simuler des procédés d'évaporation du lait.

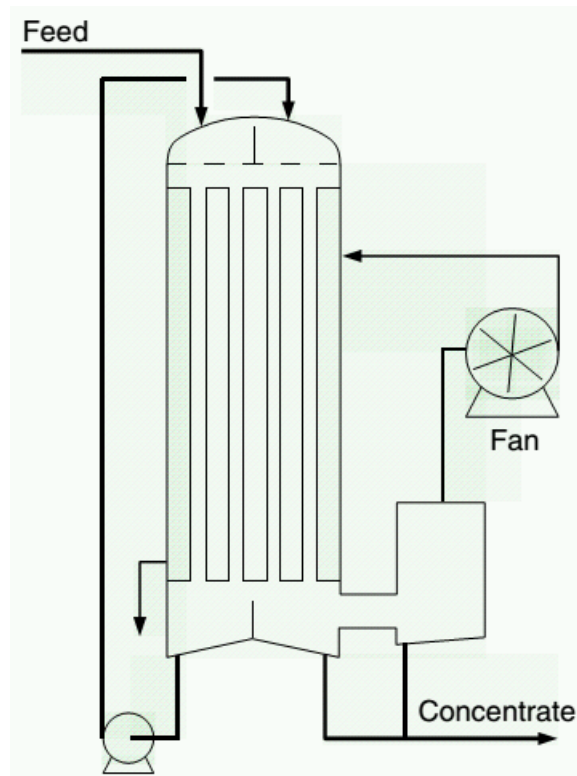
II.3. Adaptation d'un simulateur de procédés à une problématique agroalimentaire : modélisation des évaporateurs

II.3.1. Introduction

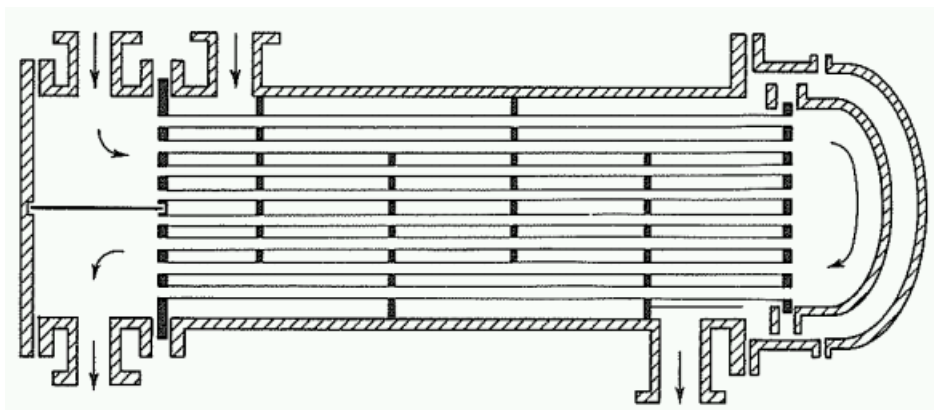
La simulation du procédé d'évaporation en fonction de sa conception (agencement, dimensions, conditions opératoires) implique de prédire le comportement du produit dans l'OPU. Pour cela, des modèles de propriétés du lait ont été intégrés au simulateur Aspen Plus selon la méthode décrite dans le chapitre précédent II.2 ; il reste donc à adapter Aspen Plus pour modéliser les évaporateurs qui traitent du lait. En effet, bien que le simulateur soit adapté à la modélisation des équipements de transfert de chaleur classiquement utilisés dans les industries chimiques et pétrochimiques, les particularités des évaporateurs communs en agroalimentaire ne sont pas intégrées. Dans le cas des évaporateurs traitant du lait, deux caractéristiques majeures ne sont pas implémentées dans les simulateurs de procédés comme Aspen Plus :

- les modèles de coefficient d'échange doivent prendre en compte les conditions rhéologiques particulières causées par la forte viscosité du lait à haute concentration, et son comportement non Newtonien au-delà d'une certaine concentration (Vélez-Ruiz et Barbosa-Cánovas, 1998) ;
- lorsqu'un effet d'évaporateur à flot tombant industriel comporte de multiples passes, le faisceau de tubes est divisé en plusieurs parties correspondant chacune à une passe ; le concentré qui s'écoule après la première passe est pompé vers le haut du faisceau d'évaporateur, pour qu'il circule dans une autre partie du faisceau correspondant à la passe suivante (figure II.3.1a). Ainsi, le produit circule toujours en flot tombant, ce qui est différent des échangeurs tubulaires à multiples passes que le simulateur Aspen Plus permet de modéliser, où le fluide qui circule dans les tubes peut circuler en co-courant et en contre-courant dans la même calandre (exemple d'un échangeur à tubes en « U » figure II.3.1b). Cette particularité a également une influence sur la coefficient d'échange en comparaison des échangeurs tubulaires « classiques ».

Dans le cas du coefficient d'échange, il s'agit plus précisément du coefficient d'échange côté



(a) Schéma d'un évaporateur à flot tombant à deux passes (Heldman et Lund, 2006)



(b) Schéma d'un échangeur tubulaire à deux passes (McCabe *et al.*, 1993)

FIGURE II.3.1. – Schémas d'évaporateur et d'échangeur à multiples passes

produit qui n'est pas adapté au lait. La modélisation des évaporateurs repose sur la détermination de la puissance thermique fournie au produit, selon l'équation :

$$Q = U \times S \times DTML \quad (II.3.1)$$

où :

- Q est la puissance thermique échangée (W) ;
- U le coefficient d'échange global ($W.m^{-1}.^{\circ}C^{-1}$) ;
- S la surface d'échange dans l'équipement (m^2), calculée à partir des informations sur la géométrie de l'équipement ;
- $DTML$ l'écart moyen logarithmique de température entre le fluide chaud et le fluide froid ($^{\circ}C$).

Dans cette équation, un modèle de coefficient d'échange global (U) est requis pour calculer la puissance thermique échangée, et ainsi évaluer la capacité évaporatoire d'un évaporateur selon la conception étudiée (dimensions de l'équipement). Le coefficient d'échange global peut être exprimé selon la formule :

$$U = \left(\frac{1}{\alpha_{Produit}} + \frac{1}{\alpha_{Calandre}} + \frac{\varepsilon}{\lambda_{Tubes}} + Rd \right)^{-1} \quad (II.3.2)$$

où :

- $\alpha_{Produit}$ est le coefficient de transfert côté produit, qui décrit le transfert de chaleur à travers le film de produit liquide en cours de concentration ;
- $\alpha_{Calandre}$ est le coefficient de transfert côté calandre, à travers le film de condensation de vapeur vive ou de buées (selon les effets) pour le transfert de chaleur à travers le film de condensation. Il est modélisé dans ce travail selon la formule (Green et Perry, 2008) :

$$\alpha_{Calandre} = 0,925 \times \lambda_{H_2O} \times \left(\frac{\rho_{H_2O}^2 \times g}{\mu_{H_2O} \times \Gamma} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (II.3.3)$$

Dans cette expression, λ_{H_2O} , μ_{H_2O} et ρ_{H_2O} sont respectivement la conductivité thermique, la viscosité et la densité du film de condensats. Γ est le taux de mouillage de l'extérieur des tubes sur lesquels coule le film de condensats (débit par unité de longueur).

- ε est l'épaisseur de la paroi des tubes ;
- λ_{Tubes} est la conductivité thermique du matériau de construction des tubes ;
- Rd est la résistance d'un éventuel dépôt d'encrassement sur les parois du tube, majoritairement côté produit. Celle-ci est généralement incluse dans les modèles de $\alpha_{Produit}$, et ne sera pas étudiée dans ce travail.

L'application de l'équation II.3.2 requiert donc en priorité la modélisation du coefficient de transfert du film côté produit pour l'évaporation du lait en flot tombant. Cependant, dans Aspen Plus, le modèle utilisé pour calculer le coefficient d'échange $\alpha_{Produit}$ est, par défaut, le modèle de Steiner-Taborek (Steiner et Taborek, 1992), qui a été développé pour l'évaporation de fluides purs (Aspen Technology, 2011b). Ce modèle n'est pas adapté à l'évaporation en film

tombant du lait, car il est valide pour des nombres de Reynolds supérieurs à 4000, alors que dans les simulations réalisées dans ce travail, le nombre de Reynolds n'est jamais plus élevé que 700. Il a ainsi été constaté que les prédictions du niveau de concentration du lait obtenues pour les procédés de référence sont très éloignées des valeurs mesurées. Afin d'assurer une meilleure précision de la simulation, des modèles mathématiques de coefficient d'échange côté produit, adaptés à la gamme de nombres de Reynolds rencontrés dans l'évaporation du lait, sont nécessaires.

Dans le cas des passe multiples, le taux de mouillage est une variable de certains modèles de coefficient d'échange ; de plus, le taux de mouillage des tubes obtenu par simulation ne correspond pas au taux de mouillage effectif, ce qui peut poser problème pour la conception : si le taux de mouillage est faible, le film de concentré a tendance à se briser et favoriser l'encrassement des tubes (Heldman et Lund, 2006).

Ce chapitre a pour objectif de sélectionner un modèle de coefficient d'échange pertinent pour la modélisation de l'évaporation du lait. Il montre dans une première partie que la détermination du modèle de coefficient d'échange est essentielle pour réaliser une simulation satisfaisante. Quand les données d'un procédé (expérimentales ou industrielles) permettent de calculer directement la puissance thermique fournie au produit, la simulation des performances du procédé a été montrée comme étant excellente ($< 10\%$ de variation sur les valeurs de concentration et $< 3\%$ de variation sur les valeurs de température en sortie de l'évaporateur). Le bilan énergétique du procédé ainsi réalisé permet également de vérifier que les données utilisées correspondent aux conditions opératoires avec lesquelles la concentration finale est effectivement obtenue, et que ces données peuvent donc être utilisées pour la sélection d'un modèle de prédiction du coefficient d'échange.

La seconde partie compare des modèles de coefficient d'échange sélectionnés dans la littérature, et compare les résultats de simulation obtenus pour ces différents modèles, afin d'identifier le modèle de coefficient le plus pertinent.

La modélisation des évaporateurs à multiples passes, comme l'évaporateur LAG3, est réalisée en utilisant plusieurs modèles d'échangeur à une seule passe, ce qui permet de capitaliser les fonctionnalités du simulateur Aspen Plus. Cela nécessite cependant quelques adaptations, qui sont décrites section II.3.3.2.2.

II.3.2. Matériel et méthodes

II.3.2.1. Modélisation des évaporateurs

La puissance thermique échangée dans un évaporateur entre la vapeur et le produit peut être déterminée soit à partir de bilans d'énergie (a posteriori), soit par prédiction à l'aide d'un modèle de coefficient d'échange global (a priori). Ici, le calcul de la puissance thermique transmise au produit pour valider les bilans sur les procédés de référence (STLO, Embaré, LAG3) à partir des données acquises (expérimentales ou industrielles) est présenté ; les modèles de procédé ainsi obtenus sont décrits. Il est ensuite expliqué quels modèles de prédiction du

coefficient d'échange dans un évaporateur sont utilisés ; les modèles de procédés construits dans Aspen Plus pour mettre en œuvre la prédiction du coefficient d'échange sont décrits.

II.3.2.1.1. Calcul de la puissance thermique fournie au produit, Q

Dans des conditions de température et pression données, la chaleur échangée entre la vapeur et le produit détermine la quantité d'eau évaporée côté produit, et en conséquence le degré de concentration du produit atteint en sortie d'évaporateur. Le bilan enthalpique sur un effet d'évaporateur est :

$$\dot{m}_{Prod}^E \times \dot{H}_{Prod}^E + \dot{m}_{Vap}^E \times \dot{H}_{Vap}^E = \dot{m}_{Cond}^S \times \dot{H}_{Cond}^S + \dot{m}_{Vap}^S \times \dot{H}_{Vap}^S + \dot{m}_{Conc}^S \times \dot{H}_{Conc}^S + \dot{m}_{Buées}^S \times \dot{H}_{Buées}^S \quad (II.3.4)$$

où :

- $\dot{m}$ est le débit massique (kg.h^{-1}) ;
- $\dot{H}$ est l'enthalpie spécifique (J.kg^{-1}) ;
- les indices *Prod*, *Vap*, *Cond*, *Conc* et *Buées* correspondent respectivement au produit, à la vapeur, aux condensats, au concentré et aux buées ;
- l'exposant E est attribué aux caractéristiques des courants en entrée, et S à celles de courants en sortie du système.

En connaissant les caractéristiques des courants entrant de l'évaporateur, et des condensats de vapeur sortant de l'évaporateur, il est donc possible de déduire la puissance thermique échangée entre la vapeur et le produit :

$$Q = \dot{h}_{Vap}^E - (\dot{h}_{Cond}^S + \dot{h}_{Vap}^S) \quad (II.3.5)$$

$$= \dot{m}_{Vap}^E \times \dot{H}_{Vap}^E - \dot{m}_{Cond}^S \times \dot{H}_{Cond}^S - \dot{m}_{Vap}^S \times \dot{H}_{Vap}^S$$

où $\dot{h}$ est une puissance (J.h^{-1}).

En injectant Q dans l'équation II.3.4, le débit de buées évaporées côté produit $\dot{m}_{Buées}^S$ est ainsi connu. De cette manière, la concentration obtenue en sortie peut être calculée à partir des caractéristiques des courants entrant (côté produit et côté vapeur) et sortant (côté vapeur) de l'évaporateur, de prédire la concentration obtenue en sortie.

II.3.2.1.2. Modèles de procédé avec puissance thermique connue

Les schémas de procédé construits dans Aspen Plus pour décrire les procédés de référence STLO, Embaré et LAG3, sont donnés aux figures II.3.2, II.3.3 et II.3.4. Ces modèles ont été construits à partir de la connaissance des caractéristiques des courants entrant et sortant des évaporateurs, qui permettent le calcul de la puissance thermique échangée sans modèle de coefficient d'échange et donc sans tenir compte des dimensions de l'équipement.

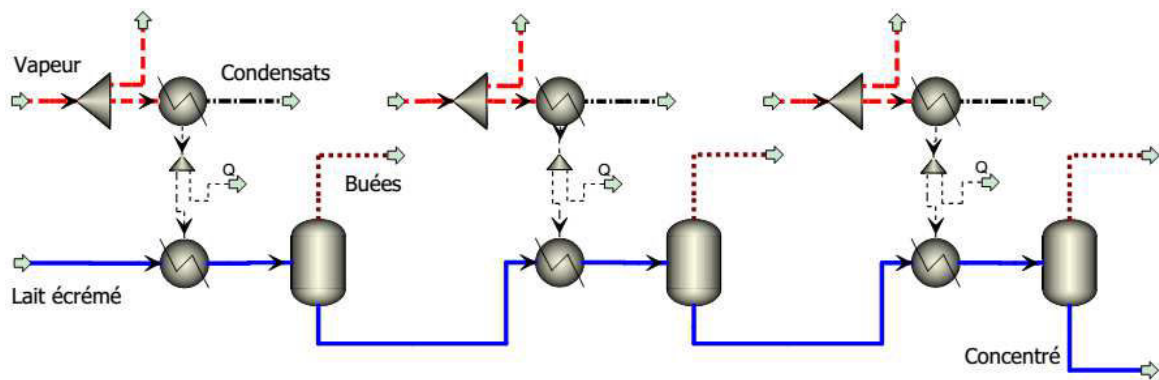


FIGURE II.3.2. – Schéma de procédé de l'évaporateur pilote (Silveira *et al.*, 2013) modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans

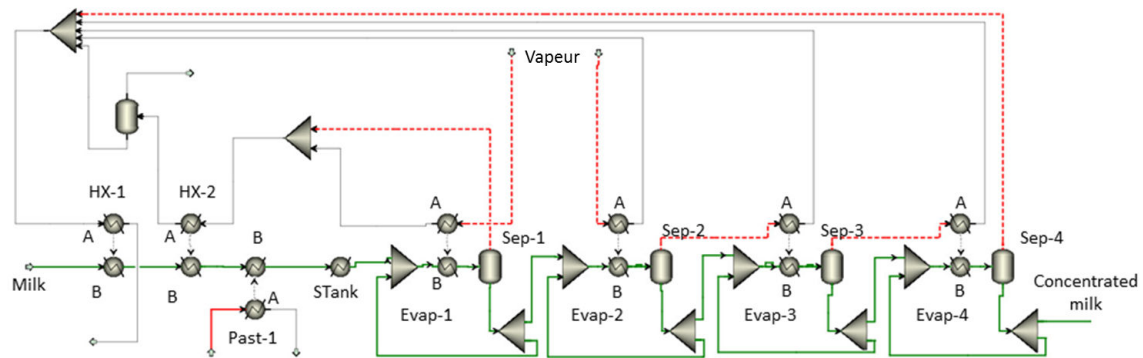


FIGURE II.3.3. – Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Embaré modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans

Pour l'évaporateur STLO (figure II.3.2), la séparation du courant de vapeur avant entrée dans l'évaporateur représente la vapeur non condensée, tandis que la séparation du courant de chaleur échangée (pointillés fins noirs) représente la chaleur perdue lors du transfert d'énergie au produit, calculée selon l'efficacité énergétique obtenue tableau II.1.4.

Dans le cas de LAG3 (II.3.4), les caractéristiques des condensats côté vapeur en sortie d'évaporateur ne sont pas connues, et ne peuvent donc pas être spécifiées pour qu'Aspen Plus en déduise la puissance thermique échangée. Le débit de buées évaporées côté produit étant connu (il fait partie des données constructeur), l'outil « Design Spec » du simulateur est appliqué à la recherche de la puissance thermique que la vapeur doit transmettre pour obtenir le débit de buées connu.

La modélisation du thermocompresseur du LAG3 est réalisée dans une première approche par des blocs de mélange et d'échangeur de chaleur, car aucun modèle de thermocompresseur (ou « éjecteur de vapeur ») n'est disponible dans Aspen Plus. Ainsi, un bloc « Mixer » (THRMCMP2 sur la figure II.3.4) simule le mélange de vapeur vive motrice et des buées aspirées, avec une pression de refoulement de la vapeur ainsi recomprimée imposée à 0,354 bar. La vapeur recomprimée ressort surchauffée et doit donc être refroidie jusqu'au point de saturation, ce qui est classiquement réalisé par introduction de condensats (Jeantet *et al.*, 2011). Cette opération de dé-surchauffe est modélisée par un bloc « Heater » où la température de saturation à atteindre est spécifiée.

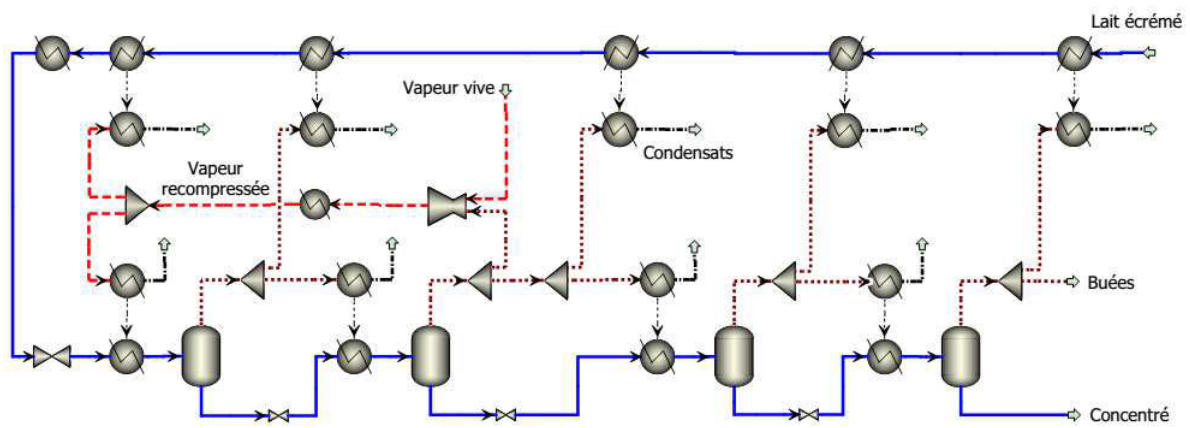


FIGURE II.3.4. – Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Entremont Quimper tel que modélisé dans Aspen Plus pour valider les bilans

II.3.2.1.3. Modèles de coefficient de transfert $\alpha_{Produit}$

La détermination du coefficient d'échange côté produit est généralement tirée de valeurs expérimentales ou de modèles empiriques, car sa modélisation théorique est difficile du fait d'une part, de l'influence de l'encrassement sur le transfert de chaleur, et d'autre part de la variation du transfert de chaleur avec les propriétés du produit et les conditions hydrauliques le long des tubes de l'échangeur (Maroulis et Saravacos, 2003) : le comportement d'un produit sur une paroi chauffée, et notamment aux interfaces entre paroi et produit et entre buées et produit, n'est pas à ce jour maîtrisé. La quantification de l'encrassement et l'évolution de la dénaturation des composés du produit qui donne lieu à l'encrassement ne sont pas non plus maîtrisées. Les modèles empiriques, de par leur nature, intègrent l'encrassement éventuel de l'équipement, dans leur globalité, sur la durée de l'expérimentation (terme « Rd » de l'équation II.3.2).

Un certain nombre de modèles empiriques sont utilisables pour le calcul du coefficient d'échange côté produit (ou coefficient d'échange du film en ébullition) dans les évaporateurs à flot tombant. Une grande majorité d'entre eux est établie à partir de données expérimentales spécifiques, souvent non représentatives des fluides alimentaires. Leur domaine d'application est donc très limité : des modèles existent pour des fluides purs ou des mélanges simples, mais les similitudes de comportement ne sont pas garanties avec les fluides alimentaires complexes comme le lait. Certains auteurs ont développé des modèles directement à partir d'expériences d'évaporation du lait. Cette démarche a également été suivie pour des secteurs industriels mettant en œuvre des fluides complexes, comme le secteur de la papeterie (Karlsson *et al.*, 2013).

Parmi les modèles disponibles dans la littérature, une sélection de six modèles pour prédire $\alpha_{Produit}$ ($W.m^{-2}.^{\circ}C^{-1}$) lors du traitement par évaporation en film tombant de fluides alimentaires a été réalisée, selon trois approches de modélisation différentes : la première se base sur le calcul du coefficient d'échange pour des fluides purs, et assimile le comportement du fluide pur à un fluide alimentaire ; la deuxième assimile les fluides alimentaires à des mélanges simples ; la troisième modélise $\alpha_{Produit}$ à partir de mesures réalisées sur du lait.

Similitude avec des fluides purs Alhusseini *et al.* (1998) et Chun et Seban (1971) proposent chacun un modèle pour définir un coefficient d'échange adimensionnel α^+ , qui permet de calculer $\alpha_{Produit}$ selon la formule :

$$\alpha_{Produit} = \alpha^+ \times \lambda_{moy} \times ((\mu_{moy}/\rho_{moy})^2 / g)^{-1/3} \quad (II.3.6)$$

où λ_{moy} , μ_{moy} and ρ_{moy} sont respectivement la conductivité thermique, la viscosité et la densité moyennes du produit. g est l'accélération de la gravité.

— Le modèle de Alhusseini *et al.* (1998) détermine α^+ par une régression de données d'évaporation de fluides purs (eau et propylène glycol) :

$$\alpha^+ = \left((\alpha_{laminaire}^+)^5 + (\alpha_{turbulent}^+)^5 \right)^{1/5} \quad (II.3.7)$$

avec la contribution du régime laminaire :

$$\alpha_{laminaire}^+ = 2,65 \times Re^{-0.158} \times Ka^{0.0563} \quad (II.3.8)$$

et la contribution du régime turbulent :

$$\alpha_{turbulent}^+ = \frac{Pr \times \delta^{1/3}}{(A_1 \times Pr^{1/3} + A_2 \times Pr^{0.5} + A_3 \times Pr^{0.25} + C) + (B + Ka^{0.5} \times Pr^{0.5})} \quad (II.3.9)$$

avec :

$$A_1 = 9,17 \quad (II.3.10)$$

$$A_2 = 0,328 \times \pi \times (130 + \delta) / \delta \quad (II.3.11)$$

$$A_3 = 0,0289 \times (152100 + 2340 \times \delta + 7 \times \delta) / \delta^2 \quad (II.3.12)$$

$$B = 2,51 \times 10^6 \times \delta^{0.333} \times Ka^{-0.173} / Re^{(3.49 \times Ka^{0.0675})} \quad (II.3.13)$$

$$C = 8,82 + 0.0003 \times Re \quad (II.3.14)$$

$$\delta = 0,0946 \times Re^{0.8} \quad (II.3.15)$$

— Le modèle de Chun et Seban (1971) a été développé à partir de mesures sur de l'eau évaporée en film tombant. Un nombre de Reynolds critique est défini pour la détermination des régimes laminaire et turbulent, selon deux formules alternatives :

$$Re_C = 5900 \times Pr^{-1,06} \quad (II.3.16)$$

$$Re_C = 0,215 \times Ka^{-1/3} \quad (II.3.17)$$

Le coefficient d'échange adimensionnel α^+ est, selon le régime d'écoulement :

$$\alpha^+ = 0,821 \times Re^{-0,22} \quad (Re < Re_C) \quad (II.3.18)$$

II.3. Adaptation d'un simulateur de procédés / évaporateurs

$$\alpha^+ = 0,0038 \times Re^{0,4} \times Pr^{0,65} \quad (Re > Re_C) \quad (II.3.19)$$

Similitude avec des mélanges simples D'autres auteurs se sont intéressés à l'évaporation de mélanges binaires d'eau et d'un composé alimentaire, afin de pouvoir assimiler le modèle à l'évaporation d'un fluide alimentaire :

- Les modèles d'Adib et al. (2009) ont été élaborés à partir de données expérimentales sur des solutions de sucre plus ou moins concentrées, assimilées à un liquide alimentaire newtonien. Un modèle linéaire et un modèle logarithmique sont disponibles ; le modèle linéaire représente mieux les données expérimentales (Adib *et al.*, 2009) :

$$\alpha_{Produit} = 218 + 24 \times \Phi - 37 \times X_{DM} + 1090 \times \Gamma + 32 \times T_L \quad (II.3.20)$$

Φ : flux de chaleur ($W.m^{-2}$)

X_{DM} : fraction massique de matière sèche ($kg.kg^{-1}$)

Γ : mouillage du tube ($kg.s^{-1}.m^{-1}$)

T_L : température d'ébullition ($^{\circ}C$)

- Prost *et al.* (2006) établissent un modèle pour l'évaporation sur un évaporateur à flot tombant d'une solution de saccharose en fonction du nombre de Reynolds (coefficient adimensionnel comme précédemment) :

$$\alpha^+ = 5,5236 \times Re^{-0,3854} \quad (II.3.21)$$

Mesures sur du lait Enfin, des études sur l'évaporation du lait spécifiquement ont été réalisées :

- Deux modèles ont été développés par Bouman et al. (1993), l'un à partir de mesures sur du lait entier (concentré de 11,3% à 56,8%) et l'autre sur du lait écrémé (concentré de 8,5% à 53,9%), tous deux concentrés sur un évaporateur pilote à flot tombant monotube, alimenté par environ 215 $kg.h^{-1}$ de lait (déduit du taux de mouillage) :

$$\alpha_{Lait\ entier} = 6,05 \times \Phi^{0,47} \times \Gamma^{0,26} \times \mu_P^{-0,44} \quad (II.3.22)$$

$$\alpha_{Lait\ écrémé} = 0,77 \times \Phi^{0,69} \times \mu_P^{-0,41} \quad (II.3.23)$$

Φ : flux de chaleur ($W.m^{-2}$)

Γ : mouillage du tube ($kg.s^{-1}.m^{-1}$)

μ_P : viscosité du produit ($kg.s^{-1}.m^{-1}$)

- Jebson et Chen (1997) fournissent des régressions pour le coefficient d'échange global (U en $W.m^{-2}.^{\circ}C^{-1}$) qui dépendent de variables différentes de celles de Bouman *et al.* (1993) ; deux modèles alternatifs sont données pour le lait entier :

$$U_{Lait\ entier} \times 10^{-3} = 1,05 + 22,2 \times \dot{m}_{Buées} + 2,4 \times 10^{-5} \times Re - 0,103 \times \Delta T \quad (II.3.24)$$

II.3. Adaptation d'un simulateur de procédés / évaporateurs

$$U_{Lait\ entier} \times 10^{-3} = 0,443 + 20,9 \times \dot{m}_{Buées} - 1,11 \times 10^{-3} \times \mu_P - 3,5 \times 10^{-2} \times \Gamma + 5,0 \times 10^{-5} \times Re \quad (II.3.25)$$

$$\begin{aligned} U_{Lait\ écrémé} \times 10^{-3} = & 0,141 + 2,373 \times \dot{m}_{Buées} + 0,107 \times \Delta T + 1,98 \times 10^{-3} \times Re \\ & - 0,122 \times \dot{m}_{Buées} \times \Delta T - 0,48 \times \dot{m}_{Buées} \times \ln(\mu_P) - 7,27 \times 10^{-4} \times \dot{m}_{Buées} \times Re \\ & - 0,026 \times \Delta T \times \ln(\mu_P) - 2,31 \times 10^{-4} \times \Delta T \times Re - 6,72 \times 10^{-4} \times \ln(\mu_P) \times Re \\ & + 0,025 \times \dot{m}_{Buées} \times \Delta T \times \ln(\mu_P) + 3,92 \times 10^{-5} \times \dot{m}_{Buées} \times \Delta T \times Re \\ & + 8,93 \times 10^{-5} \times \Delta T \times \ln(\mu_P) \times Re \end{aligned} \quad (II.3.26)$$

où $\dot{m}_{Buées}$ est le débit de buées dans un tube d'évaporateur (kg.s^{-1}), mais il est défini par les auteurs comme la vitesse des buées par unité de circonférence du tube ($\text{kg.m.s}^{-1}.\text{m}^{-1}$), car c'est la vitesse qui est mesurée. ΔT est la différence de température entre les condensats de vapeur côté calandre et les buées de vapeur côté produit.

Six modèles issus de la littérature semblent donc pertinents pour la modélisation de l'évaporation du lait à flot tombant. Les conditions (équipement, conditions opératoires) dans lesquels ces modèles ont été développés sont suffisamment proches des conditions de l'évaporation du lait, et ces modèles, lorsqu'ils n'ont pas été obtenus à partir d'expériences sur du lait, permettent d'intégrer les caractéristiques physiques du fluide notamment à travers l'influence du nombre de Reynolds.

II.3.2.1.4. Modèles de procédé pour la simulation à partir de la prédiction du coefficient d'échange

Les procédés STLO, Bionov et LAG3 ont été modélisés dans Aspen Plus selon les schémas de procédé respectifs II.3.5, II.3.6 et II.3.7. Les spécificités de chaque modèle sont les suivantes :

- En assimilant les trois tubes de l'évaporateur STLO à trois échangeurs mono-tubes verticaux à flot tombant, le modèle *HeatX* d'Aspen Plus convient à la modélisation de cet évaporateur (figure II.3.5).
- Dans le cas de l'évaporateur Bionov, la différence notable entre le schéma de procédé dans Aspen Plus (figure II.3.6) et le schéma du procédé réel (figure II.1.2) est qu'un séparateur a été attribué à chaque faisceau du deuxième effet. Ceci, afin de prendre en compte la variation de débit de produit qui alimente chaque tube, du fait de la séparation entre produit concentré et buées de vapeur qui a lieu effectivement dans la partie inférieure de chaque faisceau. Autre caractéristique du modèle dans Aspen Plus, le ratio $1/\text{Eff}$ étant connu à la place du débit d'alimentation en vapeur (section II.1.3), la fonction « Design Spec » du simulateur est utilisée pour calculer le débit de vapeur et ainsi pouvoir simuler l'évaporateur semi-industriel : Aspen Plus fait varier ce débit par une méthode itérative jusqu'à obtenir le taux d'extrait sec de l'expérience à reproduire, à savoir 48,3% massique. Le rapport $1/\text{Eff}$ obtenu doit alors être égal à 0,8 (la valeur connue).
- Pour modéliser l'évaporateur LAG3, qui est un évaporateur dont certains effets com-

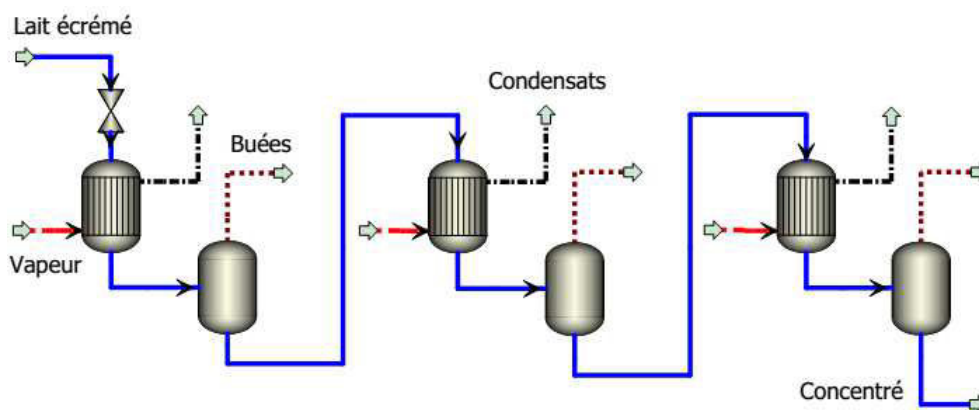


FIGURE II.3.5. – Schéma de procédé de l'évaporateur pilote (Silveira *et al.*, 2013) modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et des dimensions de l'équipement

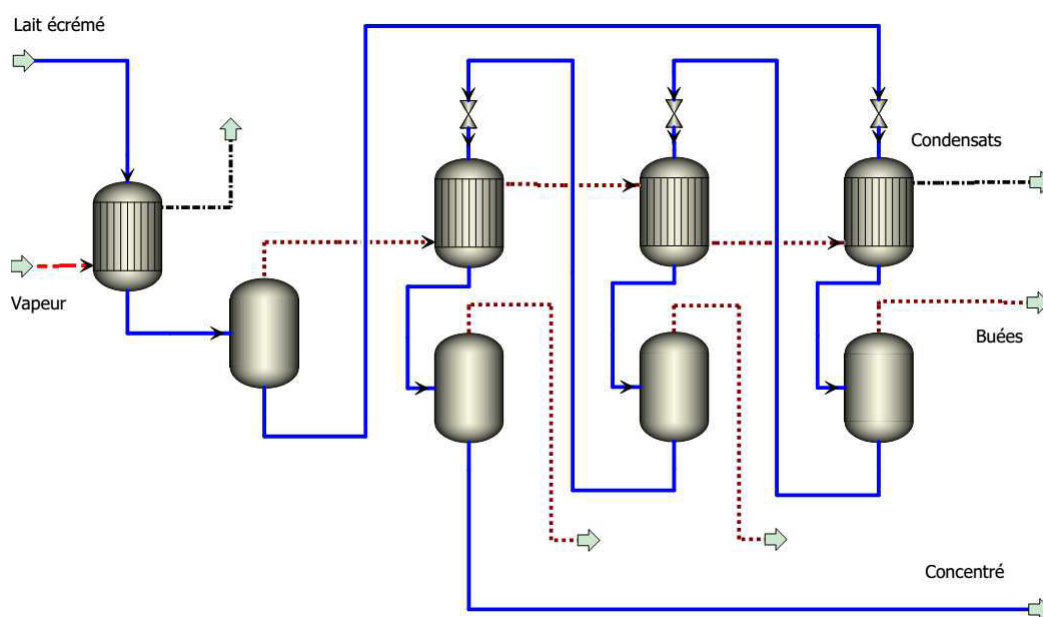


FIGURE II.3.6. – Schéma de procédé de l'évaporateur semi-industriel de Bionov tel que modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et les dimensions de l'équipement

portent deux passes, un nombre de blocs *HeatX* correspondant au nombre de passes dans chaque effet d'évaporateur est utilisé. Ainsi, les effets qui comportent deux passes du produit sont modélisés par deux blocs *HeatX* accompagnés chacun par un séparateur ; cela permet de prendre en compte l'influence du taux de mouillage des tubes sur le coefficient de transfert. Il est également nécessaire de diviser le courant de vapeur qui alimente chaque effet (vapeur vive ou buées d'évaporation) en autant de courants que l'effet comporte de passes du produit, afin que chaque passe reçoive une puissance thermique égale.

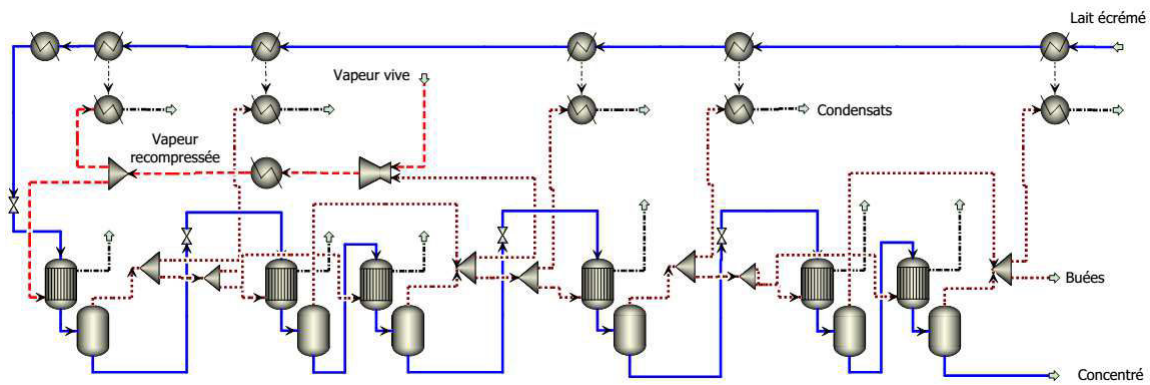


FIGURE II.3.7. – Schéma de procédé de l'évaporateur industriel d'Entremont Quimper tel que modélisé dans Aspen Plus selon la géométrie et les dimensions de l'équipement

II.3.2.2. Modélisation du coefficient d'échange dans le simulateur Aspen Plus

Un programme Fortran pour le calcul du coefficient d'échange global dans le modèle d'évaporateur a été développé pour y intégrer l'équation II.3.3 pour α_{Calandre} et les modèles de coefficient d'échange α_{Produit} présentés au paragraphe II.3.2.1.3. Chacun des modèles de α_{Produit} peut être choisi lors de la sélection du modèle de coefficient d'échange avant simulation dans Aspen Plus. Le détail de l'algorithme est donné en annexe D. Ce programme fait appel aux modèles de propriétés thermiques et mécaniques identifiés au chapitre II.2, comme la conductivité thermique, la densité ou la viscosité, selon le modèle de coefficient d'échange utilisé. Si le nombre de Reynolds est par exemple requis pour le calcul du coefficient de transfert côté produit (ce qui est le cas par exemple du modèle d'Alhusseini et al. (1998)), le simulateur va faire appel aux modèles de viscosité et de densité, car ces deux propriétés sont nécessaires au calcul du nombre de Reynolds.

II.3.2.3. Stratégie d'identification d'un modèle de coefficient d'échange adapté

Afin de valider les informations sur les conditions opératoires et sur les caractéristiques du concentré obtenu en sortie d'évaporateur, une première série de simulations est effectuée à partir des bilans sur trois des procédés de référence (STLO, Embaré et LAG3). Les caractéristiques des courants en entrée et la quantité de chaleur échangée sont connues pour les évaporateurs STLO, Embaré et LAG3, ce qui permet de les modéliser dans Aspen Plus à l'aide de blocs *Heater* ; ces modèles permettent de réaliser des bilans de masse et d'énergie sur un courant subissant des variations thermodynamiques : variation de pression et/ou de température, échange de chaleur à pression constante, etc. *Heater* permet de réaliser des bilans sur un préchauffeur par exemple.

Grâce aux mesures du taux de matière sèche en sortie d'évaporateur et de la température du concentré, connues pour ces trois procédés, une validation des bilans est réalisée. Cette

validation fait appel, dans le cas du lait, aux seuls modèles de capacité thermique et de retard à l'ébullition.

L'identification d'un modèle de coefficient d'échange adapté à ce travail est réalisée en deux étapes :

1. Les modèles de coefficient d'échange côté produit sont comparés entre eux dans le cas de l'évaporation de lait écrémé avec l'évaporateur STLO (décrit au chapitre II.1) selon les expériences n°4 et 5, car contrairement aux expériences n°1 à 3, les relevés de mesure complets de cette expérience sont disponibles, ce qui permet d'effectuer les calculs nécessaires pour les valeurs de $\alpha_{Produit}$ que donne chacun des modèles sélectionnés (section II.3.2.1.3). Le coefficient d'échange côté produit dans les tubes de l'évaporateur STLO est calculé à l'aide des modèles de $\alpha_{Produit}$. Pour que la comparaison porte sur des conditions hydrauliques et de transfert identiques dans chaque tube, les modèles sont comparés dans trois graphiques correspondant chacun à un des tubes de l'évaporateur STLO, dont le taux de mouillage est précisé. Le coefficient d'échange du film est calculé à partir des données expérimentales : le coefficient d'échange global est calculé selon la méthodologie de Silveira *et al.* (2013), le coefficient d'échange du film de condensats (côté calandre) est calculé selon l'équation II.3.3, et l'équation II.3.2 donne alors le coefficient d'échange côté produit. Le modèle de Jebson et Chen (1997) étant un modèle de coefficient d'échange global, un coefficient d'échange pour le film de produit a été calculé.
2. Les procédés de référence STLO, Bionov et LAG3 sont simulés dans Aspen Plus à l'aide de chacun des modèles de $\alpha_{Produit}$, afin de trouver les modèles qui prédisent le mieux le coefficient d'échange. Des blocs *HeatX* sont utilisés pour prédire la quantité de chaleur échangée dans les évaporateurs, ce qui permet de prendre en compte les dimensions de l'équipement. La teneur en ES obtenue en sortie avec le simulateur est comparée aux mesures.

Du fait de la géométrie inhabituelle des évaporateurs à plaques utilisés dans le procédé industriel Embaré (Ribeiro, 2001; Ribeiro et Andrade, 2002), il n'est pas possible de le modéliser selon sa géométrie et ses dimensions avec l'outil Aspen Plus seul. La validation des bilans sur ce procédé est cependant ajoutée à ce travail afin d'enrichir la comparaison.

II.3.3. Résultats

II.3.3.1. Le coefficient d'échange côté produit : un paramètre majeur pour la modélisation des évaporateurs

Les procédés de référence STLO, Embaré et LAG3 ont été modélisés à partir de la connaissance des courants entrant et sortant des évaporateurs, qui a permis de déduire la puissance thermique échangée et donc la concentration obtenue. Le tableau II.3.1 montre la comparaison des résultats de simulation avec les mesures (expérimentales ou industrielles). Les écarts les

Tableau II.3.1. – Comparaison entre mesures et résultats de simulation pour la validation des bilans sur les procédés de référence STLO, Embaré et LAG3 (« Exp. » = Expérience)

Procédé d'évaporation		Extrait sec en sortie d'évaporateur (% massique)			Température du produit en sortie d'évaporateur (°C)		
		Mesure	Simulation	Ecart	Mesure	Simulation	Ecart
STLO	Exp. 1	24,0	22,8	-5,0%	60,3	60,3	0,0%
	Exp. 2	52,0	57,0	+9,7%	60,3	61,9	+2,6%
	Exp. 3	38,7	38,3	-1,1%	60,2	60,8	+1,0%
Embaré	Effet 1	20,51	20,44	< 1%	66,0	66,2	< 1%
	Effet 2	25,20	25,16	< 1%	61,0	61,3	< 1%
	Effet 3	32,85	33,06	+ 1%	56,0	55,8	< 1%
	Effet 4	48,00	49,19	+ 2%	46,0	45,1	- 2%
LAG3		47,7	47,0	-1,4%	49,0	49,0	0%

plus élevés sont observés pour l'évaporateur STLO, en concentration comme en température. Le détail des concentrations obtenues à chaque effet de l'évaporateur Embaré est précisé, car elles font parties des données mesurées ; l'écart le plus élevé est observé au dernier effet. Les écarts de température sont toujours faibles (< 3%) quel que soit le procédé.

Les résultats de simulation affichent une très bonne fidélité avec les mesures, ce qui démontre une bonne cohérence des informations disponibles sur chaque procédé. L'étude des sources d'information permet de retrouver les causes d'une partie des écarts constatés :

- L'écart plus important que dans les autres expériences constaté à l'expérience n°2 sur l'évaporateur STLO provient en partie des modèles de capacité thermique et de retard à l'ébullition du lait, pour lesquels aucune donnée n'a permis de valider leur fiabilité à haute concentration (voir chapitre II.2). Les données à partir desquelles cette expérience a été modélisée peuvent également être mises en cause, puisqu'elles reposent sur des mesures et des hypothèses qui peuvent comporter une certaine part d'erreur (voir section II.1.2). Le faible écart constaté à l'expérience n°3 sur l'évaporateur STLO est en partie dû à la connaissance précise de la composition du lait traité, ce qui améliore la précision du calcul des propriétés du lait par le simulateur.
- Dans le cas d'Embaré, les différences de concentration et de température sont toutes deux faibles (maximum 2 points de différence), ce qui indique que la connaissance de la puissance thermique échangée est une donnée essentielle à la prédiction des performances de l'évaporateur modélisé.
- Dans le cas du LAG3, l'écart obtenu est satisfaisant, et indique de légères différences entre les modèles de propriétés du lait utilisés dans ce travail et ceux utilisés par le constructeur, à partir desquels les données de cette évaporateur ont été obtenues.

Ces résultats, très positifs dans l'ensemble, montrent que la détermination de la puissance thermique échangée, et donc du coefficient d'échange, est capitale pour prédire avec la plus grande fidélité possible la concentration et la température du produit final (le concentré de lait) obtenue avec des conditions opératoires et un dimensionnement de l'évaporateur donnés.

II.3.3.2. Identification d'un modèle de calcul du coefficient d'échange $\alpha_{Produit}$

II.3.3.2.1. Comparaison des modèles pour l'évaporateur STLO

Les expériences n°4 et 5 réalisées sur l'évaporateur STLO sont utilisées pour calculer des valeurs de $\alpha_{Produit}$, qui servent de référence pour la comparaison avec les valeurs obtenus à l'aide des modèles prédictifs de $\alpha_{Produit}$. Cette comparaison est effectuée séparément pour chacun des trois tubes de l'évaporateur STLO (figures II.3.8a, II.3.8b et II.3.8c), afin que le taux de mouillage soit identique et donc que les conditions de transfert soient comparables.

La comparaison ainsi obtenue (figure II.3.8), fournit des tendances générales : à l'exception du modèle de Jebson et Chen (1997) dans les tubes 2 et 3, tous prédisent une diminution du coefficient d'échange avec l'augmentation de la teneur en extrait sec, ce qui est cohérent avec les travaux précédents (Adib *et al.*, 2009).

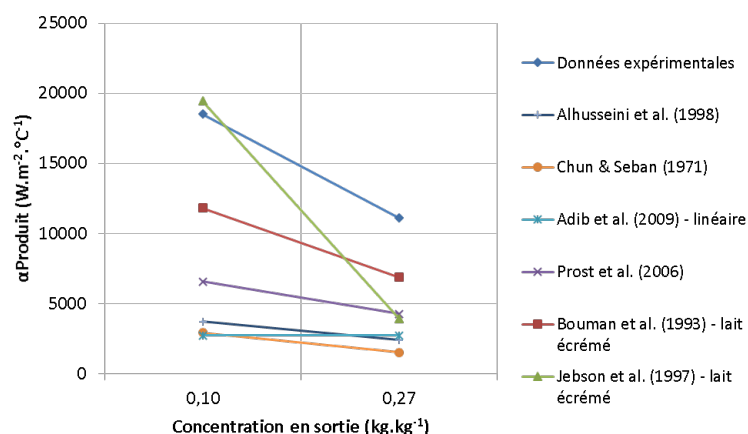
Le modèle de Jebson et Chen (1997), contrairement aux autres modèles, consiste en une régression du coefficient d'échange global calculé pour différents évaporateurs industriels, qui est valable pour une différence de température entre le produit et la vapeur allant de 3 à 7°C, alors que dans les conditions expérimentales des tubes 2 et 3 de l'évaporateur STLO la différence se situe entre 8 et 11°C, ce qui peut expliquer les incohérences. Le modèle de Adib *et al.* (2009) fournit des valeurs presque constantes situées entre 2700 et 2900 W.m⁻².°C⁻¹, car il est majoritairement dépendant du mouillage des tubes, qui est constant pour chaque figure (0,151 kg.m⁻¹.s⁻¹ pour la figure II.3.8a ; 0,199 kg.m⁻¹.s⁻¹ pour II.3.8b et 0,165 kg.m⁻¹.s⁻¹ pour II.3.8c), et les autres variables (flux de chaleur, température du produit), varient peu en fonction du niveau de concentration atteint dans les conditions expérimentales utilisées.

Les modèles de Alhusseini *et al.* (1998) et Chun et Seban (1971) prédisent un coefficient d'échange en moyenne le plus faible, du fait de leur développement à partir de mesures sur des fluides purs : le lait a une viscosité très élevée à forte concentration (12.10⁻³ Pa.s pour un lait écrémé concentré à 40% à 60°C d'après le modèle de viscosité de Morison *et al.*, 2013) en comparaison des fluides purs utilisés pour le développement de ces modèles (environ 3.10⁻³ Pa.s pour le propylène glycol utilisé par Alhusseini *et al.* (1998)).

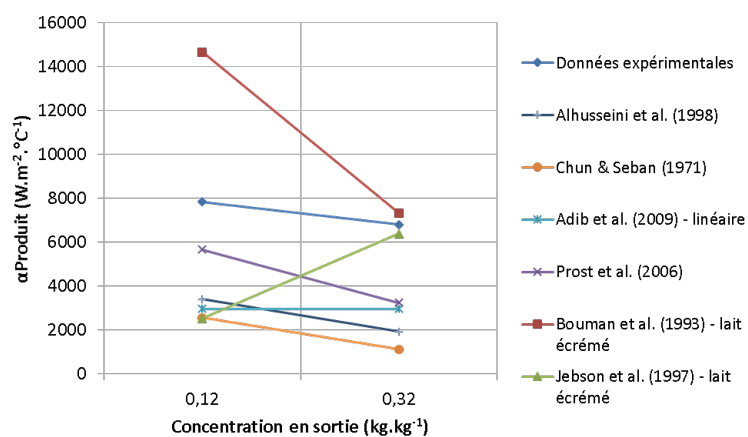
Le coefficient d'échange selon le modèle de Prost *et al.* (2006) est également relativement faible par rapport aux valeurs calculées à partir des données expérimentales (en moyenne 60% d'écart) ; cependant, le modèle de Prost *et al.* (2006) est plus proche du coefficient d'échange expérimental que les modèles d'Adib *et al.* (2009), Alhusseini *et al.* (1998) et Chun et Seban (1971) (en moyenne 80% d'écart), car la solution de sucre sur laquelle les mesures ont été effectuées permet de reproduire certains phénomènes liés à la concentration, comme l'augmentation de la viscosité.

Enfin, le modèle de Bouman *et al.* (1993) est en moyenne le plus proche des valeurs expérimentales, particulièrement aux concentrations plus élevées ; il a en effet été développé à partir de mesures sur un évaporateur qui concentre le lait avec un seul tube en une seule passe, la prédiction est donc meilleure pour des concentrations relativement élevées (en sortie de tube).

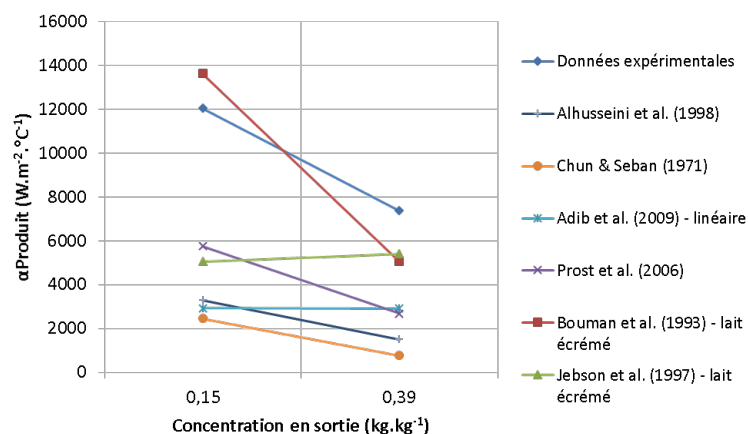
II.3. Adaptation d'un simulateur de procédés / évaporateurs



(a) Taux de mouillage : $0,151 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ (tube 1)



(b) Taux de mouillage : $0,199 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ (tube 2)



(c) Taux de mouillage : $0,165 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ (tube 3)

FIGURE II.3.8. – Comparaison des modèles de coefficient d'échange du film de produit en ébullition à des valeurs expérimentales calculées pour l'évaporateur STLO

Tableau II.3.2. – Modèle de coefficient d'échange les plus pertinents pour les procédés STLO, Bionov et LAG3 (« exp. » = Expérience)

Procédé d'évaporation	Modèle α_p le plus adapté
STLO : exp. 1	Prost et al. (2006)
STLO : exp. 2	Bouman et al. (1993) - lait écrémé
STLO : exp. 3	Prost et al. (2006)
Bionov	Steiner & Taborek (1992)
LAG3	Bouman et al. (1993) - lait écrémé

Tableau II.3.3. – Comparaison de variables caractéristiques du transfert de chaleur au sein de l'effet 1 de l'évaporateur LAG3, obtenues par simulation selon différents modèles de coefficient d'échange α_p ; $S = 534 \text{ m}^2$; la température de la vapeur entrante côté calandre est de $73,1^\circ\text{C}$; la condensation est totale côté calandre

Variables caractéristiques	Modèles				
	Alhusseini et al. (1998)	Chun & Seban (1971)	Adib et al. (2009)	Prost et al. (2006)	Bouman et al. (1993)
Q (kW)	3994	3979	3208	4004	4003
U ($\text{W.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$)	2236	1988	1599	3056	2900
DTML ($^\circ\text{C}$)	3,35	3,75	3,76	2,46	2,59
Température de sortie des condensats ($^\circ\text{C}$)	72,2	73,0	73,0	70,7	70,9

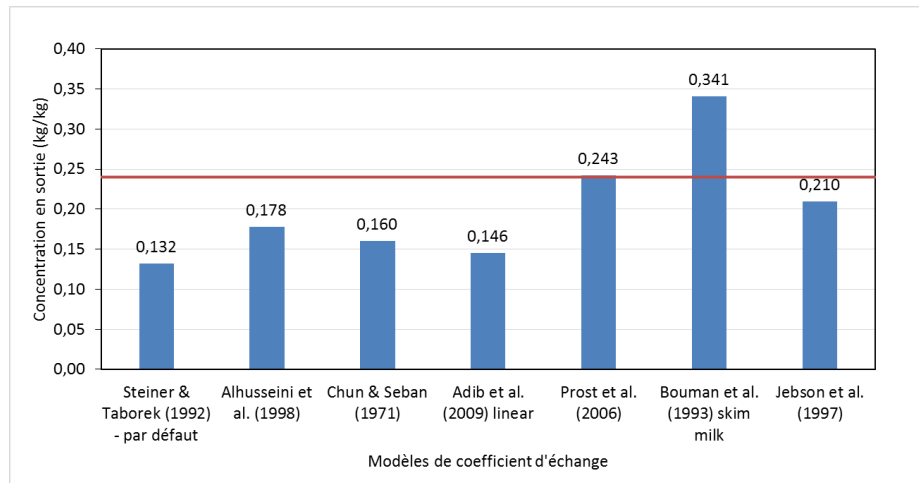
C'est également le modèle qui fournit les valeurs de coefficient d'échange les plus élevées, car le flux de chaleur échangée, dont dépend le modèle de Bouman et al. (1993), est particulièrement élevé dans les conditions expérimentales de l'évaporateur STLO.

II.3.3.2.2. Comparaison des modèles pour les procédés de référence

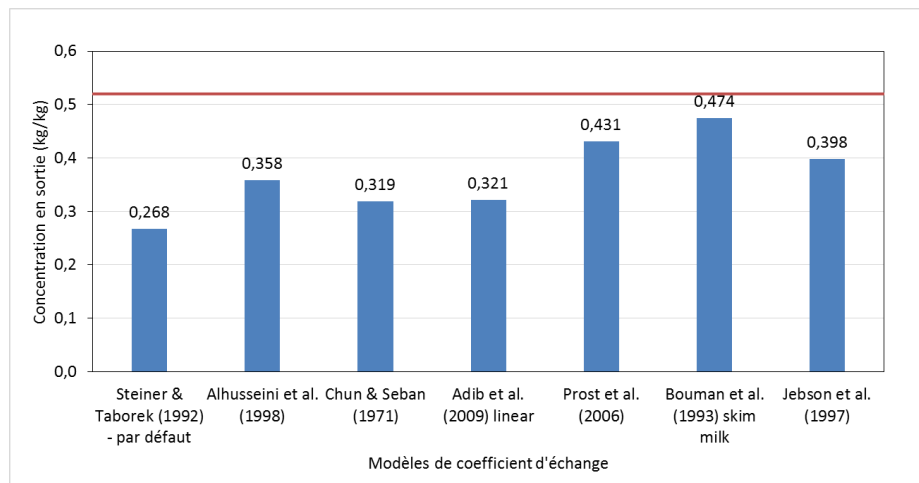
Pour trois procédés de référence (STLO, Bionov, LAG3), des simulations ont été effectuées avec les six modèles prédictifs pour $\alpha_{Produit}$. Les résultats obtenus en concentration après simulation sont comparés aux concentration mesurées (figures II.3.9, II.3.10 et II.3.11, respectivement pour les évaporateurs STLO, Bionov et LAG3). Les graphiques incluent les résultats obtenus avec le modèle de coefficient d'échange par défaut dans Aspen Plus (modèle de Steiner et Taborek, 1992). Dans le tableau II.3.2 sont rassemblés les modèles de coefficient d'échange qui permettent de modéliser au mieux chaque évaporateur, au vu de la comparaison des résultats.

Ces résultats montrent qu'aucun des modèles de coefficient d'échange n'est suffisamment générique pour représenter de manière satisfaisante tous les évaporateurs dans toutes les situations expérimentales étudiées. Cela qui indique que certains phénomènes qui ont lieu dans les conditions de ces expériences ou certaines variables influentes ne sont pas pris en compte dans les différents modèles testés. Des tendances se dégagent cependant entre les modèles :

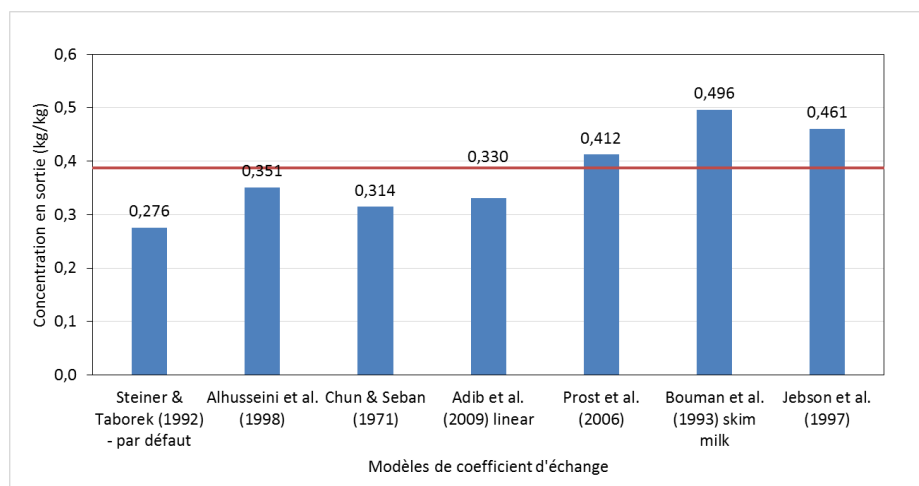
II.3. Adaptation d'un simulateur de procédés / évaporateurs



(a) Expérience 1 : alimentation en lait 50 kg.h⁻¹, concentration de 0,10 à 0,24 kg.kg⁻¹ (valeur de référence : 0,24)



(b) Expérience 2 : alimentation en lait 50 kg.h⁻¹, concentration de 0,24 à 0,52 kg.kg⁻¹ (valeur de référence : 0,52)



(c) Expérience 3 : alimentation en lait 70 kg.h⁻¹, concentration de 0,24 à 0,39 kg.kg⁻¹ (valeur de référence : 0,39)

FIGURE II.3.9. – Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour l'extrait sec obtenu en sortie de l'évaporateur STLO

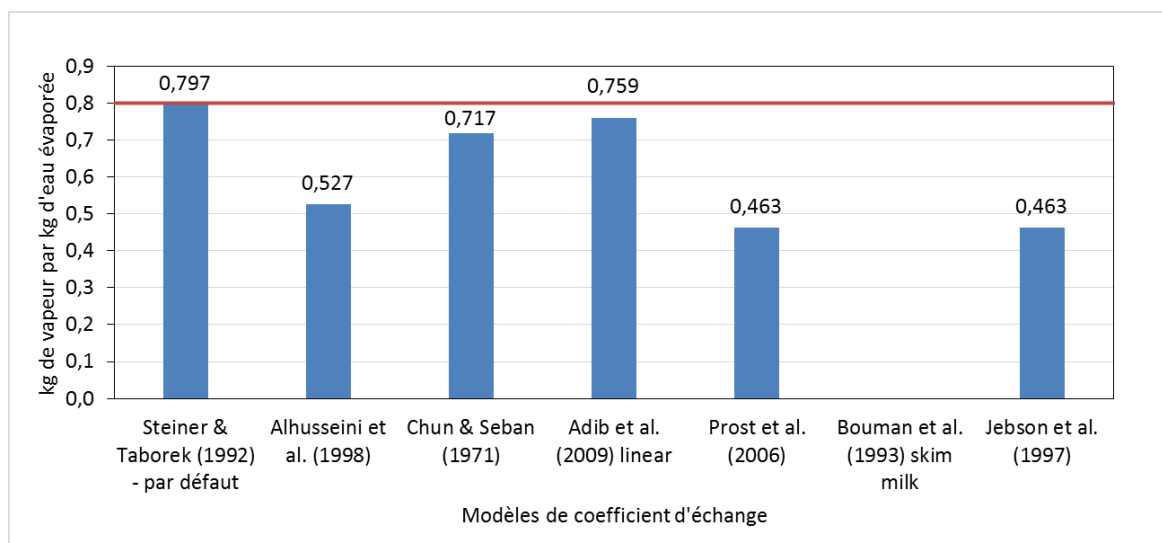


FIGURE II.3.10. – Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour la masse de vapeur requise pour évaporer 1 kg d'eau dans l'évaporateur Bio-nov ; la valeur de référence est de 0,8

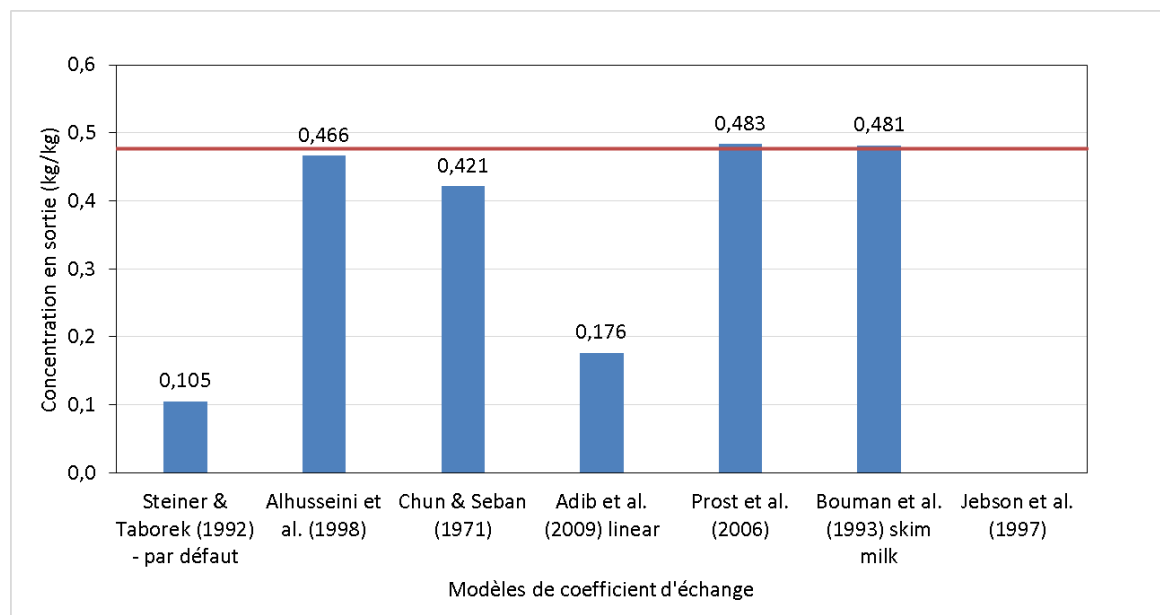


FIGURE II.3.11. – Comparaison entre la simulation et les résultats expérimentaux pour l'extrait sec obtenu en sortie de l'évaporateur LAG3 ; la valeur expérimentale de référence est 0,477 kg.kg⁻¹

comme prévu par l'étude comparative des modèles pour α_p , les modèles de Prost, Bouman et Jebson fournissent toujours les valeurs de coefficient d'échange les plus élevées, et donc les taux d'extrait sec en sortie les plus faibles. Le modèle de α_p utilisé par défaut par Aspen Plus fournit la plus faible valeur, ce qui peut être expliqué par le faible nombre de Reynolds à chaque expérience (< 1000), plaçant le modèle par défaut hors de son domaine de validité (comme identifié dans l'introduction de ce chapitre).

Dans le cas de l'évaporateur STLO, les modèles de Prost et al. (2006) ou de Bouman et al. (1993) conduisent à des valeurs d'extrait sec obtenu en sortie d'évaporateur par simulation les plus proches des mesures. Le modèle de Bouman semble être plus pertinent pour modéliser une concentration à un taux de matière sèche élevé (figure II.3.9b), et le modèle de Prost davantage adapté aux concentrations à faible taux de matière sèche (figures II.3.9a et II.3.9c), où le comportement du produit est plus proche de celui d'un fluide newtonien, comme la solution de sucre avec laquelle la corrélation de Prost a été développée. Il est possible de conclure qu'à l'échelle pilote, une modélisation plus fine est nécessaire pour prendre certains phénomènes en compte : aucun modèle prédictif n'est applicable dans tous les cas, car les phénomènes responsables des écarts semblent en effet avoir un impact plus important sur les résultats à l'échelle pilote (encrassement et pertes de chaleur notamment).

Les résultats de simulation de l'évaporateur Bionov ne sont pas cohérents avec les autres simulations : les modèles qui apparaissent comme les plus pertinents sont ceux qui fournissent les valeurs de α_p les plus faibles (figure II.3.10), en particulier le modèle par défaut d'Aspen Plus, avec lequel le simulateur calcule des coefficients d'échange globaux compris entre 39 et 1002 W.m⁻².°C⁻¹, ce qui est peu représentatif du transfert de chaleur dans un évaporateur à film tombant traitant du lait. Dans le cas du modèle de Bouman, qui fournit le coefficient d'échange le plus élevé, la simulation ne converge pas. Il est possible qu'un facteur qui limite fortement le transfert de chaleur, comme l'encrassement par exemple, n'ait pas été pris en compte dans le modèle ; il est également fortement probable que le ratio de 0,8 kg de vapeur/kg d'eau évaporée soit valide seulement pour un produit et des conditions opératoires précises, qui sont celles avec lesquelles l'évaporateur a été dimensionné. Un ratio différent serait certainement obtenu en mesurant le débit de vapeur vive effectivement utilisé dans les conditions opératoires utilisées dans ce travail.

Trois modèles sont pertinents dans la simulation de l'évaporateur LAG3 : si le modèle de Bouman fournit le résultat le plus proche de l'extrait sec de référence (0,477 kg.kg⁻¹) avec un écart de +0,8%, les écarts obtenus avec les modèles de Alhusseini et Prost sont respectivement -2,2% et +1,3%. Le modèle de Jebson et al. (1997) ne permet pas à la simulation de converger, et les modèles par défaut et de Adib et al. (2009) fournissent des écarts trop grands avec l'extrait sec de référence. La simulation de l'évaporateur LAG3 démontre de manière générale un effet « d'effacement » des différences entre modèles lors de la simulation de l'évaporation du lait à l'échelle industrielle : dans le cas des modèles de Alhusseini, Prost et Bouman, les coefficients d'échange globaux obtenus sont significativement différents d'un modèle à l'autre, mais la quantité de chaleur échangée totale (sur les quatre effets) est quasiment

identique (environ 4 MW), comme le montre le tableau II.3.3 pour le premier effet ; les valeurs obtenues avec les modèles de Chun & Seban (1971) et de Adib et al. (2009) sont données à titre d'information. Cette quantité de chaleur correspond à la chaleur latente apportée par la vapeur (5901 kg.h⁻¹ de vapeur à 73,1°C représentent une chaleur latente d'environ 3,8 MW), additionnée de chaleur sensible comme le confirme la température des condensats inférieure à la température de saturation (dernière ligne du tableau II.3.3). L'intérêt de la simulation de procédés à différentes échelles de débit et de taille d'équipement est ainsi démontré : les modèles de coefficients d'échange doivent être testés dans différentes conditions de transfert, lorsque la surface d'échange permet une condensation totale de la vapeur, comme c'est le cas avec l'évaporateur LAG3, et lorsque l'évaporateur est de plus petite taille et ne permet pas à toute la vapeur de se condenser, comme c'est le cas avec l'évaporateur STLO.

En considérant que les résultats obtenus avec l'évaporateur Bionov ne sont pas cohérents, l'ensemble de ces résultats confirme que le modèle par défaut de coefficient d'échange dans Aspen Plus (modèle de Steiner et Taborek, 1992) n'est pas adapté à la simulation de l'évaporation du lait en flot tombant. L'implémentation dans le simulateur Aspen Plus de modèles de coefficients d'échange adaptés à l'évaporation du lait s'avère donc appropriée. Le tableau II.3.2 montre que les modèles de Prost et al. (2006) et de Bouman et al. (1993) sont en général les plus adaptés ; le modèle de coefficient d'échange de Bouman et al. (1993) semble être le plus adapté aux simulations d'évaporateurs de taille industrielle, il est donc retenu pour la suite de ce travail. Une validation sur d'autres procédés industriels est nécessaire pour valider complètement ce choix.

II.3.4. Conclusion

La démarche employée dans ce chapitre a permis d'identifier un modèle de coefficient d'échange pertinent pour la simulation des évaporateurs à flot tombant traitant du lait, dans le cadre d'une application à l'écoconception : la précision du modèle de Bouman et al. (1993) n'est pas confirmée dans toutes les configurations (agencement, conditions opératoires, taille...), mais elle est suffisante pour tester différents dimensionnements d'évaporateur à l'échelle industrielle. Des axes d'amélioration de la modélisation des évaporateurs sont également identifiés, notamment pour la simulation du procédé d'évaporation du lait dans des simulateurs tels que Aspen Plus. L'application d'un tel outil de simulation à la conception de procédés industriels nécessite une précision des modèles plus grande, car une variation de 1% d'ES dans le concentré en sortie d'évaporateur conduit à des coûts supplémentaires considérables à l'étape de séchage qui suit l'évaporation. Outre la formulation mathématique des modèles, plusieurs raisons peuvent être attribuées aux différences entre les résultats de simulation et les mesures :

1. Les écarts entre les modèles de propriétés du lait et ses propriétés réelles (dans les conditions expérimentales du procédé) peuvent se cumuler, en particulier à des concentrations élevées : peu de données expérimentales sont disponibles pour développer des modèles de propriétés empiriques valides sur un large domaine de concentration (voir chapitre

II.2).

2. Certains phénomènes qui ont lieu dans le procédé ne sont pas pris en compte dans toutes les simulations, tels que les fluctuations de débit, les pertes de chaleur pendant l'évaporation, ou l'encrassement des tubes. Effectivement, dans les simulations où le coefficient de transfert est requis, l'information permettant de connaître les pertes de chaleur n'est pas utilisée, et dans tous les cas l'encrassement n'est pas pris en compte, ce qui conduit à une surestimation des performances du procédé.
3. Les mesures utilisées sont considérées comme ayant été effectuées en régime permanent, ce qui est en pratique difficile à atteindre du fait notamment de l'évolution dynamique de l'encrassement.

Une modélisation des évaporateurs en régime transitoire pourrait ainsi potentiellement améliorer la précision de la prédiction des inventaires sur le procédé d'évaporation en phase de production, avec l'intégration de la prédiction de l'encrassement qui évolue au cours du fonctionnement de l'équipement.

Ce travail a permis d'adapter le simulateur Aspen Plus à la modélisation des évaporateurs traitant du lait écrémé : les modèles de propriétés et le modèle de coefficient d'échange côté produit de Bouman et al. (1993) permettent de simuler les évaporateurs à flot tombant traitant du lait écrémé en phase de production. Pour intégrer la phase de nettoyage des évaporateurs dans la démarche d'écoconception proposée dans ce travail, un outil permettant de réaliser les inventaires de la phase de nettoyage en place est développé dans ce qui suit.

II.4. Modélisation du nettoyage en place

II.4.1. Introduction

Le nettoyage des équipements est une problématique relativement peu étudiée dans la littérature, alors qu'il s'agit d'une étape prépondérante dans la gestion des ateliers de production agroalimentaires : l'équipement dans lequel circule le produit s'encrasse au cours de la phase de production et il devient nécessaire de le nettoyer, pour prévenir toute contamination et dégradation du produit et assurer le maintien des performances de l'équipement. Cette étape est réalisée en alimentant l'équipement avec des solutions de nettoyage, selon un protocole bien défini : la nature des détergents, leur ordre de passage, la durée de passage de chaque solution de nettoyage, et les conditions opératoires (débit, température, concentration) doivent être adaptés à l'équipement, au type d'encrassement, et à la nature et l'intensité de l'encrassement. La démarche d'écoconception doit donc inclure ces éléments pour prendre en compte en particulier l'impact environnemental du nettoyage et son coût dans l'écoconception globale d'un procédé agro-alimentaire. La conduite du nettoyage peut influencer les performances du procédé à plusieurs niveaux :

1. La *durée* du nettoyage : du fait de la succession d'une phase de production et d'une phase de nettoyage, la réduction du temps de nettoyage a pour conséquence l'augmentation de la productivité annuelle du procédé et donc de l'atelier ou de l'usine dans lequel il est intégré. Le gain de temps de nettoyage permet de planifier sur l'année un nombre plus grand de cycles de transformation (production et nettoyage), et donc de transformer une plus grande quantité de produit.
2. La *séquence de NEP* : le choix de la nature des solutions de nettoyage utilisées, de leur ordre de passage et de leurs conditions opératoires (concentration, température, débit) définissent une séquence de nettoyage, mais il n'est pas rare que plusieurs possibilités conduisent à des performances semblables en termes d'efficacité de nettoyage. Aujourd'hui, les connaissances sur l'impact des modes de conduite du nettoyage sur l'efficacité de nettoyage sont encore parcellaires. Elles sont essentiellement acquises par l'expérience, et peu d'approches de modélisation des cinétiques de nettoyage n'existent alors qu'elles permettraient de définir les conditions optimales de nettoyage et d'inclure ces étapes dans les démarches d'écoconception.
3. La conception (taille des réservoirs, sélection de pompes. . .) de la *centrale de nettoyage*

en place (centrale NEP) : le choix de la séquence de nettoyage (choix des solutions détergentes et des conditions d'utilisation (concentration, température, débit) et la taille de l'équipement à alimenter influencent directement le dimensionnement de la centrale NEP.

Au vu de ces éléments, il semble pertinent de prendre en compte le nettoyage dans la démarche d'écoconception, même si cela est rendu difficile par le manque de connaissances et de modèles de cinétique de nettoyage.

L'objectif de ce travail est de développer une première approche d'intégration de l'étape de nettoyage dans l'écoconception d'un procédé agro-alimentaire, en modélisant le nettoyage autant que les connaissances le permettent, et ainsi montrer comment un modèle permet d'obtenir un gain de temps sur la phase de nettoyage. Cette approche utilise un modèle empirique de cinétique de nettoyage pour prédire le temps de nettoyage d'un évaporateur colmaté par du lait et nettoyé par une solution de soude (détergent le plus utilisé en industrie laitière) en fonction des conditions opératoires (température, concentration, débit de la solution de soude). Le choix de la nature des solutions de nettoyage et leur ordre de passage n'est pas traité, car ce choix va au-delà des objectifs de cette thèse.

II.4.2. Matériel et méthodes

II.4.2.1. Description du système considéré

Le système étudié comprend l'équipement à nettoyer (le procédé d'évaporation) et la centrale NEP associée. La séquence de nettoyage est réalisée en régime continu, dans des conditions opératoires (débit, température, concentration en détergent) variables. La durée d'une étape de nettoyage constitutive d'une séquence globale de nettoyage, est soit fixée, soit calculée à l'aide d'un modèle de cinétique de nettoyage selon l'étape considérée. Les solutions de nettoyage et les eaux de rinçage sont à usage unique, c'est-à-dire qu'elles ne sont pas recirculées, et sont rejetées vers la station de traitement de l'usine. Pour certains procédés, les solutions de nettoyage sont réutilisées un certain nombre de fois avant rejet vers la station de traitement, voire traitées en vue de leur réutilisation (Britz *et al.*, 2006) ; la littérature semble cependant indiquer que cette pratique ne concerne pas les installations de concentration par évaporation.

Centrale NEP Dans l'industrie, une centrale de nettoyage consiste en un ensemble de réservoirs, de pompes et d'échangeurs qui servent à préparer les solutions de nettoyage (qui sont des mélanges de détergents et d'eau), les chauffer et les maintenir à température, ainsi qu'à alimenter l'équipement à nettoyer avec les solutions ainsi préparées ; des étapes du nettoyage peuvent consister en un rinçage avec de l'eau à température ambiante ou chauffée, qui provient également de la centrale. La figure II.4.1a est un exemple de centrale de nettoyage.

Dans ce travail, et dans un souci de simplification, la centrale NEP est assimilée à deux opérations unitaires : un mélange et une étape de chauffage du fluide de nettoyage. La centrale est donc représentée par un mélange d'eau et de détergent, suivi d'un échangeur alimenté

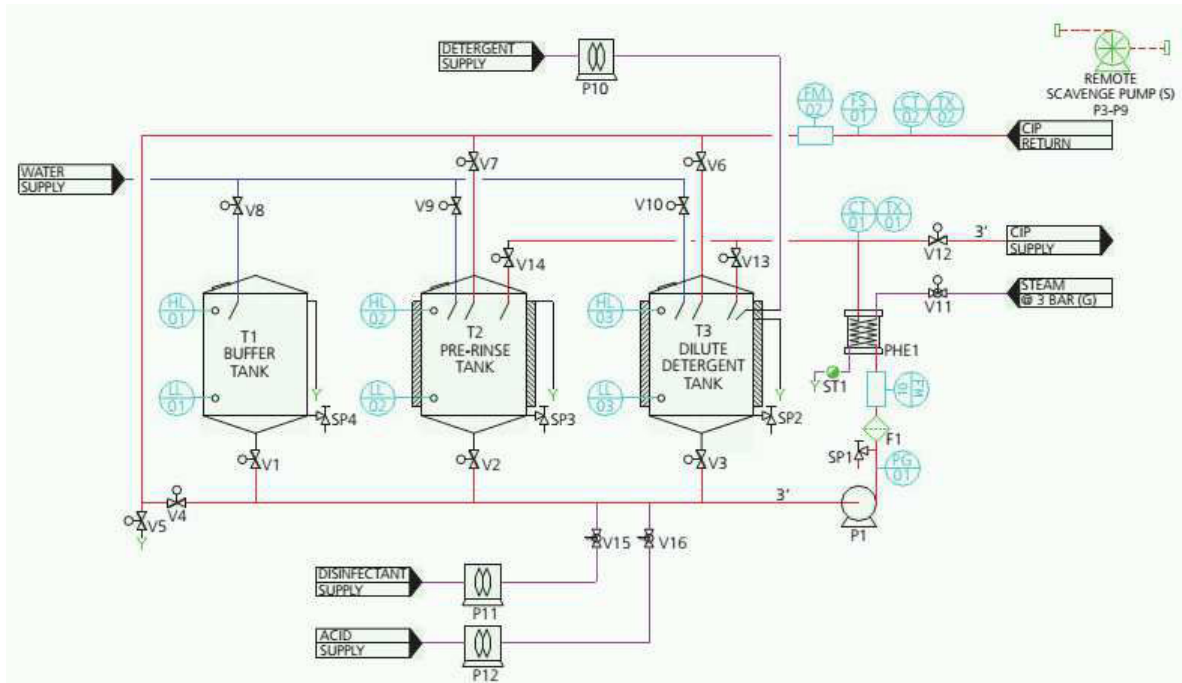
en vapeur qui porte la solution à la température requise (figure II.4.1b). Le mélange est considéré comme parfait, et la gestion de l'approvisionnement en eau et détergents n'est pas considérée. La consommation énergétique des pompes est négligée. Le chauffage des solutions est représenté par un échangeur de chaleur dans lequel de la vapeur chauffe le mélange détergent-eau ou l'eau seule avant entrée dans l'équipement encrassé. La pratique industrielle en France indique que les fluides de nettoyage sont maintenus à la température d'utilisation sur une boucle dédiée, et que l'inertie thermique des réservoirs contenant les fluides de nettoyage assure une faible consommation de vapeur pour le maintien de la température (M. Dif, Elodys International, communication personnelle); la consommation énergétique pour maintenir les solutions à température est donc négligée dans ce travail. Les entrées de la centrale NEP sont donc l'eau, les détergents et la vapeur de chauffe; les sorties sont les condensats de vapeur et les solutions de nettoyage.

Équipement encrassé L'équipement encrassé (évaporateur) est assimilé à un réacteur semi-continu qui contient une quantité finie de dépôt de matière sèche (encrassement) issu de la phase de production. Le mode semi-continu a été retenu pour représenter l'encrassement (le réactif en quantité finie) et la circulation en continu des solutions de nettoyage ou de l'eau de rinçage dans le réacteur (de géométrie quelconque) (figure II.4.2b). Les entrées de ce réacteur sont donc les solutions de nettoyage ou l'eau seule (selon les étapes de la séquence de nettoyage), et les sorties sont les eaux usées, mélanges de solutions de nettoyage utilisées et de matières en suspension (MES) (figure II.4.3). La quantité de dépôt diminue pendant la séquence de nettoyage jusqu'à devenir nulle (hypothèse d'un nettoyage toujours total). La composition des eaux usées peut être simplifiée et assimilée à un mélange d'eau, de détergent et de MES retirées de l'équipement nettoyé, ce qui permet d'estimer un débit d'eaux usées en additionnant le débit des solutions de nettoyage et le débit de dépôt retiré.

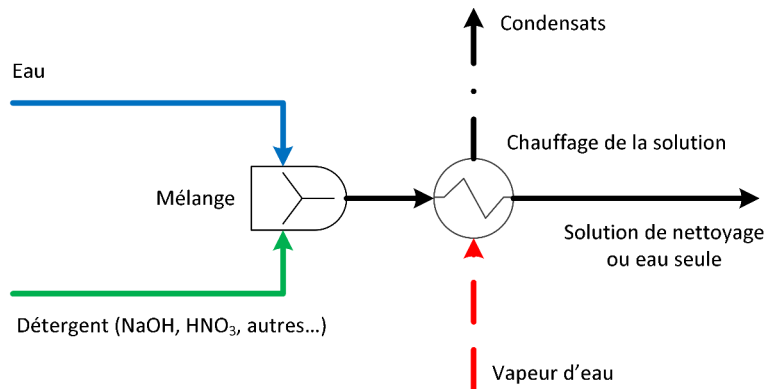
II.4.2.2. Détermination d'une séquence de nettoyage de référence pour les évaporateurs

Une séquence de nettoyage de référence a été choisie à partir d'informations issues de la littérature et de pratiques industrielles : les conditions opératoires (température, concentration, débit et durée des étapes de nettoyage), le choix des solutions de nettoyage, ainsi que l'ordre des étapes du nettoyage sont fixés. Même si l'ensemble de ces informations reste spécifique à chaque évaporateur, l'analyse de la littérature et des pratiques industrielles montre qu'il existe malgré tout des points communs dans les pratiques, ce qui a permis d'établir la séquence de nettoyage utilisée dans ce travail, appelée séquence de nettoyage « de référence » (tableau II.4.1). Cette dernière comporte 5 étapes, mettant en œuvre successivement un pré-rinçage, un nettoyage alcalin (soude), un rinçage intermédiaire, un nettoyage acide (acide citrique), et un rinçage final. Les conditions opératoires varient généralement pour chaque étape (tableau II.4.1). Pour l'ensemble des étapes de nettoyage, le débit de circulation des solutions est fixé à 130% du débit d'alimentation en phase de production (Colin, TGE S.A.S., communication

II.4. Modélisation du nettoyage en place



(a) Schéma de procédé et d'instrumentation d'une centrale de NEP à réutilisation totale des solutions (source : Tamime, 2009)



(b) Centrale de NEP assimilée à deux opérations unitaires simples dans ce travail : mélange eau-détergent pour les étapes de nettoyage chimique et chauffage de la solution obtenue lorsque requis par la conduite opératoire de l'étape de nettoyage en cours

FIGURE II.4.1. – Modélisation de la centrale de production des solutions de nettoyage par deux opérations unitaires simples

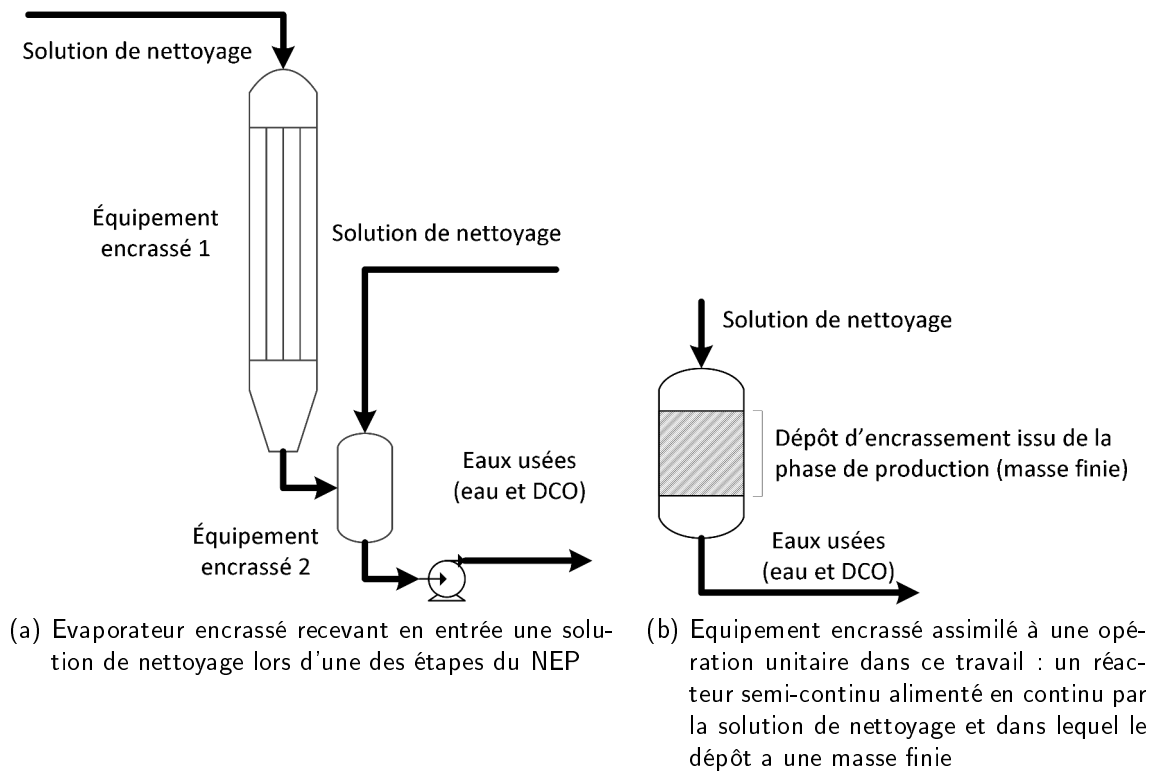


FIGURE II.4.2. – Modélisation de l'équipement encrassé en phase de nettoyage par un réacteur semi-continu

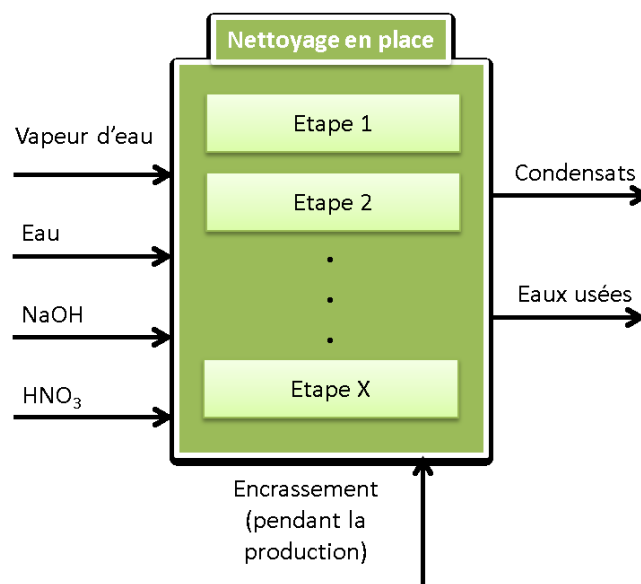


FIGURE II.4.3. – Flux entrant et sortant du système étudié pour la prise en compte de la phase de nettoyage en place dans ce travail

Tableau II.4.1. – Conditions opératoires de la séquence de nettoyage « de référence » retenue pour l'intégration de la phase de nettoyage en place dans l'approche d'écoconception d'un évaporateur.

N°	Etape	Agent de nettoyage	Température	Durée (min)	Source
1	Pré-rinçage	Eau	Ambiante	20	M. Dif (Elodys International, communication personnelle)
2	Nettoyage alcalin	Solution de soude NaOH à 1,5%	75°C	30	Jeurnink et Brinkman, 1994
3	Rinçage intermédiaire	Eau	Ambiante	15	APV, 2008
4	Nettoyage acide	Solution d'acide nitrique à 2%	60°C	30	APV, 2008; Jeurnink et Brinkman, 1994
5	Rinçage final	Eau	Ambiante	15	M. Dif (Elodys International, communication personnelle)

personnelle).

Les cinq étapes sont représentées par les schémas de procédé présentés sur la figure II.4.4, avec les flux entrants et sortants du système pour chaque étape. La centrale de NEP n'est pas représentée aux étapes 1, 3 et 5, car ce sont des rinçages à l'eau à température ambiante qui ne requièrent donc pas de préparation (mélange et/ou chauffage), contrairement aux étapes 2 et 4 dans lesquelles le mélange de l'eau avec le détergent est effectué, suivi du chauffage de la solution.

II.4.2.3. Sélection d'un modèle cinétique de nettoyage

Les approches portant sur la modélisation de la cinétique de nettoyage d'équipements colmatés par les produits laitiers sont rares. Aucune étude n'existe sur la modélisation des cinétiques de nettoyage des évaporateurs, et à notre connaissance, seuls trois modèles mathématiques traitent de la cinétique d'élimination d'un dépôt de matière laitière encrassante sur des parois chaudes, comme dans le cas d'opérations de traitement thermique (tableau II.4.2). Ces modèles ne permettent de modéliser qu'une seule étape de NEP, et non la séquence entière, conduisant à des études réduites à une nature de détergent (soude, acide nitrique...) et une nature de dépôt.

Les modèles de Bird & Fryer (1991) et Gallot-Lavallee et al. (1984) permettent de calculer la constante cinétique de nettoyage k pour un nettoyage de dépôt de lait entier avec une solution de soude ; le modèle de Xin et al. (2002; 2004) calcule la vitesse de réaction du dépôt issu du traitement de lactosérum avec une solution de soude. Le modèle de Bird & Fryer (1991) ne

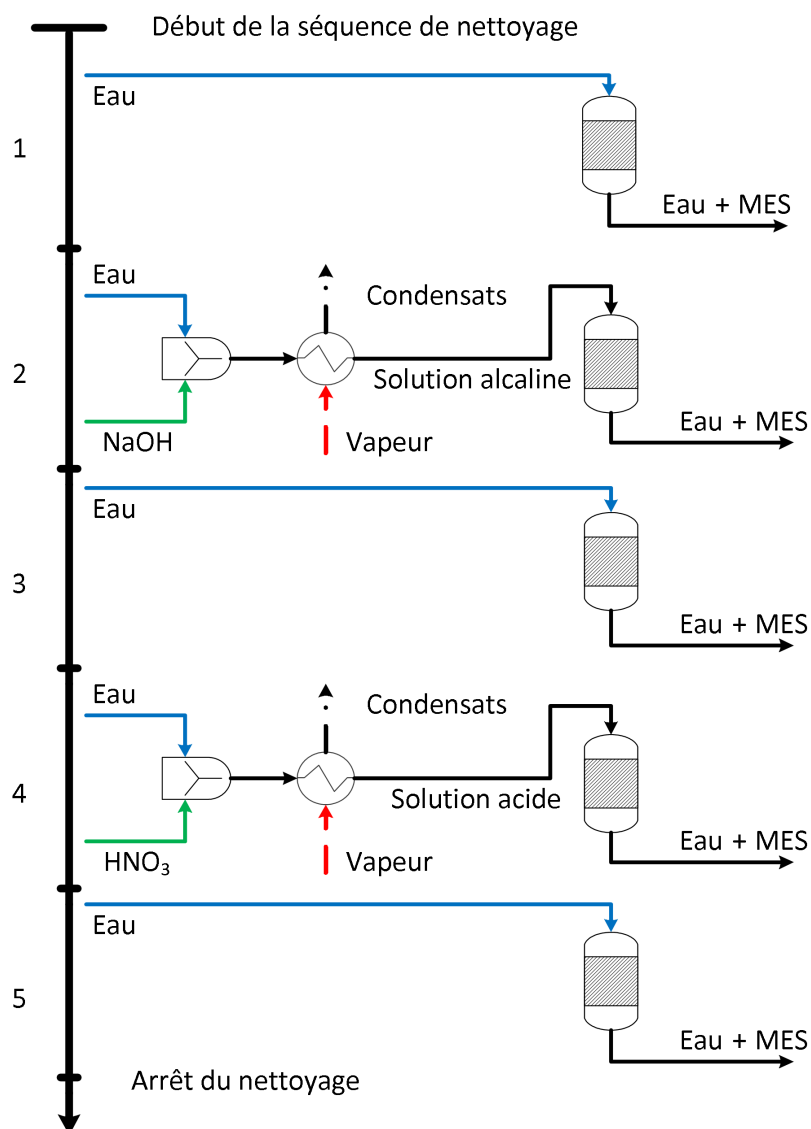


FIGURE II.4.4. – Entrées, sorties et opérations unitaires associées à chaque étape de la séquence de nettoyage de référence retenue pour l'intégration de la phase de nettoyage en place d'un évaporateur. « MES » (Matières En Suspension) représente le produit de la réaction entre le détergent et le dépôt, ou le dépôt retiré par action mécanique seule.

Tableau II.4.2. – Modèles cinétiques d'élimination de dépôt après encrassement d'un équipement de traitement thermique par de la matière laitière. Les modèles permettent de calculer une constante cinétique de nettoyage (en s^{-1}) selon des variables opératoires associées aux solutions de nettoyage.

Référence	Variables du modèle *	Produit traité	Équipement encrassé	Solution de nettoyage
Bird & Fryer (1991)	T	Lait entier	Tube unique en acier inoxydable	Soude
Gallot-Lavallee et al. (1982; 1984)	T, X, v	Lait entier	Tubes de chambrage	Soude
Xin et al. (2002; 2004)	T, μ , Cs, D, km, r	Lactosérum	Tube unique en acier inoxydable	Soude

* T : température; X : concentration en détergent; v : vitesse de circulation du fluide de nettoyage; μ : viscosité de la solution de nettoyage; Cs : concentration de saturation des protéines; D : coefficient de diffusion des protéines; km : coefficient de transfert de masse; r : rayon équivalent des molécules protéiques

dépend que d'une seule variable opératoire (la température), et le modèle de Xin et al. (2002; 2004) a été développé à partir d'expériences avec du lactosérum comme produit encrassant. En comparaison, le modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984) apparaît comme le modèle le plus pertinent (parmi ces trois) pour modéliser le nettoyage de tubes « chauds » encrassés comme dans le cas d'un atelier d'évaporation : ce modèle prend en compte les trois variables opératoires du nettoyage en place (température, concentration, vitesse du fluide et donc débit), et l'encrassement provient du traitement thermique de lait dans l'équipement.

Dans le modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984), la vitesse de nettoyage est définie comme la quantité de dépôt retirée des tubes par unité de temps et de surface encrassée. La réaction considérée entre le dépôt et la solution alcaline se déroule en deux étapes cinétiques, au cours desquelles le dépôt passe par trois états successifs avant d'être mis en suspension et emporté par la solution de nettoyage :

1. L'état initial du dépôt de matière sèche contact avec la solution de nettoyage ;
2. Un composé intermédiaire formé selon une réaction d'ordre 1 dont la vitesse est proportionnelle à la masse de dépôt initial M_0 ;
3. Le composé final est également obtenu par une réaction d'ordre 1 qui consomme le composé intermédiaire à une vitesse proportionnelle à la masse de composé intermédiaire restante.

En utilisant des équations classiques de la cinétique de réaction chimique, la vitesse de formation du composé final peut être écrite comme :

$$r_F = M_0 \times \frac{(\exp(-k_2 \times t) - \exp(-k_1 \times t)) \times k_1 \times k_2}{k_1 - k_2} \quad (II.4.1)$$

où r_F est la vitesse de la réaction de formation du composé final ($kg.m^{-2}.s^{-1}$), M_0 la quantité de dépôt initiale par unité de surface ($kg.m^{-2}$), t le temps de réaction écoulé (s), et k_1 et k_2 les constantes cinétiques (s^{-1}) des réactions de formation des composés intermédiaires et finaux

II.4. Modélisation du nettoyage en place

respectivement. Gallot-Lavallee et al. (1982; 1984) montrent qu'il est possible de considérer l'égalité des deux constantes cinétiques k_1 et k_2 , et la même constante de réaction est alors attribuée à chacune des deux réactions en série. L'expression de la vitesse de formation de composé final est alors :

$$r_F = M_0 \times k \times t \times \exp(-k \times t) \quad (\text{II.4.2})$$

où k est la constante cinétique unique définie par Gallot-Lavallee et al. (1982; 1984). La mise en œuvre de ce modèle nécessite donc la connaissance de la quantité initiale d'encrassement M_0 présent sur les parois des tubes à nettoyer. Comme l'analyse bibliographique l'a montré, il n'y a pas de modèle utilisable pour prédire la quantité de matière sèche du lait qui se dépose sur les parois d'un évaporateur en fonction des conditions opératoires et du temps. En l'absence d'un tel modèle, M_0 doit être estimé expérimentalement ou à partir des données disponible. La détermination de la constante de réaction k intègre les paramètres opératoires de la conduite du nettoyage, et selon Gallot-Lavallee et al. (1982; 1984), k peut s'exprimer en fonction de la température, de la concentration et de la vitesse de circulation de la solution de soude selon l'équation suivante :

$$\log(k) = -1,01 + 0,27 \times A_1 + 0,20 \times A_2 + 0,16 \times A_3 - 0,67 \times M_0 \quad (\text{II.4.3})$$

A_1 , A_2 et A_3 sont les variables réduites correspondant aux paramètres opératoires :

— température :

$$A_1 = (T - 75)/12 \quad (\text{II.4.4})$$

avec T en $^{\circ}\text{C}$;

— concentration :

$$A_2 = (X_{NaOH} - 2)/1,15 \quad (\text{II.4.5})$$

avec X en % massique ;

— vitesse de circulation du fluide de nettoyage :

$$A_3 = (v - 1,1)/0,5 \quad (\text{II.4.6})$$

avec v en m.s^{-1} .

Les autres hypothèses associées au modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984) sont :

- le dépôt est uniformément réparti à la surface des tubes ;
- la vitesse de nettoyage est supposée constante ;
- le dépôt est composé approximativement de 60% de matière protéique, 30% de matière grasse, et 10% de minéraux. En comparaison, Jeurnink et Brinkman (1994) obtiennent une composition du dépôt de 49% de matière protéique, 30% de matière grasse et 21% de minéraux sur un évaporateur. En effet, les conditions opératoires, et notamment la température de la paroi des tubes, diffèrent du traitement thermique mis en œuvre dans l'étude de Gallot-Lavallee et al. (1984), ce qui influe sur la nature de l'encrassement

(Alvarez, 2003). La connaissance de la composition du dépôt permettrait le développement de modèles de nettoyage adaptés à différents encrassements et donc différents équipements.

II.4.2.4. Calcul des inventaires d'une séquence de nettoyage

La séquence de nettoyage dite « de référence » sert à illustrer la prise en compte du NEP dans la démarche d'écoconception. Au vu des connaissances et données disponibles dans la littérature, seule l'étape de nettoyage alcalin (soude) peut être modélisée à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée. Le manque de connaissances sur la cinétique de nettoyage des autres étapes est pallié en fixant leurs conditions opératoires (proposées dans la séquence de nettoyage « de référence »).

II.4.2.4.1. Modélisation du nettoyage

Le modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984) permet de modéliser l'étape de nettoyage alcalin. L'encrassement initial d'un évaporateur est estimé à partir des données de Jeurnink et Brinkman (1994), qui ont étudié l'encrassement d'un évaporateur traitant 2300 l/h de lait entier, sur lequel un total de 10,045 kg de matière sèche laitière s'est déposé après une phase de production de 20 heures. L'évaporateur est constitué de quatre effets dont la surface d'échange n'est pas mentionnée. La masse d'encrassement (kg) déposé sur les parois d'un évaporateur après la phase de production est obtenue par la formule ($\dot{m}_{Lait}$ en l.h⁻¹) :

$$m_0 = 10,045 \times \frac{\dot{m}_{Lait}}{2300} \quad (II.4.7)$$

En divisant m_0 par la surface totale encrassée de l'équipement, l'encrassement initial M_0 par unité de surface est obtenu. La constante cinétique de nettoyage k peut alors être calculée selon le modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984) (équation II.4.3). Une fois k obtenue, le temps $t_{Alcalin}^{Gallot-Lavallee}$ (s) nécessaire au nettoyage « efficace » du dépôt est calculé selon la procédure suivante :

1. Le temps t_{max} (s) pour atteindre la valeur maximale de la vitesse de nettoyage est :

$$t_{max} = \frac{1}{k} \quad (II.4.8)$$

2. Le nettoyage est considéré comme « efficace » lorsque la vitesse de réaction a atteint, après un pic à sa valeur maximale, une valeur de 2% de cette valeur maximale. Cette valeur de 2% pour déterminer le temps de nettoyage efficace est définie dans les travaux de Bird et Fryer (1991 ; Bird, 1992). Le temps pour atteindre une vitesse de nettoyage égale à 2% de sa valeur maximale est :

$$t_{Alcalin}^{Gallot-Lavallee} = t_{max} - \frac{\ln(0,02)}{k} \quad (II.4.9)$$

II.4. Modélisation du nettoyage en place

Dans le modèle Gallot-Lavallee et al. (1984), le temps calculé est le temps de nettoyage efficace de l'équipement utilisé pour le développement de ce modèle (Gallot-Lavallee et al., 1984), c'est-à-dire des tubes qui liés bout à bout forment un tube unique d'une longueur de 3 m. Les dimensions des évaporateurs étudiés diffèrent, par exemple dans les évaporateurs industriels où la longueur de tube encrassé est largement supérieure à 3 m ; une correction est donc nécessaire pour tenir compte du plus long temps de séjour des fluides de nettoyage dans les évaporateurs. En assimilant l'évaporateur encrassé à un unique tube, le facteur de correction est alors le rapport adimensionnel f :

$$f = \frac{L_{\text{Tube Equipement}}}{3} \quad (\text{II.4.10})$$

où $L_{\text{Tube Equipement}}$ (m) est la longueur de tube « équivalente » dans laquelle circulent les fluides de nettoyage de l'évaporateur.

L'étape de nettoyage alcalin ne permet pas de retirer la totalité du dépôt qui encrasse l'équipement ; la masse d'encrassement retirée par la soude est calculée selon :

$$M_F(t) = M_0 \times (1 - \exp(-k \times t) - k \times t \times \exp(-k \times t)) \quad (\text{II.4.11})$$

M_F est la masse de composé final formée par unité de surface (kg.m^{-2}). Au temps $t_{\text{Alcalin}}^{\text{Gallot-Lavallee}}$, la masse totale retirée est :

$$m(t_{\text{Alcalin}}^{\text{Gallot-Lavallee}}) = M_F(t_{\text{Alcalin}}^{\text{Gallot-Lavallee}}) \times S_{\text{Equipement}} \quad (\text{II.4.12})$$

où $S_{\text{Equipement}}$ (m^2) est la surface totale en contact avec le produit de l'équipement encrassé. Le reste du dépôt est considéré comme entièrement retiré par l'étape de nettoyage acide, tandis les étapes de rinçage ne retirent pas d'encrassement (égalité des débits en entrée et en sortie de l'équipement).

II.4.2.4.2. Calcul des inventaires de la centrale NEP

Les consommations en eau et détergent de la centrale NEP (entrées) dépendent des conditions opératoires requises par la séquence de nettoyage d'une part, et de la durée de chaque étape d'autre part. Dans le cas des étapes 1, 3, 4 et 5 (figure II.4.4) la durée est fixe, tandis que dans le cas de l'étape 2 de nettoyage alcalin, la durée est calculée à l'aide du modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984), en remplacement de la valeur fixe de la séquence « de référence ».

Lorsqu'une étape requiert une solution chauffée, le débit enthalpique Q_{Solution} (MJ.h^{-1}) qui doit être transféré à la solution est calculé selon la formule suivante :

$$Q_{\text{Solution}} = \dot{m}_{\text{Solution}} \times \int_{T_1}^{T_2} C_{p\text{Solution}}(T, X_i) \times dT \quad (\text{II.4.13})$$

où $\dot{m}_{\text{Solution}}$ est le débit de solution (kg.h^{-1}), $C_{p\text{Solution}}(T, X_i)$ la capacité thermique

(MJ.kg⁻¹.°C⁻¹) de la solution à la température T et à la concentration X_i (kg.kg⁻¹) en détergent i , T1 la température de stockage (°C), et T2 la température de conduite du nettoyage (°C).

Pour le calcul de la capacité thermique de la solution de soude, une corrélation empirique dépendant de la température et de la concentration a été établie à partir de la régression de données obtenues avec le logiciel Aspen Plus (Aspen Technology, 2011a) :

$$Cp_{Alcaline}(X_{NaOH}, T) = 3228,49 - 4444,73 \times X_{NaOH} + 16,04 \times T \quad (II.4.14)$$

où $Cp_{Alcaline}$ est en J.kg⁻¹.°C⁻¹, X_{NaOH} est la fraction massique de soude, et T la température en Kelvin. De même pour la solution d'acide nitrique, la corrélation pour le calcul de la capacité thermique est la suivante :

$$Cp_{Acide}(X_{HNO_3}, T) = 3190,06 - 3293,52 \times X_{HNO_3} + 16,16 \times T \quad (II.4.15)$$

Le débit de vapeur (kg.h⁻¹) nécessaire pour fournir l'énergie $Q_{Solution}$ est calculé à partir de la chaleur latente de vaporisation de l'eau ($\Delta H_{H_2O}^{Vap}$ en J.kg⁻¹) à la pression de vapeur qui alimente l'échangeur, considérée à saturation, et avec une efficacité énergétique de l'échangeur de 80% :

$$\dot{m}_{Vapeur} = \frac{Q_{Solution}}{0,8 \times \Delta H_{H_2O}^{Vap} \times 10^{-6}} \quad (II.4.16)$$

II.4.3. Calcul des inventaires pour une séquence de nettoyage complète d'un évaporateur encrassé par du lait écrémé

L'approche de modélisation du nettoyage développée dans ce travail permet de calculer les inventaires de la phase de nettoyage d'un évaporateur en fonction des paramètres de conduite du NEP. L'influence des paramètres de conduite sur ces inventaires (consommation de détergents, de vapeur, émission d'eaux usées...) est étudiée en appliquant l'approche à la séquence de nettoyage de référence (tableau II.4.1 et figure II.4.4). Les inventaires sont d'abord calculés sans utilisation du modèle cinétique de nettoyage alcalin, puis en calculant la durée effective de nettoyage alcalin selon ce même modèle. Pour l'application numérique des calculs, le procédé d'évaporation d'Entremont Quimper décrit précédemment (cf. section II.1.5) est utilisé. Le procédé traite 19 500 l.h⁻¹ soit environ 20 000 kg.h⁻¹ de lait écrémé en entrée, avec un évaporateur tubulaire à flot tombant, constitué de quatre effets dont les calandres contiennent des tubes de 10 m de longueur et de 49 mm de diamètre. Le reste de l'équipement, associé à l'évaporateur et nettoyé pendant la phase de nettoyage en place (canalisations, préchauffeurs, séparateurs...), représente une longueur de tube de 20 m, dans lequel circule le lait. Les paramètres de calcul sont présentés dans le tableau II.4.3.

Les inventaires (eau, énergie, vapeur, détergent, eaux usées) peuvent être déterminés soit en

Tableau 11.4.3. – Paramètres utilisés pour la prédiction des inventaires du NEP de l'évaporateur LAG3

Débit des solutions de nettoyage	26 000 kg.h ⁻¹ *
Masse de dépôt sur l'équipement (m_0)	85,164 kg
Surface totale encrassée	1 400 m ²
M_0	0,061 kg.m ⁻²
Facteur de correction de la durée (f)	20

* Soit 30% de plus que le débit en phase de production, ce qui correspond à une pratique industrielle courante (Colin, TGE S.A.S., communication personnelle).

considérant les bilans de l'étape 2 de la séquence de nettoyage figés, car définis par des conditions opératoires constantes avec une durée de 30 min imposée par la séquence de référence, soit en calculant la durée de l'étape en fonction des conditions opératoires à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée et al. (1984) (tableau 11.4.1). Le tableau 11.4.4 rassemble les résultats de calcul des entrées et sorties de chaque étape de la séquence de nettoyage de référence selon les 2 modes de calcul.

Les inventaires de la séquence de nettoyage sans modèle montrent que les étapes de nettoyage alcalin et acide sont les plus consommatrices d'eau et d'énergie, car leur durée est plus longue que celle des étapes de rinçage, et les solutions de détergent nécessitent un chauffage. L'utilisation du modèle prédit une diminution de 16% des consommations, la part la plus importante de ces consommations incombant toujours aux étapes de nettoyage alcalin et acide. Cette diminution provient de la prédiction d'une réduction de 16% de la durée de nettoyage alcalin efficace par le modèle cinétique de Gallot-Lavallée et al. (1984). Une durée de nettoyage raisonnée sur la base de l'élimination totale du dépôt, et non d'une temporisation excessive, permet de faire des économies importantes du fait de la baisse des consommations d'eau, d'énergie et de détergent.

L'utilisation d'un modèle pour des études d'écoconception est clairement soulignée : plutôt que de surestimer les quantités d'eau, de détergent et d'énergie requises, le modèle permet de déterminer la durée nécessaire à un nettoyage effectif. Cela ouvre la voie à une optimisation de la phase de nettoyage, et en conséquence à une optimisation de l'atelier de production ou de l'usine dans son ensemble.

Cependant, l'utilisation du modèle requiert des informations qui peuvent être difficiles à obtenir sur une installation industrielle, ou impossibles à prédire correctement au vu des connaissances actuelles : la quantité d'encrassement en particulier est difficile à connaître, car d'une part il n'existe pas actuellement de modèle fiable de prédiction de la quantité de dépôt sur les parois d'un évaporateur en fonction des conditions opératoires de la phase de production, et d'autre part il est notoire que l'encrassement varie d'une phase de production à l'autre, même à conditions opératoires et produit semblables.

Tableau II.4.4. – Consommations, quantité d'encrassement retiré et eaux usées émises par chaque étape de la séquence de nettoyage de référence (cf. tableau II.4.1).

Etape n°	Consommation d'eau (kg)	Consommation de détergent (kg)	Quantité d'énergie requise (MJ)	Quantité de vapeur requise (kg)	Encrassement retiré (kg)	Eaux usées émises (kg)
1	8 667	0	0	0	0,0	8 667
2	12 805	195	3 029	1 775	81,8	13 082
2 *	10 730	163	2 303	1 349	81,5	10 975
3	6 500	0	0	0	0,0	6 500
4	12 740	260	2 182	1 278	3,4	13 004
4 *	12 740	260	2 182	1 278	3,8	13 004
5	6 500	0	0	0	0,0	6 500

* Résultats obtenus par l'utilisation du modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984)

II.4.4. Synthèse

Une approche combinant intégration de pratiques industrielles et modélisation est utilisée pour calculer les inventaires de la phase de nettoyage des évaporateurs, et les intégrer à la démarche d'écoconception. Cette approche, en faisant appel au modèle empirique de Gallot-Lavallee et al. (1984) pour déterminer la durée de nettoyage alcalin efficace, permet d'établir de manière raisonnée la durée nécessaire à l'élimination de l'encrassement, en réalisant des économies par rapport aux pratiques courantes qui surestiment la durée et donc les consommations nécessaires.

Idéalement, un modèle de cinétique de nettoyage pour un détergent donné serait dépendant non seulement des conditions opératoires, mais également du type d'écoulement du nettoyage (donc de la géométrie de l'équipement) et de la nature du dépôt. Le développement de tels modèles suppose entre autres une compréhension approfondie des mécanismes de nettoyage, de la composition du dépôt, et de l'efficacité d'une solution de nettoyage.

L'application de l'écoconception serait ainsi facilitée par ces modèles, qui permettraient d'intégrer pleinement la contribution du nettoyage à l'impact et à la rentabilité du procédé étudié.

Conclusion de la partie II

Dans cette partie, des outils de modélisation et simulation ont été adaptés ou développés dans le but de calculer les inventaires du procédé d'évaporation en phase de production comme en phase de nettoyage :

- quatre procédés d'évaporation de référence, dont les dimensions et conditions opératoires sont connues, servent à développer et valider les modèles de procédé ;
- le simulateur de procédés Aspen Plus a été adapté à la modélisation et la simulation de l'évaporation du lait dans des évaporateurs à flot tombant :
 - des modèles de propriétés du lait ont été sélectionnés dans la littérature pour décrire le comportement du produit pendant l'évaporation ;
 - des modèles de coefficient d'échange côté produit permettent de simuler les évaporateurs à flot tombant ;
- un outil simplifié de calcul des inventaires de la phase de production, basé sur la modélisation d'une des étapes de la séquence de nettoyage du procédé, a été développé. Cet outil a permis notamment de montrer comment un modèle empirique de cinétique de nettoyage permettait de réduire la durée de nettoyage en comparaison des pratiques industrielles.

Ces apports méthodologiques conséquents soulignent le manque d'outils adaptés pour mettre en pratique l'écoconception des procédés d'évaporation du lait. Des progrès restent ainsi à faire sur la modélisation des propriétés du produit, des évaporateurs à flot tombant, et des cinétiques de nettoyage. Ces outils de calcul des inventaires du procédés d'évaporation doivent être complétés par d'autres outils et méthodes pour écoconcevoir le procédé d'évaporation : prendre en compte la production d'énergie pour le procédé, calculer des critères d'impact environnemental et de rentabilité du procédé d'évaporation, déterminer le meilleur compromis parmi différentes alternatives, et optimiser le procédé selon plusieurs critères.

Troisième partie

Description du cadre méthodologique et exploitation de la démarche

Résumé

La modélisation du procédé tant en phase de production que de nettoyage a fait l'objet de la partie II. Deux outils de simulation ont été développés pour le cadre méthodologique d'écoconception : l'un pour le procédé d'évaporation du lait en phase de production, et l'autre pour une représentation simplifiée de l'équipement encrassé et de la centrale de nettoyage pendant la phase de nettoyage en place (figure III.1.1).

Dans le but de mettre en œuvre et montrer les potentialités de ces outils de modélisation dans un cadre méthodologique d'écoconception, la partie III de cette thèse a deux finalités :

- présenter dans un premier temps les méthodes et outils nécessaires (figure III.1.1) (chapitre III.1) :*
 - pour la réalisation de l'inventaire complet des entrées et sorties du système considéré (énergie, eau, matière première. . .) ;*
 - pour la définition des fonctions objectifs (critères) retenues lors de la phase d'optimisation impliquant des impacts environnementaux et des indicateurs économiques ;*
 - pour l'optimisation et l'aide à la décision multicritère.*
- illustrer, dans un second temps, les potentialités de la démarche proposée dans le cas de l'écoconception d'un procédé d'évaporation de lait (chapitre III.2) à travers trois études :*
 - l'analyse multicritère de trois solutions de conception d'un procédé d'évaporation ;*
 - le choix de la nature du combustible en vue de la production d'énergie sur site ;*
 - la recherche, par optimisation multiobjectif, de la conduite opératoire optimale du NEP.*

III.1. Description du cadre méthodologique

Ce chapitre vise à présenter les outils et méthodes permettant de compléter l'inventaire avec la production d'énergie, de définir les fonctions objectif pour l'optimisation et de présenter les outils d'optimisation et d'aide à la décision retenus (figure III.1.1).

III.1.1. Introduction

La modélisation du procédé en phase de production et la modélisation partielle (simplifiée) de la phase de nettoyage, proposées en partie II, permettent de quantifier les flux de matière entrant et sortant du système : produit en entrée et produit concentré, consommation de vapeur, d'eau et de détergents... Afin de réaliser un inventaire plus complet des entrées et sorties du système considéré, les consommations nécessaires à la production d'énergie pour le procédé et les émissions associées doivent être calculées. Pour cela, un simulateur spécialisé est utilisé pour modéliser la centrale de production d'énergie sur site (figure III.1.1). Les consommations (entrées) pour la production d'énergie (combustible en particulier) et les émissions (sorties) peuvent ainsi être quantifiées en fonction de la demande énergétique du procédé.

A partir de ces inventaires, des critères environnementaux et économiques sont déterminés pour l'analyse des solutions de conception du procédé étudiées (production et nettoyage inclus). L'analyse environnementale permet de quantifier les impacts liés d'une part aux entrées du système (production et transport du combustible par exemple) et d'autre part aux émissions des phases de production et de nettoyage ; ces impacts serviront de base au calcul de critères environnementaux. En parallèle, l'analyse des coûts et recettes permet de calculer des critères de rentabilité économique du procédé

La figure III.1.2 fournit une vision globale de la mise en œuvre du cadre méthodologique appliqué à l'atelier de concentration par évaporation de lait écrémé (l'étape finale de séchage n'est pas considérée dans l'étude). L'inventaire des entrées et sorties du système est caractérisé à l'aide d'outils spécifiques, certains décrits en partie II, d'autres faisant l'objet de ce chapitre. Les critères d'analyse multicritère et/ou d'optimisation sont calculés à l'aide des méthodes décrites dans ce chapitre :

Traitement thermique et évaporation (voir II.2 et II.3) Ces opérations sont modélisées à l'aide du simulateur Aspen Plus adapté dans ce travail pour la phase de concentration du lait (chapitre II.3).

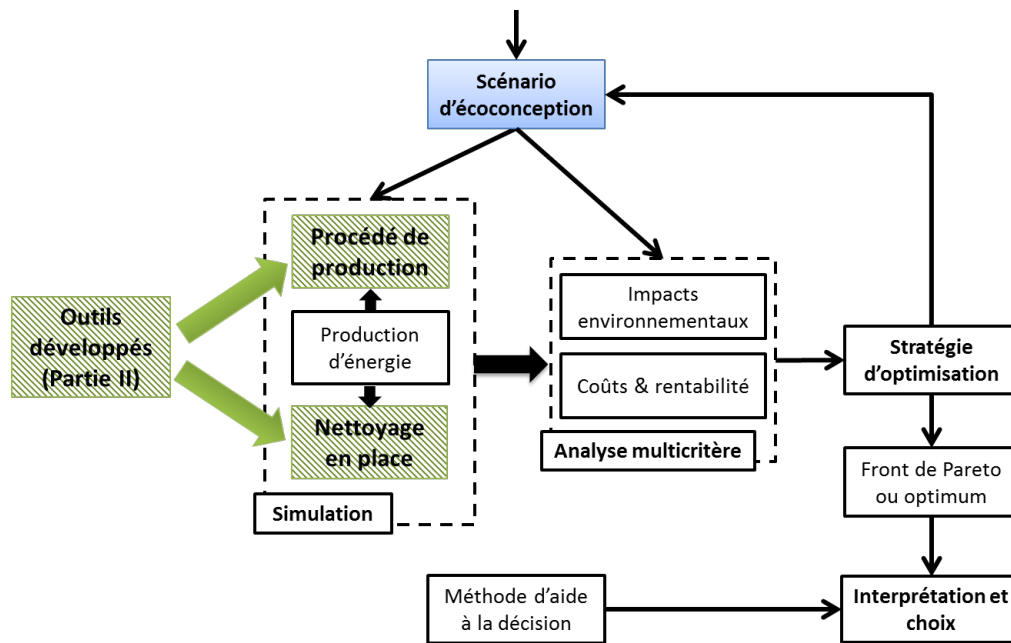


FIGURE III.1.1. – Schéma de principe du cadre méthodologique d'écoconception développé dans ce travail. Les éléments construits dans la partie II de ce manuscrit sont distingués par des blocs hachurés.

Nettoyage en place (voir II.4) La phase de NEP est modélisée à l'aide de l'outil développé dans ce travail (chapitre II.4).

Production d'énergie (voir III.1.2) Les ressources nécessaires à la production de vapeur et les rejets associés sont quantifiés par la modélisation du système de production d'énergie (voir III.1.2). Sur les sites de production industrielle, l'usine est généralement équipée de sa propre centrale de production d'énergie pour produire la vapeur nécessaire au fonctionnement du procédé et l'énergie nécessaire aux tâches auxiliaires (nettoyage, bâtiment administratif, salle de contrôle, stockage, etc.).

Impacts environnementaux (voir III.1.3) Les impacts environnementaux sont générés lors de la phase d'extraction et de production des matières premières (produits en entrée de procédé soit lait, eau, ...), et lors de la production d'énergie nécessaire au fonctionnement du procédé d'évaporation. Les impacts environnementaux sont issus d'une analyse de type « cradle to gate » (« du berceau à la porte »), qui comprend l'impact de la production de l'énergie et des matières premières utilisées consommées par le procédé, mais non celui du ou des produits en sortie de procédé ou d'usine. Il s'agit donc ici de procéder à une analyse environnementale du procédé et non d'une analyse de cycle de vie complète. L'impact du séchage final du concentré et celui de la poudre de lait (transport notamment jusqu'au lieu de consommation) ne sont pas pris en compte dans cette étude.

Coûts et recettes (voir III.1.4) L'évaluation économique du procédé consiste à étudier la rentabilité du procédé. Elle prend notamment en compte l'estimation du coût d'investissement et des coûts variables. Les coûts variables comprennent le coût d'achat des matières premières (lait et produits pour les étapes de nettoyage), le coût des utilités

III.1. Description du cadre méthodologique

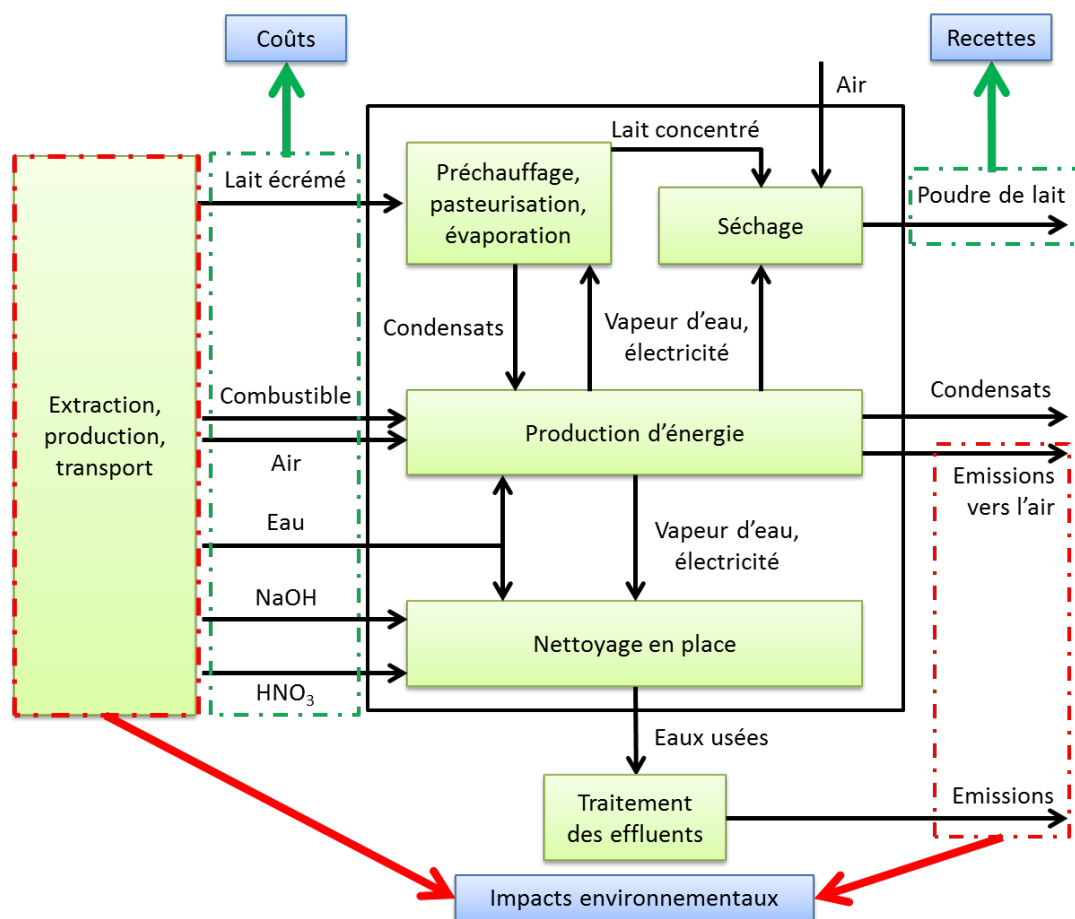


FIGURE III.1.2. – Système étudié pour le développement et la mise en œuvre du cadre méthodologique d'écoconception ; les flux inclus dans l'analyse environnementale sont entourés d'un encadré rouge et les flux inclus dans l'analyse économique sont entourés de vert

(eau, combustible, électricité), le coût de traitement des eaux usées, et le coût de la main-d'œuvre. Les recettes sont estimées à partir du prix de vente de la poudre de lait, même si le séchage n'est pas inclus dans le système.

Une fois les critères/objectifs définis, l'écoconception du procédé est réalisée soit par une comparaison de scénarios, soit par optimisation multiobjectif, couplée à une méthode d'aide à la décision. La figure III.1.3 explique la mise en œuvre de ces deux méthodes d'écoconception :

- Dans le cas où plusieurs solutions de conception du procédé sont proposées, l'inventaire de leurs entrées et sorties peut être réalisé, et pour chaque scénario les critères sont calculés. La comparaison de ces critères peut soit révéler un scénario meilleur que les autres, soit nécessiter un classement des scénarios à l'aide d'une méthode d'aide à la décision multicritère.
- La conception d'un procédé requiert la détermination de l'inventaire des entrées et sorties en fonction de variables de conception continues (débits, conditions opératoires, surface d'échange...) et/ou discrètes (nombre d'effets d'un évaporateur, choix de technologie...). La combinaison de ces variables donne donc lieu à un ensemble de solutions possibles et en conséquence un ensemble d'inventaires, qui sont chacun analysés selon les critères

III.1. Description du cadre méthodologique

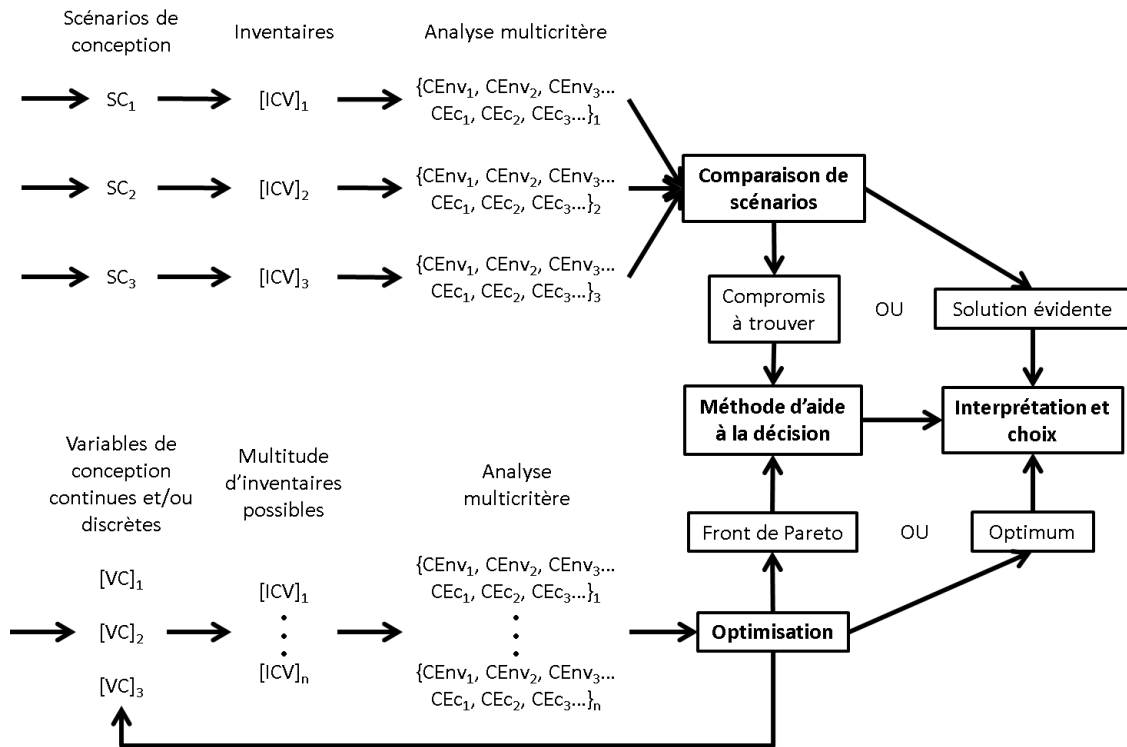


FIGURE III.1.3. – Méthodes d'écoconception proposées dans le cadre méthodologique développé dans ce travail. SC = scénario de conception ; ICV = Inventaire de Cycle de Vie ; CEnv_i = Critère Environnemental « i » ; CEC_i = Critère Economique « i »

environnementaux et économiques choisis pour l'étude. Un algorithme d'optimisation multiobjectif est retenu pour rechercher une solution optimale selon des objectifs antagonistes. Pour choisir une solution de compromis, une méthode d'aide à la décision est ensuite utilisée pour distinguer les solutions du front de Pareto.

Un algorithme génétique est utilisé pour l'optimisation multiobjectif, et une méthode mathématique d'analyse multicritère permet de déterminer le meilleur compromis selon un ensemble de critères (voir III.1.5) qui peut être plus large que l'ensemble des critères pris en compte pour la phase d'optimisation..

III.1.2. Calcul des inventaires de la centrale de production d'énergie

Pour intégrer les consommations et émissions induites par la production d'énergie dans l'écoconception globale du procédé, les inventaires de la production d'énergie sont calculés à l'aide d'un simulateur dédié. La centrale de production d'énergie considérée alimente un réseau de vapeur qui apporte l'énergie nécessaire au fonctionnement du procédé (évaporateur, pasteurisateur, chauffage des solutions de nettoyage...).

III.1.2.1. Le simulateur Ariane

L'outil de simulation Ariane (ProSim S.A.) utilisé lors de travaux précédents (Morales-Mendoza, 2013; Ouattara, 2011; Ouattara *et al.*, 2012) a été retenu ici pour calculer les consommations (eau, combustible, électricité) et les émissions dues à la combustion (dioxyde de carbone, oxydes d'azote, etc.) d'une centrale en fonction de la demande énergétique d'une usine ou d'un procédé en particulier. Il est ainsi possible de spécifier chaque équipement producteur d'énergie (chaudière ou turbine de cogénération par exemple) avec ses paramètres de fonctionnement (rendement thermique, pression, etc.) au sein de la centrale, pour simuler l'alimentation de différents réseaux de vapeur ou d'eau chaude utilisés par le procédé. De plus, l'interopérabilité entre Ariane et d'autres outils permet de piloter le logiciel et d'en extraire les résultats de simulation (consommation de combustible, débits d'émissions...) pour les traiter sur une interface différente, par exemple un classeur Microsoft Excel®[®], de manière automatisée ; il est ainsi possible de créer un classeur Excel®[®] lié à un modèle Ariane, à partir duquel tous les paramètres des modèles constituant la centrale (chaudière, réseau, combustible...) sont accessibles.

Un modèle de la combustion de la source d'énergie primaire est intégré pour calculer la composition des fumées, qui est caractérisée par 8 composés : CO₂, H₂O, O₂, N₂, CO, NO_x, SO₂, Poussières. Les débits de ces composés obtenus par simulation permettent de calculer l'inventaire des émissions directes de la production d'énergie. Il faut cependant spécifier au préalable un facteur d'émissions NO_x, un ratio de quantité de monoxyde de carbone émise par quantité de CO₂ (CO/CO₂) et un facteur d'émission des poussières pour qu'Ariane puisse calculer la composition des fumées de combustion. Ces paramètres dépendent du combustible et de l'équipement dans lequel il est consommé, et peuvent être obtenus dans la littérature ou par des relevés directs sur site.

Outre les modèles thermodynamiques pour l'eau et la vapeur, le logiciel Ariane comporte par défaut les bases de données des propriétés de plusieurs combustibles (fioul lourd et gaz naturel en particulier) et des modèles de réaction de combustion nécessaires pour déterminer la composition des fumées. Dans ce travail, les « plaquettes de bois » ont été rajoutées comme combustible supplémentaire dans la base de données du logiciel, suivant la démarche décrite en annexe E. Les plaquettes de bois ont été retenues comme combustible représentatif de l'utilisation de biomasse, car elles constituent, avec les bûches, l'un des principaux produits utilisés pour de l'énergie à partir du bois (Deglise et Donnot, 2004).

III.1.2.2. Modèle de centrale

Une centrale produisant de la vapeur avec une chaudière mono-combustible a été modélisée dans Ariane, basée sur les représentations courantes d'un système de production de vapeur (figure III.1.4). Plus précisément, le modèle de centrale (figure III.1.5) inclut un modèle de chaudière mono-combustible, un dégazeur et un réseau de vapeur qui alimente le procédé. L'alimentation de l'atelier consommateur de vapeur est représentée par des « réseaux » (qui

III.1. Description du cadre méthodologique

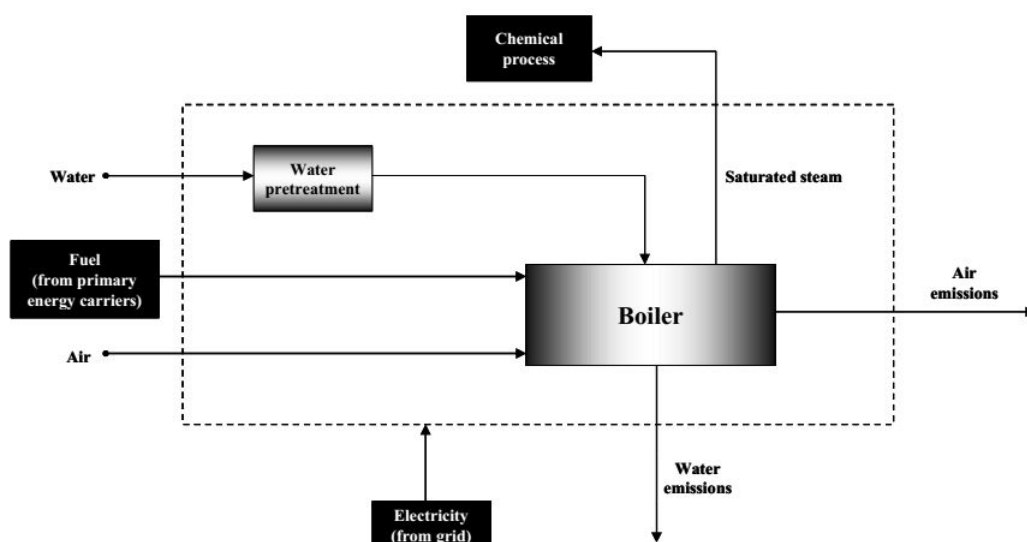


FIGURE III.1.4. – Courants entrant et sortant d'un système de production de vapeur (Jiménez-González et Constable, 2011)

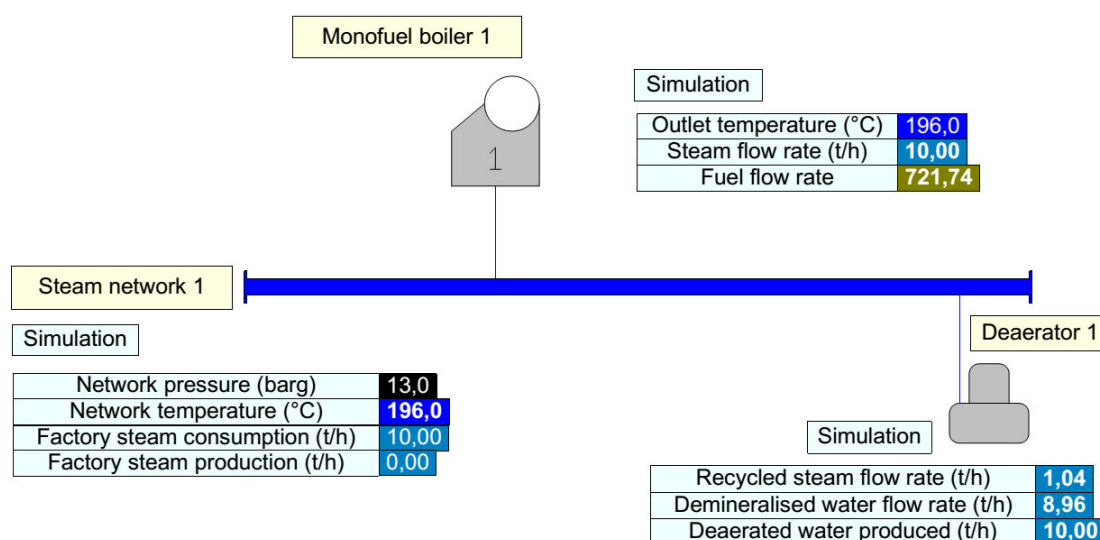


FIGURE III.1.5. – Schéma de procédé de la centrale à chaudière mono-combustible modélisée dans Ariane

peuvent être de la vapeur, de l'eau chaude ou du combustible), pour lesquels les conditions opératoires (pression notamment) doivent être précisées. Le dégazeur fournit l'eau (eau déminéralisée et/ou condensats de vapeur recyclés) à la chaudière pour la production de vapeur. Ce modèle de centrale de production d'énergie offre l'avantage de prédire la consommation de combustible de la chaudière en fonction d'une demande en vapeur spécifiée et selon la nature du combustible sélectionné. La chaudière retenue est supposée suffisamment flexible pour s'adapter à différents types de combustible, et l'équipement est adapté à chaque combustible selon ses caractéristiques (bruleur, mise en pression, système d'alimentation...). L'alimentation en électricité du procédé est supposée assurée par le réseau électrique national. Le simulateur Ariane est ainsi intégré au cadre méthodologique pour calculer l'inventaire des émissions directes générées par la production d'énergie, nécessaire pour compléter l'analyse environnementale.

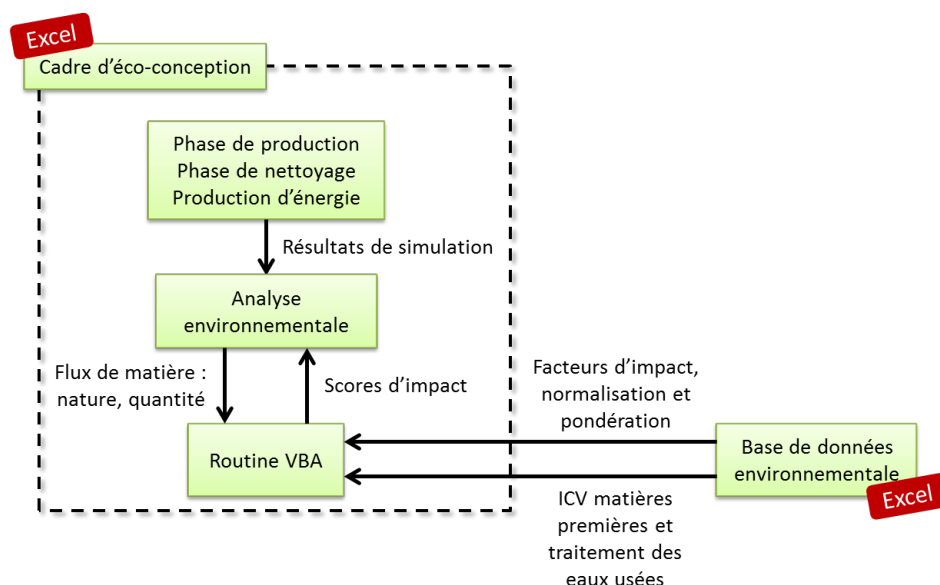


FIGURE III.1.6. – Principe de l'implémentation de l'analyse environnementale dans le cadre d'écoconception développé dans ce travail

III.1.3. Evaluation des impacts environnementaux

III.1.3.1. Détermination de l'impact environnemental

Afin de déterminer les indicateurs environnementaux qui permettront de construire les critères environnementaux au sein de la boucle d'optimisation, la méthode de l'Analyse du Cycle de Vie, ACV a été retenue. Cette méthode permet d'évaluer l'impact du procédé sur l'ensemble de son cycle de vie (ou selon les bornes définies par l'étude) et selon des dommages causés aussi bien aux écosystèmes qu'à l'homme. Le traitement des données d'inventaire est réalisé soit selon la méthodologie « ReCiPe Endpoint » soit selon la méthodologie « Impact 2002+ ». Ces deux méthodologies ont en commun d'évaluer l'impact environnemental à la fois selon des catégories de problèmes intermédiaires (« mid-point ») ou selon des catégories de dommages (« end-point ») mais comportent également des différences entre la nature des indicateurs retenus, certains pouvant s'avérer plus pertinents selon le cas d'étude. Ces aspects sont abordés dans le paragraphe III.1.3.2.

L'impact environnemental des flux entrants et sortants est donc évalué selon ces deux méthodes (figure III.1.6) : les flux d'émission et de consommation sont extraits des différentes simulations (production, nettoyage, production d'énergie), et une routine en langage VBA extrait d'une base de données les inventaires de Cycle de Vie (ICV) et les facteurs d'impact correspondants ; les scores d'impact en fonction de la méthodologie d'ACV sélectionnée sont alors calculés.

III.1.3.2. Méthodologies d'analyse des ICV

III.1.3.2.1. ReCiPe Endpoint

ReCiPe 2008 est une méthodologie d'analyse de l'inventaire du cycle de vie basée à la fois sur les méthodologies Eco-Indicator 99 et CML : l'une évalue l'impact environnemental selon des indicateurs intermédiaires (« Midpoint »), la seconde selon des indicateurs de dommages (« Endpoint ») ; ReCiPe permet ainsi d'évaluer l'impact environnemental selon les approches Midpoint et Endpoint (Acero *et al.*, 2014), dans les catégories intermédiaires et de dommages présentées figure III.1.7. La méthodologie ReCiPe offre plusieurs avantages :

- C'est une méthodologie complète, car elle dispose d'un nombre exhaustif de catégories permettant de prendre en compte les différents problèmes que peut causer une substance nocive (Midpoint) et les dommages occasionnés sur l'environnement comme sur l'homme (Endpoint) en comparaison d'autres méthodologies (Institute for Environment and Sustainability, 2010) ; elle comporte en particulier une catégorie Midpoint « Water depletion » pour traduire l'épuisement des ressources en eau.
- Ses catégories intermédiaires et de dommages sont « harmonisées », c'est-à-dire qu'à un indicateur intermédiaire est associé un ou plusieurs indicateurs de dommages (Goedkoop *et al.*, 2013) ; cependant, certaines catégories Midpoint n'ont pas de catégorie Endpoint correspondante, comme « Water depletion » et « Marine eutrophication », car les dommages causés par ces problèmes n'ont pas été encore modélisés, et ne peuvent donc pas être intégrés dans une analyse Endpoint.
- ReCiPe évalue les dommages du changement climatique en termes d'impact sur l'environnement et la santé humaine, ce qui permet de réduire le nombre de catégories de dommages à trois : santé humaine, écosystèmes et ressources (« Human health », « Ecosystems », « Resources »). Les unités de dommage correspondantes sont respectivement le DALY (« Disability Adjusted Life Years » ou années de vie perdues), le PDF.m².yr (« Potentially Disappeared Fraction of species over one square meter and a year » ou fraction d'espèce disparue sur un m² durant une année), et le MJ (soit l'énergie supplémentaire nécessaire pour extraire une ressource du fait de sa raréfaction).
- Enfin, le calcul de l'impact environnemental Endpoint d'une substance peut être calculé directement en lui attribuant un facteur qui traduit l'impact en unités de dommages (DALY, PDF.m².yr ou MJ) dans une catégorie de problème. Par exemple, 1 kg de dioxyde de carbone représente un impact de $1,4 \cdot 10^{-6}$ DALY dans la catégorie de dommages « Human Health » et $7,9 \cdot 10^{-9}$ PDF.m².yr dans la catégorie de dommages « Ecosystems ».

Une particularité de ReCiPe est son utilisation de trois scénarios pour la caractérisation des dommages, c'est-à-dire la normalisation et la pondération des scores dans les catégories intermédiaires pour les agréger dans les catégories de dommages (Goedkoop *et al.*, 2013; Thériault, 2011) :

- Egalitaire (« Egalitarian »), qui considère un impact à long terme (500 ans), et accorde donc une plus grande importance à l'environnement ;

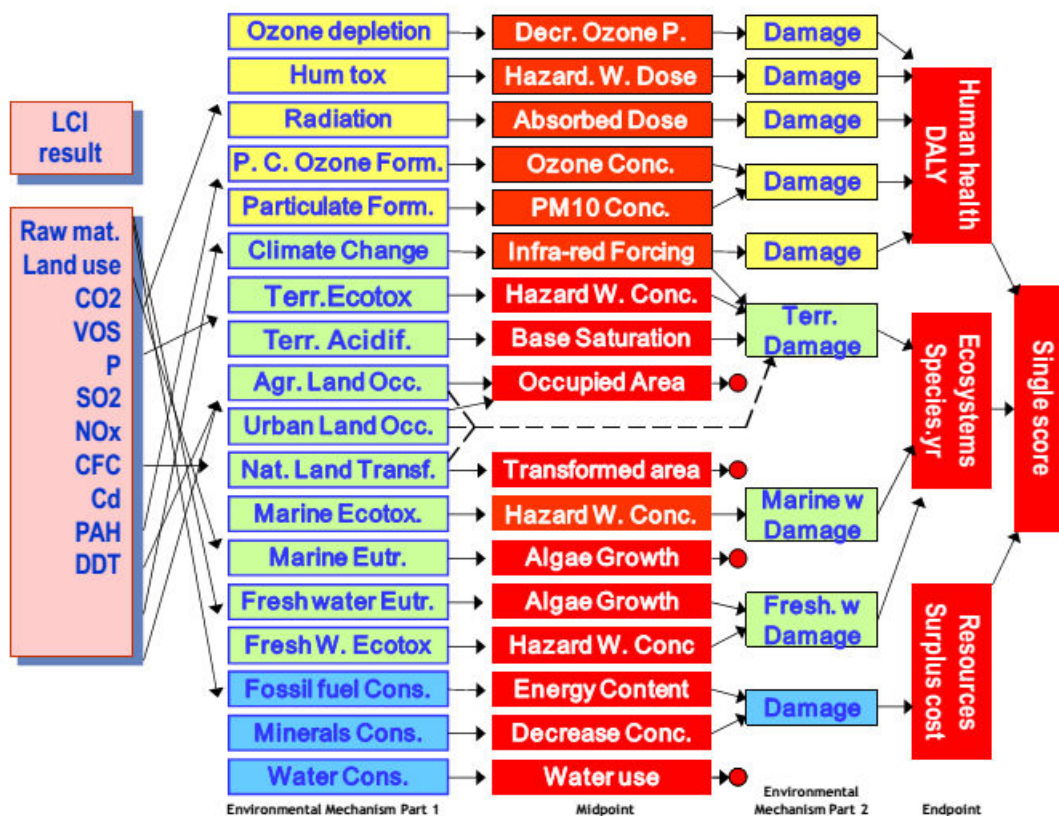


FIGURE III.1.7. – Relation entre l'inventaire de cycle de vie (« LCI results »), les catégories orientées problèmes ou intermédiaires (« Midpoint ») et orientées dommages (« Endpoint ») pour la méthodologie d'analyse des ICV « ReCiPe 2008 » (Goedkoop et al., 2013)

III.1. Description du cadre méthodologique

- Individualiste (« Individualist »), qui considère un impact à court terme (20 ans), et par conséquent est le moins favorable à l'environnement ;
- Hiérarchiste (« Hierarchist »), qui est destiné à trouver un équilibre entre les deux premiers scénarios, avec une période de temps communément utilisée de 100 ans.

La valeur des facteurs de normalisation et de pondération du score de dommages est différente selon le scénario, et il est possible de choisir pour l'étude parmi quatre facteurs régionaux : la méthode dispose de facteur de normalisation du score d'impact pour les régions « monde » et « Europe », et pour chaque région il est possible de choisir entre deux jeux de facteurs de pondération pour agréger les scores d'impact en un score unique. Ces facteurs de pondération sont soit les facteurs de pondération moyens notés « A », communs à toutes les régions et tous les scénarios, et les facteurs propres à chaque scénario référencés par la première lettre de chaque scénario ; ainsi, « E/A » correspond au scénario égalitaire avec les facteurs de pondération moyens (« A »), et « E/E » correspond au scénario égalitaire avec les facteurs de pondération de la perspective égalitaire (« E »). Parmi les scénarios et facteurs disponibles, le scénario hiérarchiste est le scénario par défaut, et les facteurs de normalisation pour l'Europe avec les facteurs de pondération moyens (« Europe H/A ») sont recommandés (Goedkoop *et al.*, 2013).

Le scénario hiérarchiste, pour la région Europe avec les facteurs de pondération moyens est donc utilisé dans ce travail.

III.1.3.2.2. Impact 2002+

La méthodologie Impact 2002+ est une des premières méthodes à combiner indicateurs Mid-point et Endpoint, en se basant à la fois sur les méthodes Eco-Indicator 99 et CML, comme la méthodologie ReCiPe 2008. Comme cette dernière, l'impact environnemental peut être calculé directement en termes de dommages (Endpoint), et à chaque catégorie intermédiaire correspond une catégorie de dommages. La différence majeure entre Impact 2002+ et ReCiPe 2008 est la séparation de l'impact sur le changement climatique des autres catégories Endpoint, ce qui donne un total de quatre catégories de dommages. Enfin, aucun facteur de pondération n'est défini pour l'agrégation des scores de dommages en un score unique ; la simple addition de ces scores fournit un score d'impact environnemental unique.

III.1.3.2.3. Comparaison

Les deux méthodologies Impact 2002+ et ReCiPe peuvent être facilement comparées pour analyser un même système, du fait de leurs similarités, et notamment des catégories d'impact que ReCiPe 2008 et Impact 2002+ ont en commun. Igos *et al.* (2014) ont ainsi comparé les deux méthodologies pour analyser l'impact environnemental de différents procédés de traitement de l'eau : des tendances similaires sont obtenues avec les deux méthodologies, comme la contribution majoritaire de la consommation de ressources fossiles à l'impact total. En revanche, les scores entre catégories intermédiaires équivalentes (toxicité par exemple) présentent des différences significatives, du fait entre autres de substances prises en compte dans le calcul

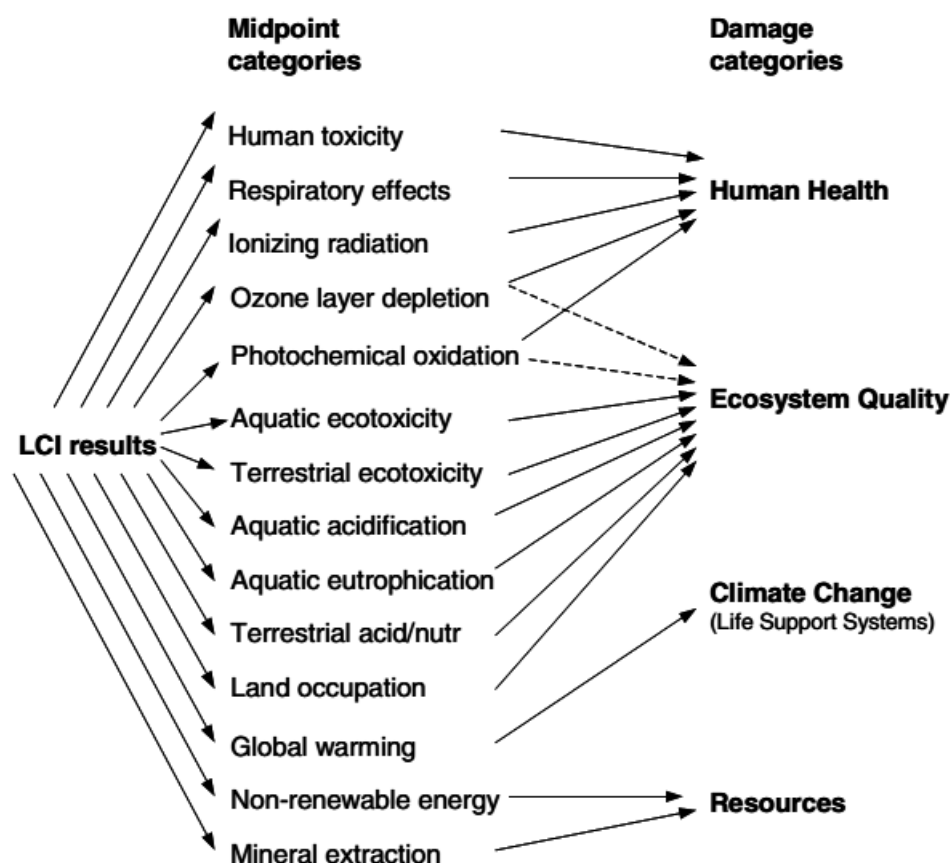


FIGURE III.1.8. – Relation entre l'inventaire de cycle de vie (« LCI results »), les catégories orientées problèmes ou intermédiaires (« Midpoint ») et orientées dommages (« Damage » ou « Endpoint ») pour la méthodologie d'analyse des ICV « Impact 2002+ » (Joliet *et al.*, 2003)

du score. La comparaison des résultats obtenus avec ReCiPe 2008 et Impact 2002+ permet donc de valider ou invalider la robustesse d'une analyse environnementale, en confrontant les sources de dommages majeures identifiées par chacune des méthodologies, mais ne permet pas de comparer l'importance relative d'une catégorie d'impact par rapport aux autres, car la modélisation des problèmes Midpoint et Endpoint diffère d'une méthodologie à l'autre.

III.1.3.3. Calcul de l'impact environnemental

Le calcul des indicateurs Midpoint et Endpoint consiste à utiliser des facteurs de caractérisation intermédiaire FI pour chaque catégorie Midpoint et des facteurs FD pour la conversion en dommages Endpoint. La démarche classique de quantification des impacts intermédiaires et finaux dans les ACV est reprise dans le cadre méthodologique (Jolliet *et al.*, 2010) :

1. Le score Midpoint d'une substance « i » dans chaque catégorie intermédiaire « j » est calculé en multipliant la quantité « m » de cette substance par le facteur de caractérisation correspondant à la catégorie « j » :

$$SI_i^j = FI_i^j \times m_i \quad (\text{III.1.1})$$

Le score de caractérisation intermédiaire SI peut alors être utilisé pour analyser les impacts Midpoint.

2. Le score Endpoint d'une substance « i » dans chaque catégorie intermédiaire « j », qui est la conversion de SI en score de dommages, est calculé en multipliant SI par le facteur de dommages FD :

$$SD_i^j = FD_i^j \times SI_i^j \quad (\text{III.1.2})$$

3. SD est ensuite multiplié par un facteur de normalisation NF et un facteur de pondération PF pour obtenir un score d'impact SDN dans chaque catégorie de dommages « k » :

$$SDN^k = \sum_i \sum_j SD_i^j \times NF^k \times PF^k \quad (\text{III.1.3})$$

4. Un score unique SU est alors calculé par addition des scores de dommage dans chaque catégorie de dommages :

$$SU = \sum_k SDN^k \quad (\text{III.1.4})$$

Les facteurs de normalisation permettent de convertir le score dans chaque catégorie intermédiaire (Midpoint) en un score comparable à l'impact total au niveau européen (Jolliet *et al.*, 2010), et les facteurs de pondération permettent d'agréger les scores des catégories intermédiaires dans les catégories de dommages correspondantes.

L'inventaire des quantités de chaque substance est donc nécessaire pour caractériser les impacts. Or, si les émissions directes du système étudié et les émissions indirectes dues à la production d'énergie sont calculées par simulation, l'inventaire des émissions indirectes dues à

la consommation de matières premières, au traitement de l'eau avant usage et au traitement des eaux usées n'est pas pris en compte par la simulation. Il est donc nécessaire d'extraire ces informations des bases de données Eco-Invent proposées dans le logiciel SimaPro retenu dans cette étude (<http://simapro.com/>, PRé Consultants), pour estimer, de manière la plus exhaustive possible, l'inventaire global des émissions indirectes du système. Dans ce travail, les ICV marqués « S » (pour « system ») dans SimaPro ont été sélectionnés, car ils contiennent des données d'inventaire pour la chaîne de production entière d'un matériau, à l'inverse des ICV de SimaPro marqués « U » (pour « unit ») qui sont associés à des procédés destinés à être liés à d'autres étapes de production pour analyser des cycles de vie complets dans SimaPro. Les ICV disponibles dans la base de données environnementale de ce travail sont répertoriés en annexe F.

Les facteurs de caractérisation FI et de dommage FD pour les substances polluantes émises par la production d'énergie ont également été extraits de SimaPro. Dans le cas des substances consommées (combustible, traitement de l'eau...), les scores Midpoint et Endpoint ont été d'abord calculés à l'aide de SimaPro et extraits, pour réaliser un calcul direct sans traitement de l'ensemble des substances de chaque ICV. Les facteurs de normalisation NF et de pondération PF ont également été extraits de SimaPro, afin de constituer une base de données sous Excel®; la constitution de cette base de données Excel est motivée par deux raisons :

- Le champ d'étude de ce travail étant relativement réduit, l'accès à l'ensemble des bases de données et méthodologies de calcul de SimaPro n'est pas nécessaire.
- Dans le cas d'une optimisation, une liaison directe entre SimaPro et le cadre méthodologique est nécessaire (Morales-Mendoza, 2013; Ouattara, 2011).

III.1.4. Evaluation de la rentabilité

III.1.4.1. Analyse économique

La composante économique de l'écoconception du procédé d'évaporation de lait se décline, dans ce travail, en plusieurs indicateurs « classiques » de rentabilité : le bénéfice actualisé, le temps de retour sur investissement et le taux de rentabilité interne. Ces indicateurs sont calculés à partir du coût opératoire du procédé, des recettes potentiellement engendrées par la production, et du coût d'investissement des équipements.

Le calcul des dépenses et recettes nécessite une estimation des coûts d'achat des différentes entrées (matières premières, utilités...), du coût du traitement des eaux usées, et du prix de vente du produit final. Ces prix sont référencés dans une base de données économique implémentée dans un classeur Microsoft Excel® (figure III.1.9). Cette base de données contient également des paramètres et facteurs propres à différentes catégories d'équipements (échangeurs, évaporateurs, pompes, chaudières...) destinés au calcul du coût d'investissement (voir III.1.4.4). Le calcul du coût d'investissement fait appel à des routines en langage VBA développées pour gérer la liaison avec la base de données, et pour automatiser le calcul en fonction des corrélations choisies pour estimer le coût de l'équipement.

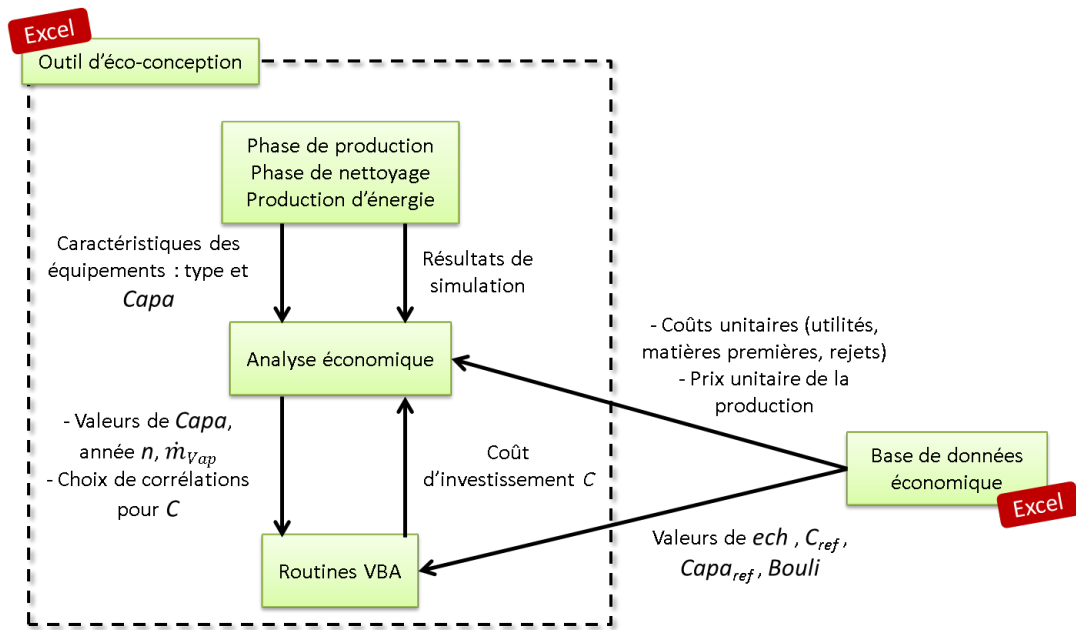


FIGURE III.1.9. – Schéma de principe de l'implémentation de l'analyse économique dans l'outil d'écoconception développé dans ce travail

III.1.4.2. Critères de rentabilité du procédé

Le bénéfice actualisé, $Bact$ est un critère économique d'évaluation de la valeur économique d'un procédé, qui permet d'agréger toutes les sommes mises en jeu en une seule valeur numérique. $Bact$ est calculé pour chaque année, ce qui permet d'obtenir à l'année $n + 1$ le bénéfice actualisé cumulé du procédé (conduit de l'année 0 à l'année « n »), selon la formule (Chauvel *et al.*, 2001) :

$$Bact = -I_0 - FR + \sum_{p=1}^n \frac{(V_p - D_p - Am_p) \times (1 - Imp) + Am_p}{(1 + Actu)^p} + \frac{FR + I_r}{(1 + Actu)^n} \quad (III.1.5)$$

où :

- I_0 : investissement de départ dans un procédé, qui est la somme des investissements dans les équipements qui constituent l'atelier et son système de production d'énergie ;
- I_r : part de l'investissement initial éventuellement récupérée à la fin de la durée de vie du procédé, ou valeur résiduelle ;
- FR : fonds de roulement ;
- V_p : recettes de l'année d'exploitation p ;
- D_p : dépenses de l'année d'exploitation p ;
- Am_p : amortissement de l'équipement pour l'année p ;
- Imp : taux d'imposition ;
- $Actu$: taux d'actualisation, ou taux minimum de rémunération, qui permet de prendre en compte l'érosion monétaire et du potentiel de rentabilité du procédé par rapport à d'autres.

Les paramètres fixes nécessaires au calcul de $Bact$ sont présentés dans le tableau III.1.1.

III.1. Description du cadre méthodologique

Tableau III.1.1. – Paramètres fixes pour le calcul du bénéfice actualisé

Paramètre	Symbole	Valeur	Source
Valeur résiduelle de l'investissement	I_r	0	Azzaro-Pantel (2014)
Fonds de roulement	FR	$15\% \times I_0$	Azzaro-Pantel (2014)
Taux d'imposition	Imp	33%	Azzaro-Pantel (2014)
Taux d'actualisation	$Actu$	12%	Azzaro-Pantel (2014) ; typiquement 8 à 12%
Période d'amortissement comptable (durée de vie du procédé)	n	20 ans	B. Colin, TGE S.A., communication personnelle
Type d'amortissement	-	linéaire	

La période d'amortissement comptable de 20 ans est commune au domaine du génie chimique, mais la durée de vie des procédés de traitement du lait peut s'étendre jusqu'à 40 ans (B. Colin, TGE S.A.S., communication personnelle). Un amortissement linéaire est utilisé afin de simplifier les calculs selon la formule :

$$A_p = \frac{I_0}{n} \quad (\text{III.1.6})$$

Le cout d'investissement initial comprend la somme des investissements dans les équipements qui constituent l'atelier et son système de production d'énergie, calculés en fonction des caractéristiques de l'équipement comme expliqué dans le paragraphe III.1.4.4. Les dépenses qui contribuent au terme D_p (dépenses d'exploitation) sont le coût opératoire du procédé étudié (matières premières, utilités, traitements), et le coût de la main-d'œuvre (C_{MO}), qui est estimé à partir des données de Marouli et Maroulis (2005) pour une usine de production de poudre de lait moyenne et du modèle de Maroulis et Saravacos (2007) :

$$C_{MO} = t_{\text{annuel}} \times C_{\text{horaire}} \times MO \times f_{MO} \quad (\text{III.1.7})$$

où :

- C_{MO} est le coût annuel de la main-d'oeuvre ($\text{€}.\text{an}^{-1}$) ;
- t_{annuel} est le nombre d'heures de fonctionnement annuelles (h) ;
- C_{horaire} est le coût horaire de la main-d'œuvre, estimé en France à 33 $\text{€}.\text{h}^{-1}$ (chiffres INSEE 2008 pour l'industrie manufacturière) ;
- MO est le nombre d'opérateurs requis pour l'atelier ;
- f_{MO} est un facteur correctif du coût de la main-d'oeuvre, estimé à 2,5 pour des calculs typiques en pays industrialisé (Maroulis et Saravacos, 2007).

Des critères complémentaires de rentabilité sont calculés afin d'enrichir l'analyse : il s'agit du temps de retour sur investissement (T_{psRI}) et du taux de rentabilité interne ($TxRint$). Le T_{psRI} correspond à la durée nécessaire pour récupérer l'investissement initial par l'exploitation

III.1. Description du cadre méthodologique

du procédé ou de l'usine. En prenant le bénéfice actualisé à l'année « pRI » :

$$Bact(pRI) = -I_0 - FR + \sum_{p=1}^{pRI} \frac{(V_p - D_p - Am_p) \times (1 - Imp) + Am_p}{(1 + Actu)^p} \quad (III.1.8)$$

le temps de retour sur investissement est donc le nombre d'années pRI pour lequel :

$$-I_0 - FR + \sum_{p=1}^{pRI} \frac{(V_p - D_p - Am_p) \times (1 - Imp) + Am_p}{(1 + Actu)^p} = 0 \quad (III.1.9)$$

c'est-à-dire l'année à laquelle le bénéfice actualisé cumulé compense l'investissement de départ (I_0) et le fonds de roulement (FR), et le $Bact$ annuel devient donc positif (Turton *et al.*, 2008). Une définition plus classique conduisant à un $TpsRI$ légèrement inférieur ne prend pas en compte le fonds de roulement ni sa récupération :

$$\sum_{p=1}^{pRI} \frac{(V_p - D_p - Am_p) \times (1 - Imp) + Am_p}{(1 + Actu)^p} = I_0 \quad (III.1.10)$$

Dans ce cas le temps de retour sur investissement correspond au nombre d'années nécessaires à la récupération de l'investissement initial. La première définition de $TpsRI$ est utilisée afin de juger la rentabilité du procédé sur un critère plus rigoureux au sens économique.

Un troisième critère de rentabilité est le « taux de rentabilité interne » $TxRint$, qui correspond au taux d'actualisation $Actu$ pour lequel le bénéfice actualisé cumulé sur la durée de vie comptable du procédé compense l'investissement :

$$-I_0 - FR + \sum_{p=1}^n \frac{(V_p - D_p - Am_p) \times (1 - Imp) + Am_p}{(1 + TxRint)^p} = 0 \quad (III.1.11)$$

Lorsque plusieurs projets sont en compétition, le procédé doté du $TxRint$ le plus élevé est le plus intéressant, car il correspond au meilleur rendement d'investissement dans le procédé (Azzaro-Pantel, 2014; Turton *et al.*, 2008).

Ces trois critères de rentabilité apportent un éclairage complémentaire et sont généralement calculés simultanément (Azzaro-Pantel, 2014; Turton *et al.*, 2008).

III.1.4.3. Coûts opératoires et recettes

Les prix du marché pour les matières premières, utilités et traitements, référencés en annexe G, et collectés auprès d'industriels et d'organismes spécialisés, sont utilisés pour les différents produits consommés par le procédé d'évaporation du lait, et pour les produits issus du procédé qui génèrent des recettes.

Le prix du mètre cube d'eau retenu dans ce travail (annexe G) n'est pas représentatif d'une moyenne, mais correspond au prix de l'eau d'un site industriel laitier (source confidentielle) qui comprend les coûts de l'eau de surface prélevée dans une source naturelle, les coûts de

pompage et de traitement. En France, le prix de l'eau varie fortement selon les sites industriels. Cette variation dépend :

- De l'origine de l'eau. L'eau peut provenir d'un réseau d'adduction d'eau publique, et dans ce cas le prix est négocié entre le client et le syndicat des eaux de la commune ; les prix ainsi négociés varient entre 0,5 et 4 € le mètre cube d'eau (Buson, GES S.A.S., Noyal-sur-Vilaine, France, communication personnelle) ; l'eau peut également provenir d'un forage d'eaux souterraines ou d'un pompage d'eaux de surfaces propre. Dans ce cas, l'entreprise doit prendre en charge le coût d'investissement des installations de pompage et de traitement de l'eau, qui est en général rapidement amorti (Buson, GES S.A.S., Noyal-sur-Vilaine, France, communication personnelle).
- De la zone géographique d'implantation du site industrielle et donc de prélèvement de l'eau.

Le coût du traitement des eaux usées a été estimé en prenant le prix de l'eau au mètre cube utilisé par Alvarez (2003), qui inclut le prix de l'eau pompée et du traitement des eaux rejetées, auquel a été soustrait le prix du mètre cube d'eau utilisé.

Le prix du lait retenu (annexe G) correspond à un lait standardisé à 38 g.l⁻¹ de matière grasse et 32 g.l⁻¹ de protéines (CNIEL (Centre National Interprofessionnel de l'Economie Laitière), 2015).

III.1.4.4. Calcul du coût d'investissement

III.1.4.4.1. Coût de l'équipement

La corrélation de Guthrie (Guthrie, 1969), plus connue en tant que « méthode du facteur d'extrapolation », permet d'estimer le coût d'un équipement par similitude avec le coût d'un équipement de référence :

$$C = C_{ref} \times \left(\frac{Capa}{Capa_{ref}} \right)^{ech} \quad (III.1.12)$$

Dans cette formule, C est le coût de l'équipement à évaluer, C_{ref} le coût de l'équipement de référence, $Capa$ désigne la capacité (débit traité, puissance, ...) ou une grandeur de l'équipement (surface d'échange, volume, ...); $Capa_{ref}$ est la grandeur caractéristique de l'équipement de référence. L'exposant ech est un indice de « mise à l'échelle » ou « facteur d'extrapolation » spécifique du type d'équipement (pompe, échangeur, réacteur, réservoir, ...).

Des valeurs pour l'indice de mise à l'échelle, destinés à l'estimation du coût d'investissement de l'équipement du génie chimique (Green et Perry, 2008; Guthrie, 1969; Maroulis et Saravacos, 2007; Turton *et al.*, 2008), voire de domaines spécialisés (Mujumdar, 2006), sont disponibles dans la littérature. Les jeux de données de Maroulis et Saravacos (2007) sont utilisés dans ce travail, car les résultats d'estimation de coût d'investissement sur les évaporateurs et les tours de séchage sont les plus proches des données fournies par l'équipementier français TGE S.A.S. (Thermique-Génie Chimique-Evaporation, Evreux, France). L'annexe H présente les valeurs utilisées pour les types d'équipement inclus dans les procédés de traitement thermique, d'évaporation et de séchage du lait.

III.1. Description du cadre méthodologique

Pour l'estimation du coût d'investissement dans les centrales de production d'énergie, des corrélations polynomiales développées à partir des données de McGowan *et al.* (2009) sont utilisées (« systèmes de production de vapeur, installation clefs en main incluant le système de chargement du combustible » ; données 2008) :

- Système de production de vapeur à gaz naturel ou fioul, pour un débit de vapeur $\dot{m}_{vap}$ (coût en k\$) :

$$C = 346,2 + 17,0 \times \dot{m}_{vap} \quad (\text{III.1.13})$$

- Systèmes de production de vapeur à plaquettes forestières ou déchets de transformation du bois, pour un débit de vapeur $\dot{m}_{vap}$ (coût en k\$) :

$$C = 1579,7 + 29,5 \times \dot{m}_{vap} + 1,8 \times \dot{m}_{vap}^2 - 9 \times 10^{-3} \times \dot{m}_{vap}^3 \quad (\text{III.1.14})$$

Les valeurs de facteur d'extrapolation pour la corrélation de Guthrie de Maroulis et Saravacos (2007) avec des valeurs de capacité et de coût pour les équipements de référence, ainsi que les polynômes calculés à partir des données de McGowan *et al.* (2009) sont implantés dans la base de données économiques développée Excel®.

III.1.4.4.2. Mise à jour des prix

L'évolution temporelle des coûts d'investissement, due notamment à l'évolution du marché et de l'industrie de l'équipement, est calculée à l'aide d'indices de coût (indices de « mise à jour des investissements »). L'inflation, l'érosion monétaire, la variation du prix de la masse salariale et de la productivité, sont des causes possibles de l'évolution du prix d'un équipement, et certaines de ces informations sont traduites dans des indices de coût qui permettent de transposer les informations de prix valables une année à une autre année (Seider *et al.*, 2004; Turton *et al.*, 2008). Ainsi, une estimation du coût à une année ultérieure n d'un équipement à un coût initial de référence $C(base)$ est obtenue en multipliant le coût initial par le ratio de l'indice de coût IC à l'année n sur l'indice de coût à l'année de référence $IC(base)$:

$$C(n) = C(base) \times \left(\frac{IC(n)}{IC(base)} \right) \quad (\text{III.1.15})$$

Dans ce travail, deux indices sont utilisés, l'un lorsque l'estimation du coût d'investissement est donnée en dollars, et l'autre lorsque l'estimation est donnée en euros. Le CEPCI (« Chemical Engineering Plant Cost Index »), qui traduit l'inflation de certains biens et services relatifs aux industries chimiques, est utilisé dans ce travail lorsque le coût d'investissement est calculé en dollars. Il s'agit d'un indice américain publié mensuellement, en partant d'une valeur de référence $IC(base) = 100$ à l'année 1958. Une corrélation (Maroulis et Saravacos, 2007) permet également de l'estimer en fonction de l'année n à laquelle le prix de l'équipement est recherché :

$$CEPCI(n) = 480 + 10 \times (n - 2005) \quad (\text{III.1.16})$$

Après calcul du coût d'investissement en dollars et mise à jour par l'indice de coût CEPCI, le

coût est converti en euros (taux de conversion utilisé dans ce travail : 0,7533 € pour 1 dollar américain, année 2014, selon <http://www.oanda.com/lang/fr/currency/historical-rates/>).

III.1.4.5. Représentativité des critères

Les critères économiques calculés ne sont pas représentatifs de l'ensemble de l'atelier de production de poudre de lait, et sont adaptés en ne considérant pas le séchage et son nettoyage. Dans le cadre de ce travail, bien que les recettes soient issues de la production de poudre, seuls le procédé d'évaporation et son nettoyage sont pris en compte.

III.1.5. Optimisation multi-objectif et aide à la décision

III.1.5.1. Outil d'optimisation

Le cadre d'écoconception intègre Multigen, une bibliothèque d'algorithmes génétiques qui permettent de résoudre des problèmes multiobjectifs, dont les variables peuvent être de type différent (continues, entières, binaires), ce qui inclut les problèmes d'optimisation structurale (agencement des opérations unitaires par exemple). Cet outil, utilisé dans les travaux de Morales-Mendoza (2013) et Ouattara (2011), comporte différents algorithmes dérivés de « NSGA II » implémentés par Gomez (2008) ; NSGA II est une procédure de mise en œuvre d'un algorithme génétique qui favorise les solutions non-dominées (au sens de Pareto) et garantit donc la pseudo-convergence du front de Pareto (c'est-à-dire l'obtention d'un ensemble de solutions Pareto-optimales) (Gomez *et al.*, 2010).

Multigen peut être déployé directement dans un classeur Excel®[®], car il est codé en VBA sous forme d'extension du tableur de Microsoft. Cependant, le pilotage par Multigen des différents outils de simulation, et le calcul automatique des critères économiques et environnementaux, ont été codés en VBA : des routines de calcul et de liaison avec les modèles sont appelées lors du calcul de nouveaux individus (les solutions de conception) et du calcul des critères d'optimisation. Chaque critère est alors soit minimisé soit maximisé, en faisant varier les variables de conception sur des intervalles définis. La détermination des bornes de ces intervalles relève de la connaissance du système, d'études préalables à l'optimisation, ou encore de limites acceptables pour ces variables de décision (surface d'échange limite ou pression opératoire minimale par exemple). Des contraintes sur des variables ou des critères (« r ») quelconques peuvent également être imposées, selon trois types : inégalité ($r \geq 0$), inégalité stricte ($r > 0$), égalité ($r = 0$).

III.1.5.2. Méthode d'aide à la décision

La méthode d'aide à la décision M-TOPSIS (« Technique for Order Preference by Similarity to Ideal Solution ») est utilisée pour la hiérarchisation des solutions selon les critères de l'étude,

III.1. Description du cadre méthodologique

soit issues d'un front de Pareto après optimisation, soit issues de la comparaison de solutions de conception dont le meilleur compromis est difficile à identifier. Également mise en œuvre dans les travaux de Morales-Mendoza (2013) et Ouattara (2011), cette méthode est basée sur la sélection de la solution la plus proche de la solution de compromis idéale (c'est-à-dire meilleure pour chaque critère), en s'éloignant au maximum de la moins bonne des solutions (pour laquelle tous les critères sont dégradés) (Ouattara, 2011). Les étapes de calcul de la méthode M-TOPSIS sont implémentées dans Excel® (Morales-Mendoza, 2013; Ouattara, 2011) :

1. Construction de la « matrice des performances » de dimensions $n \times m$ formée des n solutions, chacune formée de valeurs pour les m critères.
2. Normalisation des termes de la matrice pour obtenir des valeurs adimensionnalisées comparables.
3. Multiplication de la matrice par un vecteur des coefficients d'importance des critères : une valeur de pondération peut être attribuée à chaque critère, en fonction des souhaits du décideur; les critères normalisés sont notés a_{ij} , où l'indice « i » est la solution et « j » l'indice du critère.
4. Calcul de la solution idéale et de la pire solution : la solution idéale est l'ensemble des meilleures valeurs a_j^+ de la matrice pour chaque critère (valeur maximale pour un critère à maximiser, et valeur minimale pour un critère à minimiser), et la pire solution est l'ensemble des valeurs de la matrice qui dégradent le plus les critères, notés a_j^- .
5. La distance de chaque solutions à la solution idéale D_i^+ et à la pire solution D_i^- est calculée par une distance Euclidienne n-dimensionnelle :

$$D_i^+ = \sqrt{\sum_{j=1}^n (a_j^+ - a_{ij})^2} \quad (\text{III.1.17})$$

$$D_i^- = \sqrt{\sum_{j=1}^n (a_j^- - a_{ij})^2} \quad (\text{III.1.18})$$

6. Un critère de classification (CC) est calculé pour chaque solution, défini comme la somme Euclidienne :

$$CC_i = \sqrt{(D_i^+ - \min(D_i^+))^2 + (D_i^- - \min(D_i^-))^2} \quad (\text{III.1.19})$$

avec $[\min(D_i^+) ; \max(D_i^-)]$ le point de référence idéal car il permet d'obtenir la plus faible distance aux valeurs idéales des critères et la plus grande distance aux pires valeurs des critères.

7. Les solutions sont classées en fonction de CC ; plus CC est proche de zéro, meilleure est la solution.

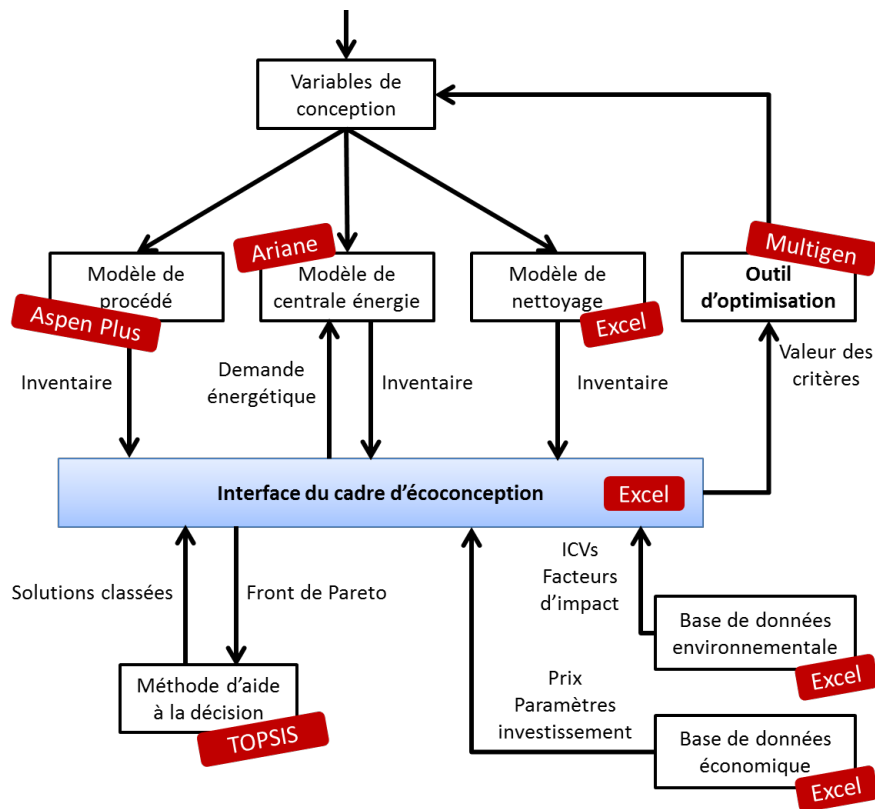


FIGURE III.1.10. – Circulation des données entre outils constituant le cadre d'écoconception

III.1.5.3. Interconnexion entre outils d'optimisation

La figure III.1.10 présente l'échange des données entre outils qui constituent le cadre méthodologique implémenté dans ce travail. Les outils d'analyse multicritère (routines VBA notamment) sont inclus dans l'interface principale, qui pilote tous les autres outils. Les critères issus des analyses environnementale et économique servent de critères d'optimisation à Multigen, qui modifie les variables de conception selon la recherche de solutions optimales ; les nouvelles valeurs de ces variables servent alors de nouveaux paramètres pour les différents modèles de production, nettoyage ou production d'énergie.

Ce cadre méthodologique est conçu pour placer l'optimisation multiobjectif au service de l'écoconception, toutefois des études de comparaison entre solutions sans intervention de l'outil d'optimisation, peuvent également être mises en œuvre lorsque le recours à l'optimisation n'est pas nécessaire, comme indiqué à la figure III.1.3.

Le chapitre suivant présente la mise en œuvre des outils et méthodes de calcul des inventaires, d'analyse et d'optimisation constituant le cadre d'écoconception dans trois études.

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

III.2.1. Introduction

L'ensemble des outils de calcul des inventaires, d'analyse environnementale, d'analyse économique et d'optimisation, constitue le cadre méthodologique d'écoconception d'un procédé. La conception du procédé peut être ainsi étudiée, et le meilleur compromis selon des critères économiques et environnementaux peut être déterminé. Ce chapitre illustre les potentialités de l'approche retenue sans vouloir être exhaustif.

Pour cela, trois études d'écoconception du procédé d'évaporation du lait en tant qu'étape de préconcentration pour la production de poudre sont proposées :

- Une première étude montre l'intérêt pour l'écoconception du couplage d'un outil de modélisation-simulation, adapté du domaine des procédés chimiques au cas du procédé agroalimentaire étudié, avec l'analyse des solutions de conception selon des critères économiques et environnementaux. Un cas classique de conception d'un évaporateur à multiples effets, est étudié en faisant varier pour un même objectif de production, le nombre d'effets (de trois à cinq effets). La phase de nettoyage est également incluse dans l'analyse multicritère, avec des paramètres fixés selon la séquence de NEP de référence.
- Un choix stratégique de conception, dans lequel les solutions proposées sont évaluées selon des critères du développement durable, est effectué à l'aide du cadre méthodologique : une méthode d'aide à la décision multicritère est utilisée pour rechercher le meilleur compromis entre impact environnemental et rentabilité parmi différents combustibles, en vue de choisir une source d'énergie primaire adaptée compte tenu de ces critères..
- Enfin, l'application potentielle du cadre méthodologique au développement des connaissances, et à la mise en pratique de nouvelles approches d'écoconception de l'évaporation qui intègrent la phase de nettoyage est montrée : l'optimisation du procédé d'évaporation est réalisée en fonction des paramètres de conduite du nettoyage en place de l'équipement, en utilisant le modèle simplifié du nettoyage implémenté dans le cadre méthodologique.

Tableau III.2.1. – Caractéristiques de l'étude de l'influence du nombre d'effets d'un évaporateur dans une perspective d'écoconception

Données de procédé	
Procédé d'évaporation	Inspiré du LAG3, sans recyclage des buées pour le préchauffage et sans thermocompresseur pour simplifier la comparaison et le dimensionnement
Débit de lait traité	20 t.h ⁻¹
Séquence de nettoyage	Séquence de référence
Production d'énergie	Centrale au gaz naturel, vapeur à 6,7 bar
Unité fonctionnelle	1 kg de lait en entrée de l'évaporateur
Hypothèses	Impact du lait à la ferme et consommation électrique non considérés
Variables de conception	
Nombre d'effets	3, 4 ou 5
Variables d'observation	
Procédé	Investissement dans l'évaporateur et consommation de vapeur
Production d'énergie	Consommation de combustible
Critères d'analyse	
Economique	Bénéfice actualisé, TRI, Taux de retour sur investissement
Environnementale	Changement climatique et score unique

III.2.2. Conception d'un évaporateur et analyse du procédé d'évaporation

III.2.2.1. Objet de l'étude

Cette étude illustre le potentiel du cadre méthodologique pour l'écoconception des évaporateurs en phase de production : différents agencements des opérations unitaires qui constituent l'évaporateur (corps d'évaporation tubulaires, séparateurs, préchauffeurs, compresseurs...) et des courants associés sont modélisés et simulés, afin d'en évaluer les performances économiques et environnementales.

Un évaporateur de conception simplifiée est dimensionné selon trois solutions possibles : trois, quatre et cinq effets ; ces configurations sont comparées d'un point de vue tant économique qu'environnemental. La conception de l'évaporateur est simplifiée, en ne considérant pas de préchauffage du lait ni de recompression des buées, mais seulement une alimentation des effets consécutifs par les précédents. Le tableau III.2.1 présente les données caractéristiques de l'étude.

III.2.2.2. Résultats

Après dimensionnement et simulation des trois évaporateurs (figure III.2.1), il est constaté que la consommation de vapeur diminue logiquement avec le nombre d'effets (tableau III.2.2), ce qui valide l'approche et permet également de quantifier les gains obtenus. La détermination

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

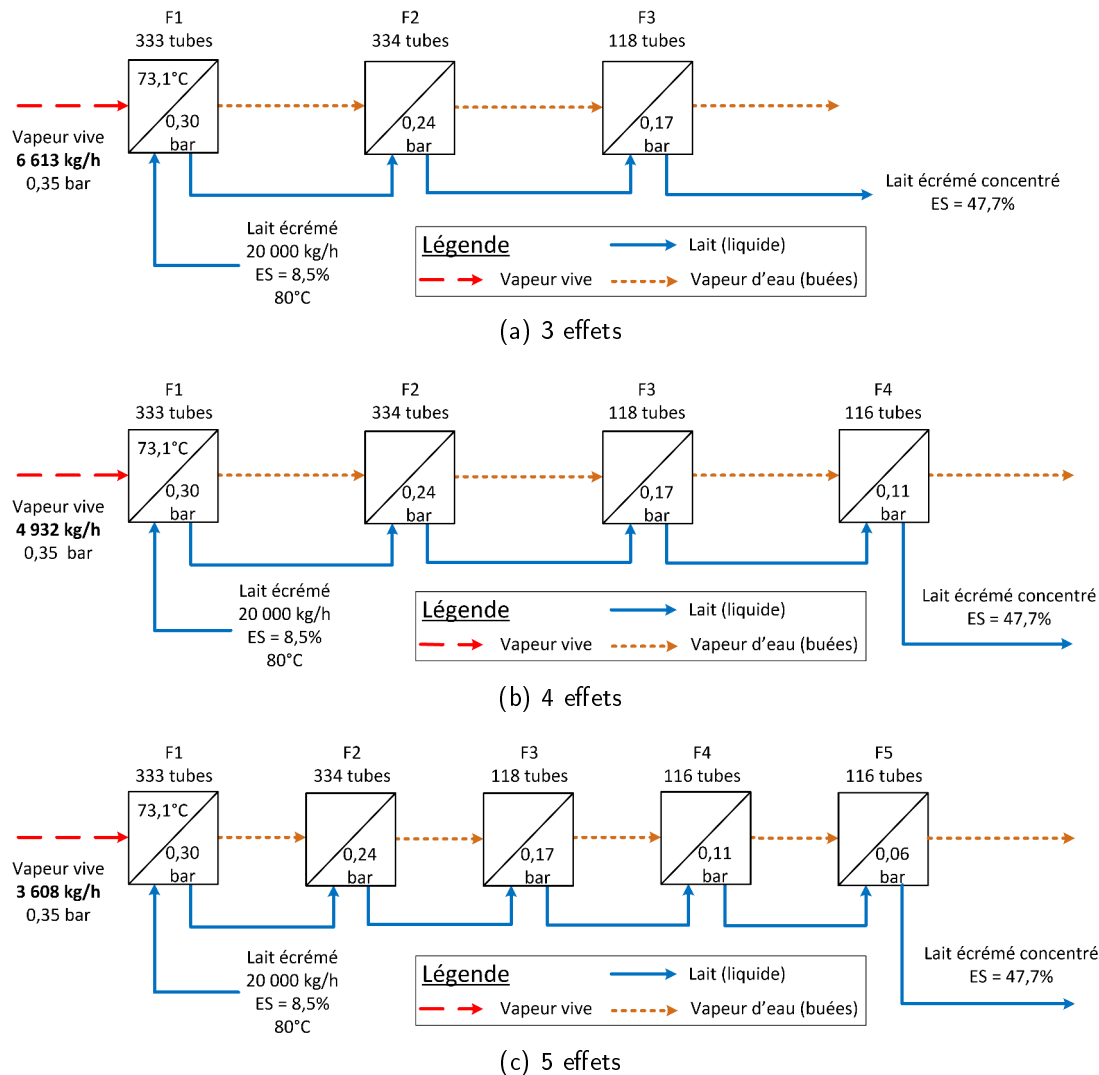


FIGURE III.2.1. – Schémas de procédé de l'évaporateur dimensionné pour l'évaporation de 20 t.h⁻¹ de lait écrémé selon le nombre d'effets

du nombre optimal d'effets dépend ainsi de l'équilibre recherché entre coût d'investissement et coût énergétique, comme identifié précédemment (chapitre I.2).

Outre ces inventaires « classiques » pour la conception des évaporateurs, le cadre méthodologique fournit des données économiques et environnementales sous la forme d'indicateurs qui servent alors de critères pour l'analyse (tableau III.2.3).

Bien que les tendances montrées par ces résultats soient attendues, l'exploitation du cadre méthodologique permet de quantifier les critères et d'évaluer les équilibres entre coût et impact environnemental : la consommation énergétique est exprimée en coût variable et en impact de l'entrée de combustible pour la production de cette énergie, et les choix de conception de l'équipement sont traduits en coût d'investissement.

D'un point de vue économique, l'évaporateur cinq effets est plus intéressant quel que soit l'indicateur économique (tableau III.2.3) : le bénéfice réalisé sur le long terme est plus élevé que celui obtenu avec les évaporateurs trois et quatre effets, le temps de retour sur investissement est plus court, et le taux de rentabilité interne est plus élevé. Le cadre méthodologique permet

Tableau III.2.2. – Caractéristiques des 3 solutions de conception

	Nombre d'effets		
	3	4	5
Surface d'échange totale (m ²)	1 258	1 444	1 626
Consommation de vapeur (kg.h ⁻¹)	6 613	4 932	3 608

Tableau III.2.3. – Données et critères d'analyse économique et environnementale. Le pourcentage « (#) » indique la différence relative para rapport à 4 effets. « DALY » = « Disability Adjusted Life Years » (coût par année de vie ajustée sur l'incapacité)

	4	3	5
Bénéfice actualisé après 20 ans (M€)	3,72	1,05 (-72%)	5,78 (+55%)
Temps de retour sur investissement (années)	5,88	10,81 (+84%)	4,72 (-20%)
Taux de rentabilité interne	28%	17% (-38%)	35% (+26%)
Coût d'investissement (M€)	3,26	3,03 (-7%)	3,49 (+7%)
Coûts variables (M€/an)	54,72	55,36 (+1%)	54,21 (-1%)
Consommation de combustible (t/an)	2 231	2 975 (+33%)	1 646 (-26%)
Score unique ReCiPe	8,50.10 ⁻²	1,08.10 ⁻¹ (+27%)	6,67.10 ⁻² (-22%)
Score unique Impact 2002+	1,87.10 ⁻⁴	2,44.10 ⁻⁴ (+30%)	1,43.10 ⁻⁴ (-24%)
Climate Change Santé	1,10.10 ⁻⁶	1,42.10 ⁻⁶ (+30%)	8,40.10 ⁻⁶ (-23%)
ReCiPe (DALY.kg lait en entrée ⁻¹)			
Climate Change Ecosystèmes	6,21.10 ⁻⁹	8,05.10 ⁻⁹ (+30%)	4,76.10 ⁻⁹ (-23%)
ReCiPe (espèces.an.kg lait en entrée ⁻¹)			
Global Warming Impact 2002+ (kg CO ₂ ^{eq} .kg lait en entrée ⁻¹)	0,74	0,97 (+31%)	0,56 (-24%)

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

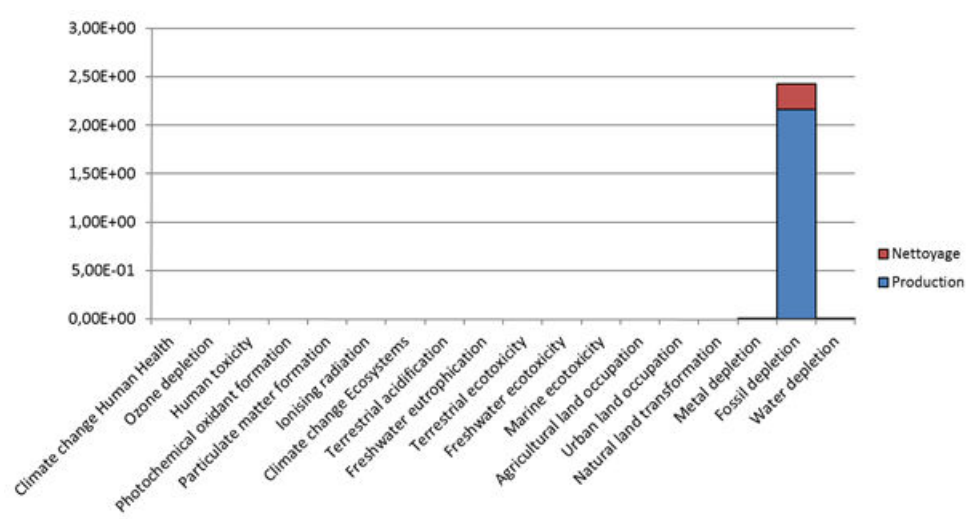


FIGURE III.2.2. – Scores (en kg de substance polluante équivalente par kg de lait traité) dans les catégories Midpoint obtenus avec la méthode ReCiPe pour l'évaporateur à 4 effets

ainsi d'identifier que malgré un coût d'investissement plus élevé dans l'évaporateur cinq effets, les économies de combustible réalisées permettent de rentabiliser plus efficacement le procédé ; le coût d'investissement moindre dans l'évaporateur trois effets ne permet pas d'obtenir un retour sur investissement plus rapide, ce qui pouvait être envisagé dans un premier temps avant l'analyse complète des critères économiques.

D'un point de vue environnemental, l'impact de l'évaporateur cinq effets est logiquement le moins élevé, puisque d'une part l'impact environnemental de la construction de l'équipement est considéré comme négligeable, et d'autre part la consommation de combustible est moins élevée que celle des évaporateurs trois et quatre effets. Dans le cadre d'une étude d'écoconception, une analyse plus fine des contributions à l'impact environnemental peut être nécessaire ; le cadre méthodologique permet, selon la méthode d'ACV utilisée, d'évaluer les catégories Midpoint et de dommages pour identifier les contributions majeures à l'impact environnemental. Les Figures III.2.2 et III.2.3 représentent les différentes contributions à l'impact environnemental pour les méthodes Recipe et Impact2002+ respectivement, dans le cas de l'évaporateur quatre effets.

Dans le cas de ReCiPe par exemple, l'impact de la consommation de ressources fossiles est prépondérant par rapport aux autres catégories Midpoint, tandis que pour Impact 2002+ l'impact sur le milieu aquatique est prépondérant. Ces éléments tendent à montrer que lorsque l'on s'intéresse à l'aspect énergétique d'un procédé la méthodologie d'analyse des LCV en combinant les deux méthodes doit être systématiquement réalisée.

Quelle que soit la méthodologie, il est cependant possible de déduire que la phase de production contribue majoritairement à l'impact par rapport à la phase de nettoyage pour les indicateurs liés à l'utilisation des ressources fossiles et à l'impact sur le réchauffement climatique. En comparant le score d'impact unique selon ReCiPe et Impact 2002+ en fonction du nombre d'effets (figure III.2.4), l'importance de la phase de nettoyage a tendance à augmenter lorsque le procédé comporte moins d'effets et consomme donc moins d'énergie en phase de production,

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

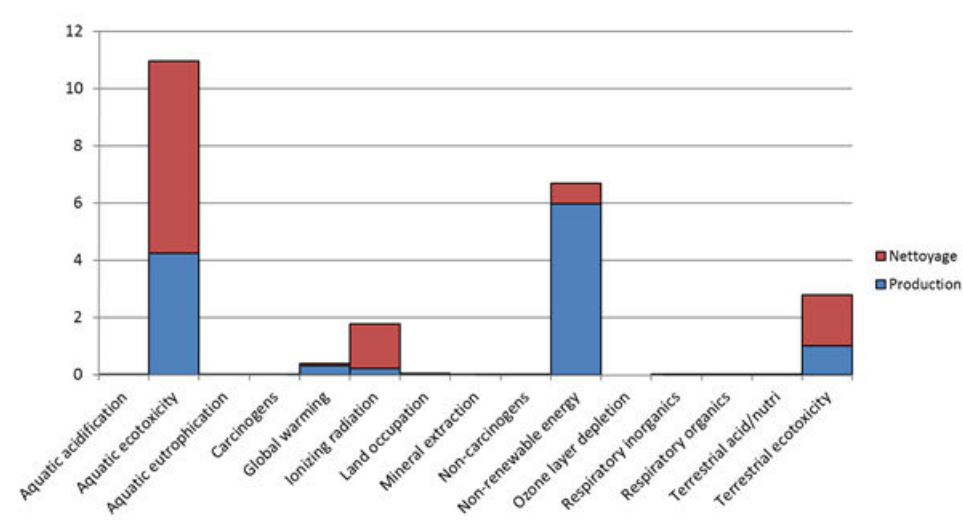


FIGURE III.2.3. – Scores (en kg de substance polluante équivalente par kg de lait traité) dans les catégories Endpoint obtenus avec la méthode Impact 2002+ pour l'évaporateur à 4 effets

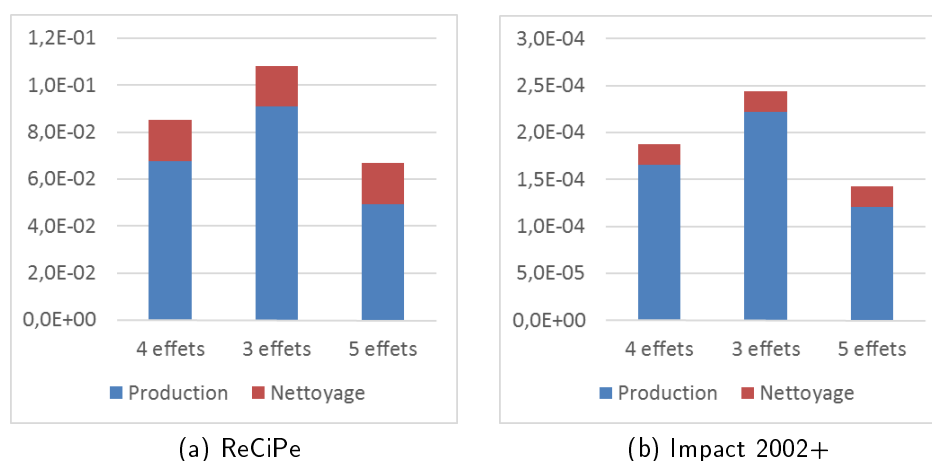


FIGURE III.2.4. – Contribution au score d'impact unique (agrégé) de la phase de nettoyage et de la phase de production selon les méthodes ReCiPe et Impact 2002+

ce qui montre l'intérêt du cadre méthodologique pour déterminer les leviers d'écoconception du procédé : une fois le procédé optimisé, les tendances peuvent s'inverser avec une prédominance de contribution de la phase de nettoyage par rapport à la phase de production, ce qui permet de désigner le nettoyage comme nouvelle cible d'optimisation du procédé global.

Cependant, cette observation n'est valable que dans le cadre de ce travail, car la dépendance de la conception du NEP à la conception de l'évaporateur n'est pas intégrée : l'évaluation des inventaires du NEP nécessiterait une modélisation plus fine de la centrale de production des solutions de nettoyage, et une meilleure connaissance des séquences utilisées en fonction d'un évaporateur donné.

III.2.2.3. Conclusion

Le cadre permet ainsi de réaliser une évaluation précise de l'impact environnemental et de la rentabilité du procédé d'évaporation en fonction de sa conception : les différents critères sont calculés directement à partir des inventaires des solutions de conception proposées, ce qui conduit à une évaluation directe des solutions de compromis dans une perspective d'écoconception. Le calcul des inventaires inclut également le nettoyage, ce qui permet de positionner son coût et son impact par rapport à la phase de production, en vue d'identifier un potentiel éventuel pour l'écoconception autre que la phase de production.

L'évaluation des critères économiques et environnementaux pourrait encore être améliorée avec d'une part la prise en compte de l'ensemble de la chaîne de production de poudre de lait (réception, séchage, emballage) pour une meilleure évaluation de la rentabilité, et d'autre part avec l'utilisation d'outils de conception adaptés à l'évaporation intégrant notamment le recyclage et la recompression des buées, le préchauffage, ce qui demande une évaluation plus complète des agencements possibles du procédé.

III.2.3. Analyse multicritère pour le choix d'un combustible

III.2.3.1. Objet de l'étude

L'objectif de cette étude est de guider le choix d'un combustible qui alimenterait en énergie l'atelier de référence. Le meilleur compromis entre coût et impact environnemental est recherché parmi le gaz naturel et le fioul lourd, qui sont les combustibles les plus consommés dans l'industrie agroalimentaire (chiffres du ministère de l'agriculture, de l'agroalimentaire et de la forêt : 2009; 2012), ainsi que les plaquettes de bois, qui font partie des produits majeurs parmi les dérivés du bois (Deglise et Donnot, 2004). Pour les plaquettes de bois, deux scénarios sont étudiés sans et avec neutralité carbone : ce dernier cas suppose un bilan carbone neutre, c'est-à-dire que les émissions de CO₂ dues à la combustion du bois sont considérées nulles.

Il est en effet souvent considéré dans les études de cycle de vie que les émissions de CO₂ provenant de biomasse sont compensées par la quantité de CO₂ fixée pendant la croissance de cette biomasse (McKechnie *et al.*, 2010). Des études récentes semblent cependant montrer que cette hypothèse de neutralité carbone est incorrecte, notamment du fait de l'intervalle de temps entre la collecte du bois et sa repousse complète (Holtsmark, 2015a,b).

Les caractéristiques de l'étude sont données au tableau III.2.4. Le cadre méthodologique est utilisé pour calculer les inventaires du procédé (figés) d'une part, et de la centrale de production d'énergie en fonction du combustible sélectionné d'autre part. Ces inventaires permettent d'évaluer l'impact environnemental et la rentabilité du procédé d'évaporation associés à chaque combustible. Pour chaque combustible, les coûts varient en fonction de plusieurs facteurs :

- Le coût d'investissement dans la chaudière varie car la consommation horaire de combustible dépend du Pouvoir Calorifique Inférieur (PCI) du combustible, et donc sa taille

Tableau III.2.4. – Caractéristiques de l'étude de sélection d'un combustible

Données de procédé	
Procédé d'évaporation	LAG3 avec condenseur, pasteurisateur et préchauffeurs dimensionnés
Débit de lait traité	20 t.h ⁻¹
Séquence de nettoyage	Séquence de référence
Production d'énergie	Production de vapeur à 6,7 bar
Unité fonctionnelle	1 kg de lait en entrée de l'évaporateur
Hypothèses	Impact du lait à la ferme et consommation électrique non considérés
Variables de conception	
Source d'énergie primaire	Gaz naturel, fioul lourd, plaquettes forestières
Variables d'observation	
Coût de la production d'énergie	• Coût d'investissement dans la chaudière • Coût du combustible à l'unité (€/kg ou €/PCI) et de la consommation annuelle
Impact environnemental de la production d'énergie	• Impact de la production/extraction du combustible • Facteurs d'émission (CO₂, NO_x, SO₂...) en fonction du combustible
Critères d'analyse	
Economique	Bénéfice actualisé, TRI, Taux de rentabilité interne
Environnementale	Changement climatique, consommation de ressources fossiles

varie avec le combustible pour une même production d'énergie ;

- Le coût du combustible (au kilogramme ou au kWh PCI) ;
- Le coût annuel du combustible consommé, puisque sa consommation dépend de son PCI.

La méthode M-TOPSIS est utilisée pour déterminer le combustible qui offre le meilleur compromis entre les objectifs économiques et environnementaux, en leur attribuant un rang. Différentes combinaisons de critères sont utilisées afin d'étudier l'influence des critères d'analyse sur le classement des alternatives selon TOPSIS.

III.2.3.2. Résultats

Le tableau III.2.5 présente les valeurs obtenues pour les différents critères économiques et environnementaux évalués avec le cadre méthodologique. Les critères économiques montrent que l'utilisation des plaquettes est, à long terme, plus rentable : le bénéfice obtenu après 20 ans d'exploitation est plus élevé, car malgré la plus forte consommation par rapport aux autres combustibles, le prix à l'unité est suffisamment compétitif pour compenser cette consommation. Cependant, le coût d'investissement plus élevé dans la chaudière à bois allonge légèrement la période de retour sur investissement (TRI) et diminue le taux de rentabilité interne. Les valeurs des temps de retour ont toutefois un ordre de grandeur comparable.

Les scores de dommages (figure III.2.5) montrent que l'utilisation de plaquettes de bois affecte

Tableau III.2.5. – Critères économiques et environnementaux obtenus pour chaque alternative.
« PDF » = « Potentially Disappeared Fraction of species » (fraction des espèces potentiellement disparues)

	Scénarios			
	Gaz naturel (référence)	Fioul	Plaquettes	Plaquettes - neutralité carbone
Rentabilité				
Bact (M€)	8,26	9,34 (+13%)	9,54 (+16%)	9,54 (+16%)
TxRint (%)	47	51 (+9%)	42 (-10%)	42 (-10%)
TpsRI (années)	3,64	3,38 (-7%)	3,95 (+9%)	3,95 (+9%)
Impact environnemental - Impact 2002+				
Human Health (DALY.kg lait en entrée ⁻¹)	1,05.10 ⁻⁵	2,14.10 ⁻⁵ (+104%)	4,81.10 ⁻⁵ (+357%)	4,81.10 ⁻⁵ (+357%)
Ecosystems (PDF.m ² .an.kg lait en entrée ⁻¹)	4,94.10 ⁻⁶	7,52.10 ⁻⁶ (+52%)	1,65.10 ⁻⁵ (+235%)	1,65.10 ⁻⁵ (+235%)
Resources (MJ.kg lait en entrée ⁻¹)	4,40.10 ⁻⁵	4,48.10 ⁻⁵ (+2%)	1,51.10 ⁻⁵ (-66%)	1,51.10 ⁻⁵ (-66%)
Climate Change	3,89.10 ⁻⁵	5,10.10 ⁻⁵ (+31%)	1,44.10 ⁻⁴ (+270%)	1,43.10 ⁻⁵ (-63%)
Score unique	9,84.10 ⁻⁵	1,25.10 ⁻⁴ (+27%)	2,24.10 ⁻⁴ (+127%)	9,41.10 ⁻⁵ (-4%)
Impact environnemental - ReCiPe				
Human Health (DALY.kg lait en entrée ⁻¹)	1,32.10 ⁻²	1,87.10 ⁻² (+41%)	4,39.10 ⁻² (+233%)	8,31.10 ⁻³ (-37%)
Ecosystems (espèces.an.kg lait en entrée ⁻¹)	1,72.10 ⁻²	2,30.10 ⁻² (+34%)	7,02.10 ⁻² (+307%)	4,69.10 ⁻² (+172%)
Resources (\$.kg lait en entrée ⁻¹)	1,81.10 ⁻²	1,89.10 ⁻² (+4%)	5,01.10 ⁻³ (-72%)	5,01.10 ⁻³ (-72%)
Score unique	4,86.10 ⁻²	6,06.10 ⁻² (+25%)	1,19.10 ⁻¹ (+145%)	6,02.10 ⁻² (+24%)

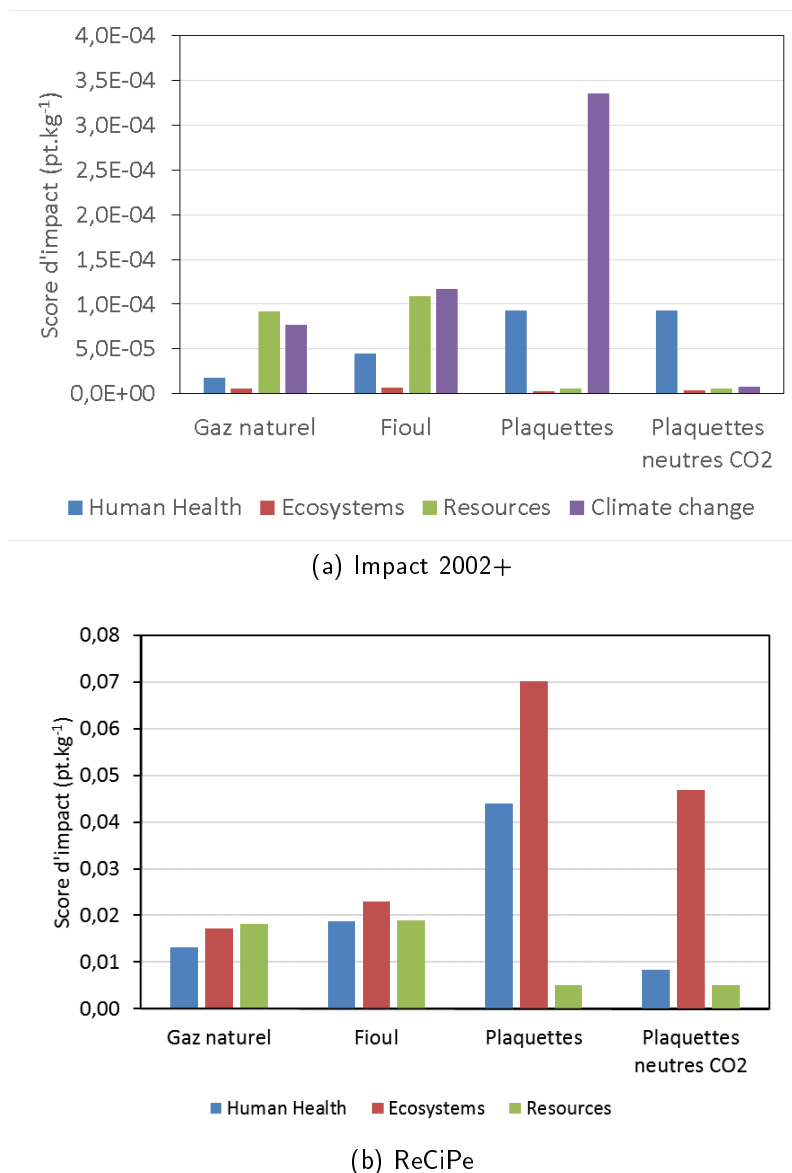


FIGURE III.2.5. – Scores de dommages dans les catégories Endpoint selon les différents combustibles d'après Impact 2002+ et ReCiPe

de manière très pénalisante l'environnement et l'homme (en comparaison des autres combustibles) si les émissions de CO₂ des plaquettes ne sont pas considérées comme neutres : la différence est particulièrement nette dans la catégorie de dommages « Climate Change » selon la méthodologie Impact 2002+. Ce cas d'étude montre l'importance des hypothèses pour l'analyse environnementale, notamment lorsque de la biomasse est impliquée dans le calcul de l'impact.

Il est également observé que le score d'impact total est plus élevé pour les plaquettes avec neutralité carbone en comparaison du gaz naturel selon la méthodologie Impact 2002+, et que cette tendance s'inverse dans le cas de ReCiPe. De plus l'écart entre les scores est significativement différent (12% dans le cas de Impact 2002+ et 200% dans le cas de ReCiPe), ce qui souligne l'influence de la méthodologie sur le calcul de l'impact environnemental et les

Tableau III.2.6. – Classements TOPSIS selon différentes combinaisons de critères

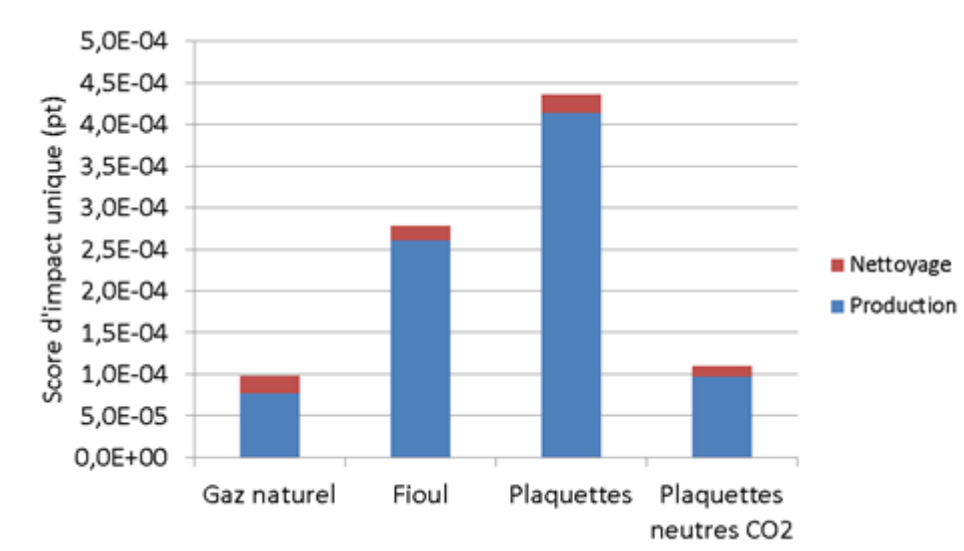
	Combustible *			
	GN	FL	PB	PBN
3 critères économiques, changement climatique, ressources (Impact 2002+)	2	3	4	1
3 critères économiques, score unique ReCiPe	1	2	4	3
Bénéfice actualisé, score unique Impact 2002+	2	3	4	1
Bénéfice actualisé, score unique ReCiPe	1	3	4	2

* GN = Gaz naturel ; FL = Fioul lourd ; PB = plaquettes de bois ; PBN = plaquettes de bois avec neutralité carbone

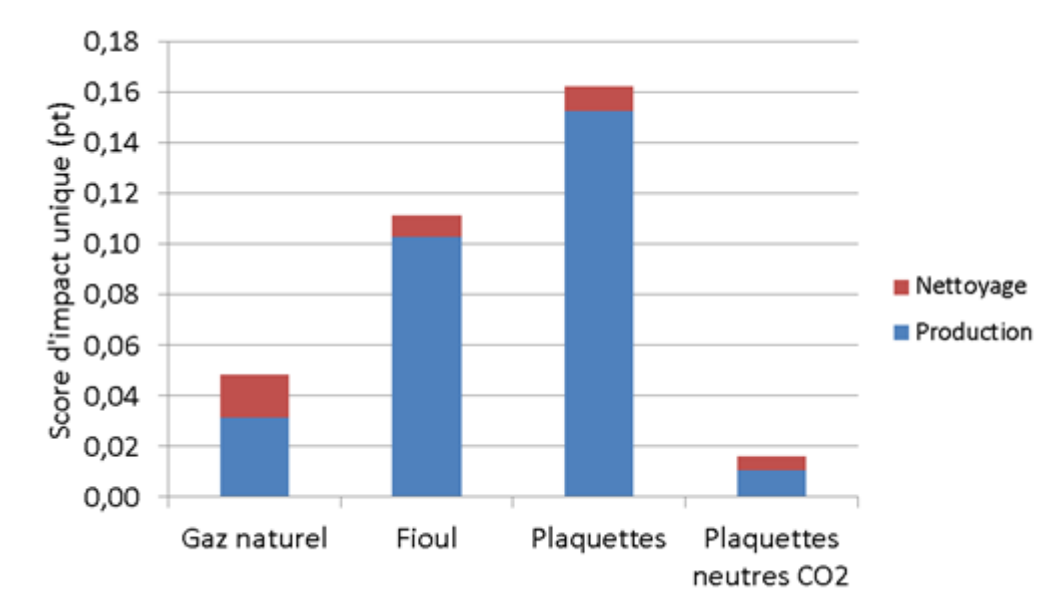
conséquences sur le processus décisionnel.

Ainsi, le classement des quatre alternatives est fortement influencé par les indicateurs environnementaux : les différents critères économiques et environnementaux sont utilisés pour classer les quatre alternatives selon la méthode M-TOPSIS (tableau III.2.6) avec la même pondération pour chaque critère ; quatre combinaisons de critères différentes sont testées, afin d'étudier l'influence du choix des critères d'analyse sur la détermination du meilleur compromis.

Quels que soient les critères et la méthodologie d'analyse des ICV, il est observé que M-TOPSIS place les plaquettes sans neutralité carbone toujours en tant que plus mauvais compromis. En effet, en attribuant le même poids décisionnel aux critères environnementaux et économiques, l'impact environnemental des plaquettes particulièrement élevé lorsque la neutralité des émissions de CO₂ n'est pas prise en compte détériore l'évaluation de cette alternative par rapport aux autres solutions ; celles-ci sont plus proches de la solution « idéale » déterminée par M-TOPSIS. Cette dernière classe toujours le gaz naturel en première position lorsque l'impact environnemental est déterminé par la méthodologie ReCiPe, tandis qu'avec Impact 2002+ ce



(a) Impact 2002+



(b) ReCiPe

FIGURE III.2.6. – Comparaison des scores uniques d'impact environnemental pour les quatre alternatives selon Impact 2002+ et ReCiPe

sont les plaquettes de bois avec neutralité carbone qui offrent le meilleur compromis ; cette variation provient des différences dans le calcul de l'impact environnemental, observées plus haut. Du point de vue économique, dans cette étude, la prise en compte du seul bénéfice actualisé comme critère économique n'influence pas le classement dans le cas de la méthode Impact 2002+. En revanche avec la méthodologie ReCiPe, M-TOPSIS classe le fioul lourd en troisième position, puisque le bénéfice actualisé est meilleur dans le cas des plaquettes.

L'utilisation de M-TOPSIS avec ces quatre combinaisons de critères fournit directement un classement des solutions en considérant simultanément tous les critères. La possibilité de varier les objectifs de la décision stratégique, qui se traduit par le choix des critères de décision (Bénéfice actualisé seul ou avec TRI, choix des critères d'impact environnemental...), est également soulignée.

III.2.3.3. Conclusion

Le cadre méthodologique a permis d'analyser des alternatives pour le choix stratégique de la source d'énergie primaire du procédé d'évaporation dans une perspective d'écoconception. Les outils utilisés ont permis de prédire les inventaires liés à la production d'énergie en fonction du combustible, et de calculer des critères d'analyse économique et environnementale. Le calcul des inventaires de la production d'énergie a été effectué à l'aide du simulateur de centrale de production d'énergie (Ariane, ProSim S.A.).

Une analyse multicritère a alors été réalisée, à l'aide d'une méthode d'aide à la décision (M-TOPSIS) qui évalue de manière rationalisée le meilleur compromis. Les critères sont ainsi considérés simultanément, ce qui est avantageux par rapport aux méthodes usuelles où la conception est réalisée avec pour seul objectif la rentabilité, et la minimisation de l'impact environnemental réalisée a posteriori. Un autre avantage est la possibilité d'utiliser différents critères pour l'aide à la décision, ce qui permet de s'adapter aux demandes éventuelles des décideurs.

III.2.4. Optimisation du procédé d'évaporation par la conduite du nettoyage en place

III.2.4.1. Objet de l'étude

Le cadre méthodologique est mis en œuvre dans cette étude pour optimiser un procédé d'évaporation en déterminant les conditions opératoires du NEP qui minimisent au mieux l'impact environnemental et le coût du procédé. L'algorithme génétique intégré au cadre méthodologique permet de réaliser cette optimisation multiobjectif : les inventaires associés à chaque combinaison de conditions opératoires sont calculés, avec les critères associés à chaque solution ainsi obtenue, et l'algorithme fournit en fin de calcul une ou plusieurs solutions non-dominées qui offrent le meilleur compromis entre impact environnemental et rentabilité.

Les caractéristiques de l'étude sont détaillées au tableau III.2.7. Les variables d'optimisation concernent :

- La température des solutions de nettoyage, comprise entre 55 et 90°C ;
- La concentration en détergent, comprise entre 0,5 et 3,9% ;
- Le débit des solutions de nettoyage, compris entre 100 et 130% du débit en phase de production.

Ces variables sont utilisées par le modèle de cinétique de nettoyage alcalin pour en déterminer la durée de nettoyage total. Les intervalles de ces variables ont été déterminés selon les valeurs fréquemment utilisées dans la littérature (Bird et Fryer, 1991; Bird, 1992; Gillham *et al.*, 1998; Grasshoff, 1999; Timperley et Smeulders, 1988), et les intervalles de validité du modèle de Gallot-Lavallee et al. (1984).

Pour des raisons de simplification, seuls deux critères sont utilisés : le bénéfice actualisé et le score d'impact environnemental unique selon la méthodologie ReCiPe. L'algorithme génétique est paramétré pour maximiser le bénéfice actualisé et minimiser le score d'impact environnemental (tableau).

La conception de la phase de production est inchangée, mais le nombre d'heures de production par an varie, car le gain en temps éventuel sur la phase de nettoyage permet de varier le nombre de cycles de production par an (c'est-à-dire une phase de production suivie d'une phase de nettoyage).

III.2.4.2. Résultats

L'algorithme d'optimisation fournit un ensemble de solutions non dominées pour lesquelles seule la variable d'optimisation « débit » varie, la température est toujours la plus haute (90°C) et la concentration est toujours la plus élevée (3,9%). La méthode TOPSIS identifie alors que la meilleure solution de compromis pour la conduite du NEP, qui maximise le bénéfice actualisé (figure III.2.7a) et minimise l'impact environnemental (figure III.2.7b), correspond au débit minimum (100% du débit de la phase de production).

La durée de nettoyage alcalin calculée dans ces conditions est très courte en comparaison de la durée de nettoyage alcalin selon la séquence de référence, et en comparaison de la durée prédite par le modèle cinétique dans les conditions de la séquence de référence (tableau III.2.9). Cet optimum s'explique par le fait que dans les conditions de l'étude, bien que les consommations d'énergie, d'eau et de détergents soient élevées (haute température, haute concentration), la durée optimale de nettoyage alcalin est suffisamment courte pour que la quantité finale consommée (en eau, détergents et combustible) soit inférieure à celle qui serait nécessaire avec une durée plus longue.

Plus précisément, le bénéfice actualisé obtenu est supérieur de 9% au cas de base où le nettoyage est réalisé selon la séquence de référence ; cela provient d'un gain de 6 cycles production/nettoyage par an grâce à une diminution de 25 minutes de la durée du nettoyage, ce qui permet d'augmenter le temps de production annuel, et en conséquence les recettes potentielles engendrées par le produit concentré. Le cadre méthodologique a ainsi permis d'identifier

Tableau III.2.7. – Caractéristiques de l'étude d'optimisation du procédé d'évaporation par la conduite du NEP

Données de procédé	
Procédé d'évaporation	LAG3 avec condenseur, pasteurisateur et préchauffeurs dimensionnés
Débit de lait traité	20 t.h ⁻¹
Séquence de nettoyage	1) Pré-rinçage (paramètres de la séquence de référence) 2) Nettoyage alcalin modélisé selon Gallot-Lavallée et al. (1984) 3) Rinçage intermédiaire (paramètres de la séquence de référence) 4) Nettoyage acide (paramètres de la séquence de référence) 5) Rinçage final (paramètres de la séquence de référence)
Production d'énergie	Centrale au gaz naturel, vapeur à 6,7 bar
Unité fonctionnelle	1 kg de lait en entrée de l'évaporateur
Hypothèses	Impact du lait à la ferme et consommation électrique non considérés
Variables de conception	
Conditions opératoires du NEP	Température, concentration, débit de la solution de soude
Variables d'observation	
Phase de nettoyage	• Variation de la durée du NEP, coût annuel du détergent, de l'eau, du combustible • Variation de l'impact environnemental en fonction des consommations
Phase de production	Nombre d'heures de production par an, production annuelle de produit
Critères d'optimisation	
Economique	Bénéfice actualisé
Environnementale	Score unique

Tableau III.2.8. – Paramètres de l'algorithme génétique dans Multigen

Population initiale (nombre d'individus)	100
Nombre de générations	15
Algorithme	NSGA II
Probabilité de croisement	0,9
Probabilité de mutation	0,5
Critères à optimiser	Action
Bénéfice actualisé	Maximiser
Impact environnemental	Minimiser

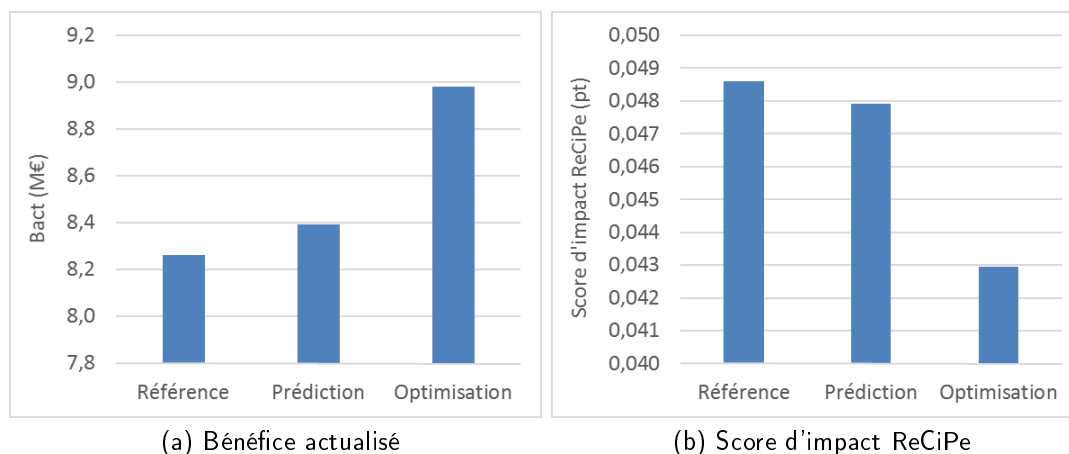


FIGURE III.2.7. – Comparaison du bénéfice actualisé et du score d'impact ReCiPe (score d'impact unique) obtenus avec la pratique industrielle, la prédiction par le modèle de Gallot-Lavallée, et l'optimisation à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée. « Référence » = Séquence NEP de référence (pratique industrielle) ; « Prédiction » = Séquence NEP avec prédiction (modèle de nettoyage alcalin, paramètres de la séquence de référence) ; « Optimisation » = Séquence NEP optimisée (nettoyage alcalin optimisé)

Tableau III.2.9. – Comparaison des paramètres de l'étape de nettoyage alcalin selon la pratique industrielle, la prédiction par le modèle de Gallot-Lavallée, et l'optimisation à l'aide du modèle de Gallot-Lavallée

	Température (°C)	Concentration (% massique)	Débit (% débit de production)	Durée du nettoyage alcalin (min)
Séquence de référence (pratique industrielle)	70	1,5	130	30
Séquence avec prédiction (modèle de nettoyage alcalin, paramètres de la séquence de référence)	70	1,5	130	25
Séquence optimisée (nettoyage alcalin optimisé)	90	3,9	100	4

une réelle opportunité de gain économique, d'autant plus que dans cette étude, seul le nettoyage alcalin a été optimisé. La diminution de l'impact environnemental (mesuré par un score unique) est de 12% inférieure au cas de la séquence de référence, sur l'ensemble du système, grâce à la diminution des consommations annuelles de détergent et d'énergie.

Avec un modèle cinétique de nettoyage alcalin, le cadre d'écoconception permet ainsi d'exploiter les connaissances empiriques de la phase de nettoyage pour proposer l'écoconception de la phase de nettoyage au même titre que le procédé en phase de production ou la production d'énergie. La modélisation, même simplifiée, de la phase de nettoyage, permet d'utiliser les outils d'analyse économique et environnementale pour en réaliser l'écoconception.

III.2.4.3. Conclusion

Le cadre méthodologique a été utilisé pour poser les bases d'une méthodologie d'écoconception du procédé d'évaporation, optimisant à la fois la phase de production et la phase de nettoyage. Malgré un manque de connaissances sur les cinétiques de nettoyage, le potentiel qu'offre un modèle cinétique pour l'écoconception a été démontré : la prédiction de la durée nécessaire à un temps de nettoyage total permet de déterminer le gain sur la durée totale du nettoyage, et les conséquences sur l'impact environnemental et la rentabilité du procédé peuvent être immédiatement évaluées.

Cette approche nécessite cependant le développement de modèles de nettoyage adaptés aux évaporateurs, car l'application du modèle cinétique utilisé dans ce travail reste à valider pour les évaporateurs. De plus, il manque un lien entre phase de production et phase de nettoyage : si les conditions lors de la phase de production changent (durée de concentration du lait plus longue, changement de température d'évaporation, ...), l'encrassement de l'équipement varie et rend le nettoyage plus ou moins difficile ; ainsi, il devrait être possible de déterminer l'optimum de conduite du procédé au-delà duquel le nettoyage nécessite la consommation de larges quantités de ressources.

III.2.5. Synthèse de l'exploitation

Trois études ont ainsi démontré les apports méthodologiques du cadre d'écoconception :

- le cadre méthodologique permet de réaliser l'écoconception des évaporateurs en phase de production, à l'aide de l'outil de modélisation et simulation du procédé, et grâce aux méthodes d'évaluation de l'impact environnemental et de la rentabilité des différentes solutions de conception. Cette application pourrait être développée à l'aide d'outils de conception spécifiques afin d'intégrer au mieux le procédé d'évaporation ;
- la mise en œuvre d'une méthode d'aide à la décision multicritère permet d'effectuer des choix stratégiques d'écoconception, en recherchant le meilleur compromis entre les critères définis par l'étude, et en adaptant éventuellement les critères de décision selon les décideurs ;
- l'utilisation d'un outil d'optimisation multiobjectif pour écoconcevoir la conduite du net-

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

toyage en place montre que les modèles cinétiques de nettoyage, même empiriques, peuvent apporter des gains en efficacité du nettoyage, et en conséquence des économies ainsi qu'une réduction de l'impact environnemental. Les premiers pas vers l'écoconception a priori de la phase de nettoyage sont ainsi effectués, et permettent d'orienter les besoins de recherche sur le nettoyage et la prédiction de l'encrassement.

Le cadre d'écoconception apporte ainsi des outils d'analyse systémique pour prendre en compte l'ensemble des modifications techniques, économiques et environnementales qu'induisent les choix de conception du procédé, et appuyer le processus de sélection du meilleur compromis entre les critères définis par l'étude.

Conclusion générale et perspectives

Ce travail de thèse a proposé une méthodologie d'écoconception d'un procédé de transformation agroalimentaire afin de contribuer à la mise en œuvre des principes de l'écoconception dans les IAA. Ce cadre combine des outils d'analyse systémique et d'optimisation multiobjectif, développés initialement pour les procédés du secteur des industries chimiques. Le procédé d'évaporation du lait écrémé a été choisi comme sujet d'application du cadre méthodologique, car il fait partie des procédés les plus énergivores du secteur laitier et comporte des solutions de conception multiples à fort potentiel d'optimisation. De plus, les démarches systémiques d'écoconception qui lui sont consacrées sont peu nombreuses dans la littérature. A travers cet exemple, deux questions de recherche ont été traitées :

- Comment adapter un simulateur de procédés, outil très largement utilisé pour la conception, la modélisation et la simulation des procédés du secteur chimique, à l'évaporation du lait ?
- Comment intégrer au cadre méthodologique la phase de nettoyage de l'équipement, qui fait partie des spécificités du domaine agroalimentaire ?

Trois points marquants méritent d'être soulignés dans la démarche retenue pour répondre à la problématique :

- *Dans un premier temps, l'adaptation d'un simulateur de procédés à l'évaporation du lait a été réalisée en insérant dans le simulateur des modèles de propriétés du lait, et des modèles de coefficient d'échange pour les évaporateurs à flot tombant, après une sélection des modèles dans la littérature.*
- *Dans un deuxième temps, une solution proposée pour l'intégration du nettoyage de l'équipement est de modéliser la cinétique de nettoyage autant que les connaissances disponibles actuellement et les modèles de la littérature le permettent.*
- *Enfin, le potentiel du cadre méthodologique pour l'écoconception a été démontré à travers des études mettant en œuvre l'analyse multicritère et l'optimisation multiobjectif.*

La démarche retenue et les principaux résultats obtenus pour chacun de ces éléments qui ont fait l'objet des trois parties de ce manuscrit sont synthétisés dans ce qui suit.

Le simulateur de procédé Aspen Plus, classiquement utilisé pour la modélisation et la simulation

des procédés chimiques et pétrochimiques, a été adapté en insérant d'une part des modèles de propriétés du lait (capacité thermique, retard à l'ébullition, conductivité thermique, masse volumique, viscosité, tension de surface), et d'autre part des modèles de coefficient d'échange côté produit, tous issus de la littérature. L'utilisation des modèles de propriétés a également nécessité une modélisation spécifique du lait, en tant que mélange d'eau et de quatre pseudo-composés de la matière sèche (représentant la matière grasse, les protéines, les sucres, et les minéraux). Le travail de sélection des modèles de propriétés a souligné le besoin de recherche en modélisation des propriétés, car une recherche approfondie de la littérature n'a pas permis de trouver tous les modèles de propriétés adaptés au lait dans les gammes de température et de concentration mis en œuvre dans l'évaporation.

Pour le coefficient d'échange côté produit, différents modèles issus de la littérature ont été testés sur des modèles de procédés dont les dimensions et conditions opératoires sont connues, et dont la capacité va de l'échelle pilote à l'échelle industrielle. Le modèle de Bouman et al. (1993) a été finalement retenu comme modèle le plus adapté à la simulation des évaporateurs à flot tombant traitant du lait écrémé. La comparaison des modèles de coefficient d'échange a montré, encore une fois, que leur application est limitée, et que le développement de modèles prenant en compte un plus grand nombre de paramètres (variation des propriétés du produit, conditions opératoires, caractéristiques de l'écoulement...) est nécessaire pour améliorer la modélisation des évaporateurs traitant du lait. Le simulateur de procédés ainsi adapté permet de modéliser et simuler en régime continu le procédé d'évaporation du lait, en exploitant les capacités de création rapide de modèle et l'ergonomie propres aux simulateurs de procédés.

Après la phase de production, la nécessité de prédire les inventaires de la phase de nettoyage en place de l'évaporateur a conduit à implémenter un outil où seul le nettoyage alcalin est modélisé, et les inventaires des autres étapes sont calculés pour des conditions opératoires figées. La littérature n'a permis d'identifier qu'un modèle empirique de cinétique de nettoyage pour déterminer la durée de l'étape de nettoyage alcalin en fonction des paramètres opératoires. Cependant, la durée prédite par le modèle pour que le nettoyage alcalin soit total est plus courte que la pratique recensée chez des industriels, ce qui est prometteur pour l'écoconception de la phase de nettoyage. Ainsi, même un modèle empirique permettrait un gain sur le temps de production et sur les consommations (eau, énergie, détergents...), à condition qu'il soit validé dans le cas du nettoyage des évaporateurs.

Les outils de calcul des inventaires ainsi développés ont été intégrés au cadre méthodologique. Celui-ci comprend également un outil de modélisation et simulation de la centrale de production d'énergie, des méthodes d'analyse économique et environnementale, une méthode d'aide à la décision multicritère, et un algorithme d'optimisation multiobjectif. Les méthodes d'analyse économique et environnementale permettent de calculer des critères qui sont alors utilisables pour comparer différents scénarios ou optimiser le procédé, dans une perspective d'écoconception. Les possibilités du cadre ont été démontrées dans trois études d'écoconception :

- trois solutions de conception d'un évaporateur ont été modélisées dans Aspen Plus et comparées selon des critères économiques et environnementaux, montrant ainsi l'intérêt

des outils d'analyse économique et environnementale, ainsi que le besoin d'outils de conception adaptés au procédé d'évaporation ;

- différents combustibles pour la production d'énergie nécessaire au procédé ont été comparés à l'aide d'une méthode d'analyse multicritère. Un choix stratégique, selon des objectifs potentiellement contradictoires, peut ainsi être effectué de manière raisonnée grâce aux outils et méthodes implémentés dans le cadre méthodologique ;
- l'algorithme d'optimisation a été utilisé pour déterminer la conduite du nettoyage en place qui offre le meilleur équilibre entre rentabilité et impact environnemental. Cette étude démontre d'une part le potentiel d'une meilleure connaissance sur du nettoyage en place pour l'écoconception, et d'autre part l'intérêt de l'optimisation multiobjectif pour la conception des procédés agroalimentaires.

Finalement, *la démarche proposée a fourni des lignes directrices pour écoconcevoir le procédé d'évaporation du lait, voire plus généralement des procédés agroalimentaires, grâce à une approche combinant approche expérimentale, modélisation, simulation, optimisation et aide à la décision. Le cadre méthodologique peut ainsi être utilisé pour la prise de décisions stratégiques et la réduction de l'impact environnemental des procédés.*

Ces travaux ont également mis en évidence un certain nombre de perspectives, qui vont au-delà de l'application retenue en tant que support du cadre méthodologique d'écoconception. L'application de la démarche d'écoconception aux procédés agroalimentaires, telle que proposée dans ce travail, nécessite d'une part l'acquisition de nouvelles connaissances, en particulier dans la modélisation des propriétés du produit, des coefficients d'échange dans le cas de l'évaporation, et du nettoyage, et d'autre part le développement d'outils de modélisation et de conception adaptés aux procédés agroalimentaires.

A court terme, une prise en compte de l'ensemble de l'atelier de production de poudre de lait permettrait d'une part de réaliser des études d'écoconception dont les valeurs des critères économiques et environnementaux correspondraient à la réalité industrielle, et d'autre part d'enrichir le cadre pour l'application à d'autres procédés. Ces procédés concernent les opérations de standardisation, le séchage et les opérations à membranes, qui font classiquement partie des ateliers de production de poudre de lait. La prise en compte de ces procédés nécessite cependant un important travail de modélisation, en particulier pour le séchage et les opérations de concentration à membrane.

Ce travail de modélisation serait facilité par l'utilisation d'un outil de modélisation-simulation adapté aux procédés agroalimentaires, qui comporterait des modèles de propriétés et d'opérations unitaires pertinents, et qui permettrait d'intégrer facilement des modèles issus de la littérature ou d'autres travaux.

A moyen terme, un ou des outils d'intégration énergétique des procédés, comme l'analyse de pincement, pourraient enrichir la démarche d'écoconception à travers une étude plus pertinente et systémique des différentes solutions de conception des évaporateurs, et donc des ateliers

de production qui requièrent une forte demande en utilités en général. Couplés au simulateur de procédés adapté aux procédés agroalimentaires et à des techniques d'optimisation pour la recherche de l'agencement optimal (optimisation combinatoire, théorie des graphes...), ces outils permettraient de rechercher de façon guidée et efficace des solutions possibles pour l'écoconception du procédé.

A long terme, l'acquisition de nouvelles connaissances et leur intégration dans le cadre méthodologique permettraient d'augmenter la pertinence et la précision des études d'écoconception :

- L'enrichissement des bases de données d'ICV, ou l'acquisition de données pertinentes pour réaliser l'ACV, permettrait de calculer des indicateurs environnementaux plus pertinents, comme l'impact de la biomasse en tant que source d'énergie primaire en fonction de la région, ou encore l'impact de la production du lait (bio ou conventionnel, région...). La problématique du traitement des eaux usées en particulier, majeure dans la gestion de la phase de nettoyage, pourrait alternativement être traitée en intégrant la conception ou la modélisation de la station de traitement des eaux usées (dans le cas d'un traitement sur site).
- Des modèles pour la prédiction des cinétiques de nettoyage en fonction des paramètres opératoires, pour les différents détergents et les équipements qui constituent l'évaporateur, permettraient d'optimiser l'ensemble de la séquence de nettoyage. Des modèles empiriques, tel celui de Gallot-Lavallee *et al.* (1984) utilisé dans ce travail, serviraient dans un premier temps à enrichir les connaissances, et ainsi à développer des modèles physicochimiques plus élaborés. Les données générées par la démarche de rationalisation du nettoyage par l'amélioration des mesures en ligne (travaux de Alvarez *et al.* (2010) notamment) pourraient également apporter des connaissances supplémentaires. A terme, la prédiction de l'encrassement pourrait permettre d'optimiser le nettoyage en fonction de la conduite du procédé en phase de production : ici encore, des modèles même empiriques permettraient d'estimer la nature et la quantité d'encrassement en fonction des conditions opératoires du procédé lors de la phase de production, et déterminer ensuite la conduite du nettoyage en place adéquate.
- L'intégration de critères de qualité, comme la dénaturation du produit et le risque sanitaire, permettrait une recherche du meilleur compromis entre cout, impact environnemental et qualité simultanément. Un travail de modélisation conséquent est une fois de plus nécessaire pour prédire l'impact de la conduite du procédé sur les transformations physicochimiques subies par le produit ; par exemple, le calcul du temps de séjour du lait dans un équipement de traitement thermique, couplé à la connaissance d'une part de la cinétique de dénaturation des protéines et d'autre part de leur teneur dans le produit, permettrait de prédire la fraction de protéines dénaturées.

L'intégration des critères de qualité est capitale pour l'acceptabilité et la diffusion dans les IAA des approches d'écoconception telle que celle proposée dans ce manuscrit. De nombreux travaux expérimentaux, de compilation des connaissances existantes, de modélisation, et de validation des prédictions sont nécessaires pour la généralisation de l'écoconception dans

III.2. Etudes d'exploitation de la démarche d'écoconception

l'agroalimentaire, mais elle fournira des solutions pour répondre aux défis auxquels le secteur doit faire face.

Bibliographie

- ACERO, A. P., RODRÁGUEZ, C. et CIROTH, A. (2014). *LCIA methods – Impact assessment methods in Life Cycle Assessment and their impact categories*. GreenDelta GmbH, Berlin, Germany.
- ADIB, T. A., HEYD, B. et VASSEUR, J. (2009). Experimental results and modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design. *Chemical Engineering and Processing : Process Intensification*, 48(4):961–968.
- AKPINAR, E. K., MIDILLI, A. et BICER, Y. (2005). Energy and exergy of potato drying process via cyclone type dryer. *Energy Conversion and Management*, 46(15):2530–2552.
- ALCÂNTARA, L. A. P., FONTAN, R. d. C. I., BONOMO, R. C. F., SOUZA JR, E. C. d., SAMPAIO, V. S. et PEREIRA, R. G. (2012). Density and dynamic viscosity of bovine milk affected by temperature and composition. *International Journal of Food Engineering*, 8(1):11.
- ALHUSSEINI, A. A., TUZLA, K. et CHEN, J. C. (1998). Falling film evaporation of single component liquids. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 41(12):1623–1632.
- ALLEN, D. T. et SHONNARD, D. R. (2001). *Green Engineering : Environmentally Conscious Design of Chemical Processes*. Pearson Education.
- ALVAREZ, N. (2003). *Rationalisation du nettoyage en place en industrie laitière : durée, pertes de matière, effluents*. Thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure d'Agronomie de Rennes (ENSAR).
- ALVAREZ, N., DAUFIN, G. et GÉSAN-GUIZIOU, G. (2010). Recommendations for rationalizing cleaning-in-place in the dairy industry : Case study of an ultra-high temperature heat exchanger. *Journal of Dairy Science*, 93(2):808 – 821.
- ANASTAS, P. T. et ZIMMERMAN, J. B. (2003). Design through the 12 principles of green engineering. *Environmental science & technology*, 37(5):94A–101A.
- ANG, K. L. J. (2011). *Investigation of rheological properties of concentrated milk and the effect of these properties on flow within falling film evaporators*. Thèse de doctorat, University of Canterbury. Department of Chemical and Process Engineering.
- ANIA (ASSOCIATION NATIONALE DES INDUSTRIES ALIMENTAIRES (2015). 100 actions pour lutter contre le changement climatique. Online.

- APV (2006). *Evaporator Handbook*, 4th edition EHB-599 édition.
- APV (2008). Dairy technology. White paper, SPX Flow Technology.
- ASPEN TECHNOLOGY, I. (2011a). Aspen plus.
- ASPEN TECHNOLOGY, I. (2011b). *Aspen Plus Help*. Aspen Technology, Inc., 200 Wheeler Road - Burlington, MA 01803-5501 - USA. Built-in help database of the Aspen Plus simulator version 8.2.
- ATKINS, M. J., WALMSLEY, M. R. W. et NEALE, J. R. (2010). The challenge of integrating non-continuous processes - milk powder plant case study. *Journal of Cleaner Production*, 18(9):927 – 934. Papers selected from 12th conference - Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction.
- ATKINS, M. J., WALMSLEY, M. R. W. et NEALE, J. R. (2011). Integrating heat recovery from milk powder spray dryer exhausts in the dairy industry. *Applied Thermal Engineering*, 31(13):2101 – 2106. Selected Papers from the 13th Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction.
- AZAPAGIC, A., PERDAN, S. et CLIFT, R. (2011). *Sustainable development in practice : Case Studies for Engineers and Scientists*. Wiley Online Library, 2nd édition.
- AZZARO-PANTEL, C. (2014). Evaluation économique des procédés. In *Cours À l'INP Ensiacet*.
- BANGA, J. R., Balsa-Canto, E., Moles, C. G. et ALONSO, A. A. (2003). Improving food processing using modern optimization methods. *Trends in Food Science and Technology*, 14(4):131 – 144.
- BELLINI, B. et JANIN, M. (2011). Ecoconception : état de l'art des outils disponibles. *Techniques de l'ingénieur. Industrialisation des procédés : défis et nouvelles approches*, – (G6010):-. (In French).
- BÉNÉZECH, T., LELIÈVRE, C., MEMBRÉ, J., VIET, A.-F. et FAILLE, C. (2002). A new test method for in-place cleanability of food processing equipment. *Journal of Food Engineering*, 54(1):7–15.
- BERNEMAN, C., LANOIE, P., PLOUFFE, S. et VERNIER, M.-F. (2011). Les retombées intangibles de l'éco-conception pour l'entreprise. In *PME : en marche vers le développement durable*, page 70.
- BERRY, R. S., RICE, S. A. et ROSS, J. (2000). *Physical Chemistry*. New York : Oxford University Press, 2nd édition.
- BERTSCH, A. J. (1983). Surface tension of whole and skim-milk between 18 and 135 c. *Journal of dairy research*, 50(03):259–267.

- BIMBENET, J., SCHUBERT, H. et TRYSTRAM, G. (2007). Advances in research in food process engineering as presented at ICEF 9. *Journal of food engineering*, 78(2):390–404.
- BIRD, M. R. (1992). *Cleaning of food process plant*. Thèse de doctorat, University of Cambridge.
- BIRD, M. R. et FRYER, P. J. (1991). Experimental study of the cleaning of surfaces fouled by whey proteins. *Food and Bioproducts Processing*, 69(1):13–21.
- BON, J., CLEMENTE, G., VAQUIRO, H. et MULET, A. (2010). Simulation and optimization of milk pasteurization processes using a general process simulator (ProSimPlus). *Computers & Chemical Engineering*, 34(3):414 – 420.
- BOSWORTH, M. E. D., HUMMELMOSE, B. et CHRISTIANSEN, K. (2000). Cleaner production assessment in dairy processing. Rapport technique, COWI Consulting Engineers and Planners AS, Denmark.
- BOUMAN, S., WAALEWIJN, R., de JONG, P. et van der LINDEN, H. J. L. J. (1993). Design of falling-film evaporators in the dairy industry. *International Journal of Dairy Technology*, 46(3):100–106.
- BRITZ, T. J., van SCHALKWYK, C. et HUNG (2006). *Waste treatment in the food processing industry*, chapitre Treatment of dairy processing wastewaters, pages 1–28. CRC Press.
- BYLUPPALA, H. (2010). *Process design and simulation for extraction of milk fat using liquid propane*. Thèse de doctorat, Oklahoma State University.
- CANO-RUIZ, J. A. et MCRAE, G. J. (1998). Environmentally conscious chemical process design. *Annual Review of Energy and the Environment*, 23(1):499–536.
- CARSON, J. K. (2006). Review of effective thermal conductivity models for foods. *International Journal of Refrigeration*, 29(6):958 – 967. Issue with Special Emphasis on Data and Models on Food Refrigeration.
- CAVE, S. et EDWARDS, D. (1997). Chemical process route selection based on assessment of inherent environmental hazard. *Computers & Chemical Engineering*, 21:S965–S970.
- CHANGANI, S., BELMARBEINY, M. et FRYER, P. (1997). Engineering and chemical factors associated with fouling and cleaning in milk processing. *Experimental thermal and fluid science*, 14(4):392–406.
- CHAUVEL, A., FOURNIER, G. et RAIMBAULT, C. (2001). *Manuel d'évaluation économique des procédés*. Editions TECHNIP.
- CHAWANKUL, N., CHUAPRASERT, S., DOUGLAS, P. et LUEWISUTTHICHAT, W. (2001). Simulation of an agitated thin film evaporator for concentrating orange juice using Aspen-PlusTM. *Journal of Food Engineering*, 47(4):247 – 253.

- CHAWANKUL, N., DOUGLAS, P. L., CHUAPRASERT, S. et LUEWISUTTHICHAT, W. (2003). Optimisation of an agitated thin film evaporator for concentrating orange juice using aspen plus. *Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing*, 11(3-4):309–322.
- CHENG, H. et FRIIS, A. (2007). Operability and flexibility of a milk production line. *Food and Bioproducts Processing*, 85(4):372 – 380.
- CHOI, Y. et OKOS, M. (1986). Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods. *Food engineering and process applications*, 1:93–101.
- CHUN, K. R. et SEBAN, R. (1971). Heat transfer to evaporating liquid films. *Journal of Heat Transfer*, 93(4):391–396.
- CNIEL (CENTRE NATIONAL INTERPROFESSIONNEL DE L'ECONOMIE LAITIÈRE) (2015). L'économie laitière en chiffres - Edition 2015.
- CODA STRATÉGIES (2014). Equête sur le prix des combustibles bois en 2013 et 2014 – synthèse. Rapport technique, ADEME (Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie).
- COLLETTE, Y. et SIARRY, P. (2011). *Optimisation multiobjectif*. Editions Eyrolles.
- CROGUENNEC, T., JEANTET, R. et BRULÉ, G. (2008). *Fondements physicochimiques de la technologie laitière*. Lavoisier.
- DANTUS, M. M. et HIGH, K. A. (1996). Economic evaluation for the retrofit of chemical processes through waste minimization and process integration. *Industrial & engineering chemistry research*, 35(12):4566–4578.
- DARMON, N., MAILLOT, M., DARMON, M. et MARTIN, A. (2007). Le sain et le lim. un système de "profilage nutritionnel" pour orienter favorablement les choix des consommateurs. In 3. Journées annuelles INPES de la prévention. Du 29-03-2007 au 30-03-2007, Paris, France.
- DE JONG, P. (1996). *Modelling and optimization of thermal processes in the dairy industry*. Thèse de doctorat, Delft University of Technology.
- DECLoux, M. et RÉMOND, B. (2009). Évaporation - agencement des évaporateurs et applications. *Techniques de l'ingénieur. Opérations unitaires du génie industriel alimentaire*, –(F3004):–. (In French).
- DEGLISE, X. et DONNOT, A. (2004). Bois énergie. *Techniques de l'ingénieur. Nouvelles technologies, énergies renouvelables et stockage*, –(BE8535):–.
- DIEFES, H. (1997). *A steady-state food process design and analysis program with generalized unit operation models*. Thèse de doctorat, Purdue University, West Lafayette.

- DIETZ, A., AZZARO-PANTEL, C., PIBOULEAU, L. et DOMENECH, S. (2006). Multiobjective optimization for multiproduct batch plant design under economic and environmental considerations. *Computers & Chemical Engineering*, 30(4):599 – 613.
- DUNN, R. F. et EL-HALWAGI, M. M. (2003). Process integration technology review : background and applications in the chemical process industry. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 78(9):1011–1021.
- EIDE, M. (2002). Life cycle assessment (LCA) of industrial milk production. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 7(2):115–126.
- EIDE, M. H., HOMLEID, J. P. et MATTSSON, B. (2003). Life cycle assessment (LCA) of cleaning-in-place processes in dairies. *LWT - Food Science and Technology*, 36(3):303 – 314.
- EIDE, M. H. et OHLSSON, T. (1998). A comparison of two different approaches to inventory analysis of dairies. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 3(4):209–215.
- ERDOĞDU, F. (2008). *Optimization in food engineering*. CRC Press.
- FELDER, R. et DONES, R. (2007). Evaluation of ecological impacts of synthetic natural gas from wood used in current heating and car systems. *Biomass and bioenergy*, 31(6):403–415.
- FERNÁNDEZ-MARTÍN, F. (1972a). Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. i. heat capacity. *Journal of Dairy Research*, 39(01):65–73.
- FERNÁNDEZ-MARTÍN, F. (1972b). Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. II. viscosity. *Journal of dairy research*, 39(01):75–82.
- FERNÁNDEZ-MARTÍN, F. (1975). Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. IV. thermal expansion. *Zeitschrift für Lebensmittel-Untersuchung und Forschung*, 157(1):14–18.
- FERNÁNDEZ-MARTÍN, F. et MONTES, F. (1972). Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. III. thermal conductivity. *Milchwissenschaft*, 12:772.
- FITO, P., LEMAGUER, M., BETORET, N. et FITO, P. J. (2007). Advanced food process engineering to model real foods and processes : The "SAFES" methodology. *Journal of food engineering*, 83(2):173–185. Congress on Innovations in Traditional Foods, Polytech Univ Valencia, Valencia, SPAIN, OCT 25-28, 2005.
- Fontelle, J., Chang, J. et Vincent, J. (2014). National inventories of air emissions in France : Organisation and methodology (OMINEA) - 11th edition. Rapport technique, CITEPA (Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique).

- FOODDRINKEUROPE (2015). Data & trends - european food and drink industry 2014-2015. online.
- FOSTER, C., GREEN, K., BLEDA, M., DEWICK, P., EVANS, B., FLYNN, A. et MYLAN, J. (2007). Environmental impacts of food production and consumption : A report to the department for environment food and rural affairs. Rapport technique, Manchester Business School, University of Manchester.
- FOX, P. et BRODKORB, A. (2008). The casein micelle : historical aspects, current concepts and significance. *International Dairy Journal*, 18(7):677–684.
- FRENCH-MCCAY, D. P. (2004). Oil spill impact modeling : Development and validation. *Environmental Toxicology and Chemistry*, 23(10):2441–2456.
- FRENCH MINISTRY OF AGRICULTURE, FOOD AND FORESTRY (2009). Consommation d'Énergie dans les industries agroalimentaires - le gaz toujours plus utilisé que l'électricité. *Agreste Primeur*, (231).
- FRENCH MINISTRY OF AGRICULTURE, FOOD AND FORESTRY (2012). Consommation d'Énergie des industries agroalimentaires - reprise de la consommation d'Énergie dans les iaas en 2010. *Agreste Primeur*, (278).
- FRISCHKNECHT, R., JUNGBLUTH, N., HISCHIER, R., ALTHAUS, H., BAUER, C., DOKA, G., DONES, R., HELLWEG, S., HUMBERT, S., KÖLLNER, T., LOERINCIK, Y., MARGNI, M. et NEMECEK, T. (2007). Implementation of life cycle impact assessment methods. ecoinvent report no. 3. Rapport technique, Swiss Centre for Life Cycle Inventories, Dübendorf.
- FRYER, P. J. et ASTERIADOU, K. (2009). A prototype cleaning map : A classification of industrial cleaning processes. *Trends in Food Science & Technology*, 20(6–7):255–262.
- FUQUAY, J. W., FOX, P. F. et MCSWEENEY, P. L., éditeurs (2011). *Encyclopedia of Dairy Sciences 2nd Edition*. Academic Press.
- GALLOT-LAVALLEE, T. (1982). *Contribution à l'étude de la cinétique du nettoyage des pasteurisateurs de lait*. Thèse de doctorat, ENSIA, Massy.
- GALLOT-LAVALLEE, T., LALANDE, M. et CORRIEU, G. (1984). Cleaning kinetics modeling of holding tubes fouled during milk pasteurization1. *Journal of Food Process Engineering*, 7(2):123–142.
- GAUCHERON, F. (2005). The minerals of milk. *Reproduction Nutrition Development*, 45(4): 473–484.
- GILLHAM, C., WILSON, D., FRYER, P. et HASTING, A. (1998). Studies in cleaning of whey protein deposits. In *Fouling and Cleaning in Food Processing*, pages 271–279. Jesus College, Cambridge University.

- GOEDKOOP, M., HEIJUNGS, R., HUIJBREGTS, M., DE SCHRYVER, A., STRUIJS, J. et VAN ZELM, R. (2013). Recipe 2008 – a life cycle assessment method which comprises harmonised category indicators at the midpoint and the endpoint level – first edition (version 1.08) – report i : Characterisation. Rapport technique, Dutch Ministry of Housing, Spatial Planning and Environment (VROM).
- GOLMAN, B. et JULKLANG, W. (2014). Simulation of exhaust gas heat recovery from a spray dryer. *Applied Thermal Engineering*, 73(1):899–913.
- GOMEZ, A. (2008). *Optimisation technico-économique multiobjectif de systèmes de conversion d'énergie : cogénération électricité-hydrogène à partir d'un réacteur nucléaire de IVème génération*. Thèse de doctorat, INP Toulouse.
- GOMEZ, A., PIBOULEAU, L., AZZARO-PANTEL, C., DOMENECH, S., LATGÉ, C. et HAUBENSACK, D. (2010). Multiobjective genetic algorithm strategies for electricity production from generation iv nuclear technology. *Energy Conversion and Management*, 51(4):859–871.
- GONZALEZ-GARCIA, S., CASTANHEIRA, E. G., DIAS, A. C. et ARROJA, L. (2013). Using life cycle assessment methodology to assess UHT milk production in portugal. *Science of the Total Environment*, 442:225–234.
- GRASSHOFF, A. (1999). Fundamental trials to clean uht tubular modules. In *3rd Karlsruhe Nutrition Symposium European Research towards Safer and Better Food*, page 61.
- GREEN, D. W. et PERRY, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill, 8th édition.
- GUIGNARD, C., VERONES, F., LOERINCIK, Y. et JOLLIET, O. (2009). Environmental/Ecological impact of the dairy sector : Literature review on dairy products for an inventory of key issues ; list of environmental initiatives and influences on the dairy sector. *Bulletin of the International Dairy Federation*, 436:1–60.
- GUTHRIE, K. M. (1969). Data and techniques for preliminary capital cost estimating. *Chemical Engineering*, 76(6):114.
- HARKER, J. H., BACKHURST, J. R. et RICHARDSON, J. F. (2002). *Chemical Engineering*, volume 2. Butterworth-Heinemann, 5 édition.
- HELDMAN, D. R. et LUND, D. B., éditeurs (2006). *Handbook of food engineering*. CRC press.
- HERTWICH, E. G., PEASE, W. S. et KOSHLAND, C. P. (1997). Evaluating the environmental impact of products and production processes : a comparison of six methods. *Science of the Total Environment*, 196(1):13–29.
- HOLTSMARK, B. (2015a). A comparison of the global warming effects of wood fuels and fossil fuels taking albedo into account. *GCB Bioenergy*, 7(5):984–997.

- HOLTSMARK, B. (2015b). Quantifying the global warming potential of co2 emissions from wood fuels. *GCB Bioenergy*, 7(2):195–206.
- HOPWOOD, B., MELLOR, M. et O'BRIEN, G. (2005). Sustainable development : Mapping different approaches. *Sustainable Development*, 13(1):38–52.
- ICHEME (2002). The sustainability metrics. Rapport technique, The Institution of Chemical Engineers, Rugby, U.K.
- IGOS, E., DALLE, A., TIRUTA-BARNA, L., BENETTO, E., BAUDIN, I. et MERY, Y. (2014). Life cycle assessment of water treatment : what is the contribution of infrastructure and operation at unit process level? *Journal of Cleaner Production*, 65:424–431.
- INSTITUTE FOR ENVIRONMENT AND SUSTAINABILITY (2010). Analysis of existing environmental impact assessment methodologies for use in life cycle assessment. Rapport technique, European Commission.
- INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION (2011). The world dairy situation 2011. *Bulletin of the International Dairy Federation*, 451.
- JACQUEMIN, L., PONTALIER, P. et SABLAYROLLES, C. (2012). Life cycle assessment (LCA) applied to the process industry : a review. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 17(8):1028–1041.
- JEANTET, R., BRULÉ, G. et DELAPLACE, G. (2011). *Génie des procédés appliqué à l'industrie laitière*. Lavoisier, 2e édition édition.
- JEANTET, R., CROGUENNEC, T., MAHAUT, M., SCHUCK, P. et BRULÉ, G. (2008). *Les produits laitiers (2e Ed.)*. Tec & Doc.
- JEBSON, R. S. et CHEN, H. (1997). Performances of falling film evaporators on whole milk and a comparison with performance on skim milk. *Journal of dairy research*, 64(01):57–67.
- JEURNINK, T. J. M. et BRINKMAN, D. W. (1994). The cleaning of heat exchangers and evaporators after processing milk or whey. *International Dairy Journal*, 4(4):347 – 368.
- JIMÉNEZ-GONZÁLEZ, C. et CONSTABLE, D. J. C. (2011). *Green Chemistry and Engineering : A Practical Design Approach*. John Wiley & Sons, Inc.
- JOLLIET, O., MARGNI, M., CHARLES, R., HUMBERT, S., PAYET, J., REBITZER, G. et ROSENBAUM, R. (2003). Impact 2002+ : a new life cycle impact assessment methodology. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 8(6):324–330.
- JOLLIET, O., SAADÉ, M. et CRETZAZ, P. (2010). *Analyse du cycle de vie : Comprendre et réaliser un écobilan*. PPUR Presses polytechniques.

- JORGE, L. M. M., RIGHETTO, A. R., POLLI, P. A., SANTOS, O. A. A. et FILHO, R. M. (2010). Simulation and analysis of a sugarcane juice evaporation system. *Journal of Food Engineering*, 99(3):351 – 359.
- JØRGENSEN, A., LE BOCQ, A., NAZARKINA, L. et HAUSCHILD, M. (2008). Methodologies for social life cycle assessment. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 13(2):96–103.
- JOYCE, D. et BURGI, A. (1993). *It's Such a Waste of Energy*. Dairy Research and Development Corporation, Melbourne.
- KANYARUSHOKI, C., WERF, H. M. G. v. d. et FUCHS, F. (2010). Life cycle assessment of cow and goat milk chains in france. *In Proceedings of LCA food 2010*, volume 2, pages 174–179.
- KARLSSON, E., GOURDON, M., OLAUSSON, L. et VAMLING, L. (2013). Heat transfer for falling film evaporation of black liquor up to very high prandtl numbers. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 65:907–918.
- KEMP, I. C. (2007). *Pinch analysis and process integration - A user guide on process integration for the efficient use of energy*. Butterworth-Heinemann, 2nd édition.
- KLEMES, J., SMITH, R. et KIM, J., éditeurs (2008). *Handbook of water and energy management in food processing*. Woodhead Publishing Ltd.
- KUPONGSAK, S., TAN, J., HATEM, I., LU, W., GUTHRIE, B. et TANOFF, M. (2003). Set point determination from sensory evaluations for food process control. *Journal of Food Process Engineering*.
- LAMBERT, C., ROMDHANA, H. et COURTOIS, F. (2013). Towards a generic simulator for food processes : bridging the gap between chemical engineering and food engineering. *Récents Progrès en Génie des Procédés*, 104(1).
- LEHTINEN, H., SAARENTAUS, A., ROUHIAINEN, J., PITTS, M. et AZAPAGIC, A. (2011). A review of lca methods and tools and their suitability for smes. Online.
- LEWICKI, P. P. (2004). Water as the determinant of food engineering properties. a review. *Journal of Food Engineering*, 61:483–495.
- LI, C., ZHANG, X., ZHANG, S. et SUZUKI, K. (2009). Environmentally conscious design of chemical processes and products : Multi-optimization method. *Chemical Engineering Research and Design*, 87(2):233–243.
- LUTZ, W., MARMOLO, M. et SCHERBOV, S. (2008). Probabilistic population projections for the 27 EU member states. *In Paper at 2008 European population Conference*, page 9–12.

- MANFREDI, S., ALLACKER, K., PELLETIER, N., SCHAU, E., CHOMKHAMSI, K., PANT, R. et PENNINGTON, D. (2015). Comparing the european commission product environmental footprint method with other environmental accounting methods. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 20(3):389–404.
- MAROULI, A. et MAROULIS, Z. (2005). Cost data analysis for the food industry. *Journal of food Engineering*, 67(3):289–299.
- MAROULIS, Z. et SARAVACOS, G. (2003). *Food process design*, volume 126. CRC.
- MAROULIS, Z. B. et SARAVACOS, G. D. (2007). *Food Plant Economics*. CRC Press.
- MARSHALL, R. J., LOZOWSKI, D., ONDREY, G. et JENKINS, S. (2011). Capital cost estimation : Understanding the software options. *Chemical Engineering*, 118(8).
- MCCABE, W. L., SMITH, J. C. et HARRIOTT, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering*, volume 5. McGraw-Hill New York.
- MCGOWAN, T. F., BROWN, M. L. et BULPITT, W. S. (2009). *Biomass and Alternate Fuel Systems an Engineering and Economic Guide*. John Wiley & Sons, Hoboken.
- MCKECHNIE, J., COLOMBO, S., CHEN, J., MABEE, W. et MACLEAN, H. L. (2010). Forest bioenergy or forest carbon ? assessing trade-offs in greenhouse gas mitigation with wood-based fuels. *Environmental science & technology*, 45(2):789–795.
- MINIM, L. A., COIMBRA, J. S. R., MINIM, V. P. R. et TELIS-ROMERO, J. (2002). Influence of temperature and water and fat contents on the thermophysical properties of milk. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 47(6):1488–1491.
- MIRANDA, V. et SIMPSON, R. (2005). Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator : tomato concentrate. *Journal of Food Engineering*, 66(2):203 – 210.
- MORALES-MENDOZA, L. F. (2013). *Eco-design of chemical processes : an integrated approach coupling process modeling, life cycle assessment and multi-objective optimization*. Thèse de doctorat, Mécanique, Energétique, Génie Civil et Procédés (MEGeP).
- MORISON, K. R., PHELAN, J. P. et BLOORE, C. G. (2013). Viscosity and Non-Newtonian behaviour of concentrated milk and cream. *International Journal of Food Properties*, 16(4): 882–894.
- MUJUMDAR, A. S., éditeur (2006). *Handbook of industrial drying*. CRC Press, 3rd édition.
- MUKHERJEE, N., BANSAL, B. et CHEN, X. D. (2005). Measurement of surface tension of homogenised milks. *International Journal of Food Engineering*, 1(2).
- NARODOSLAWSKY, M. et KROTSCHKE, C. (2004). What can we learn from ecological valuation of processes with the sustainable process index (spi) – the case study of energy production systems. *Journal of Cleaner Production*, 12(2):111–115.

- NGUYEN, T. T. H., DOREAU, M., CORSON, M. S., EUGÈNE, M., DELABY, L., CHESNEAU, G., GALLARD, Y. et WERF, H. M. G. v. d. (2013). Effect of dairy production system, breed and co-product handling methods on environmental impacts at farm level. *Journal of Environmental Management*, 120(0):127 – 137.
- NIAMSUWAN, S., KITTISUPAKORN, P. et MUJTABA, I. M. (2011). Minimization of water and chemical usage in the cleaning in place process of a milk pasteurization plant. *Sonklanakarin Journal of Science and Technology*, 33(4):431.
- NISHITANI, H. et KUNUGITA, E. (1979). The optimal flow-pattern of multiple effect evaporator systems. *Computers & Chemical Engineering*, 3(1):261–268.
- NISHITANI, H. et KUNUGITA, E. (1983). Multi-objective analysis for energy and resource conservation in process systems. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 16(3):235–241.
- NORRIS, C. B. (2014). Data for social lca. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 19(2):261–265.
- NORRIS, G. A. (2001). Integrating life cycle cost analysis and lca. *The international journal of life cycle assessment*, 6(2):118–120.
- OLDFIELD, D. J., TAYLOR, M. W. et SINGH, H. (2005). Effect of preheating and other process parameters on whey protein reactions during skim milk powder manufacture. *International Dairy Journal*, 15(5):501–511.
- OUATTARA, A. (2011). *Méthodologie d'éco-conception de procédés par optimisation multi-objectif et aide à la décision multicritère*. Thèse de doctorat, Mécanique, Energétique, Génie Civil et Procédés (MEGeP).
- OUATTARA, A., PIBOULEAU, L., AZZARO-PANTEL, C., DOMENECH, S., BAUDET, P. et YAO, B. (2012). Economic and environmental strategies for process design. *Computers and Chemical Engineering*, 36:174 – 188.
- PARAMALINGAM, S., WINCHESTER, J. et MARSH, C. (2000). On the fouling of falling film evaporators due to film break-up. *Food and bioproducts processing*, 78(2):79–84.
- PETERS, M. S. et TIMMERHAUS, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-Hill.
- PIERAGOSTINI, C., MUSSATI, M. C. et AGUIRRE, P. (2012). On process optimization considering LCA methodology. *Journal of Environmental Management*, 96(1):43 – 54.
- POTTER, N. N. et HOTCHKISS, J. H. (1995). *Food science, 5th edition*. Springer Science & Business Media.

- PROST, J. S., GONZÁLEZ, M. T. et URBICAIN, M. J. (2006). Determination and correlation of heat transfer coefficients in a falling film evaporator. *Journal of Food Engineering*, 73(4): 320 – 326.
- RABOT-QUERCI, M. (2006). *Etude d'un dispositif de traitement des imbrûlés des appareils de chauffage indépendants au bois*. Thèse de doctorat, Nancy 1.
- RAMIREZ, C. A., PATEL, M. et BLOK, K. (2006). From fluid milk to milk powder : Energy use and energy efficiency in the european dairy industry. *Energy*, 31(12):1984 – 2004.
- RECTOR, L. R., ALLEND, G., HOPKE, P. K., CHANDRASEKARAN, S. R. et LIN, L. (2013). Elemental analysis of wood fuels. Rapport technique, Northeast States for Coordinated Air Use Management (NESCAUM), Boston, U.S.A.
- REDDY, C. S. et DATTA, A. (1994). Thermophysical properties of concentrated reconstituted milk during processing. *Journal of food engineering*, 21(1):31–40.
- RIBEIRO, C. P. (2001). *Modelling of plate heat-transfer systems and simulation of a Brazilian milk powder plant*. Thèse de doctorat, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. (In Portuguese).
- RIBEIRO, C. P. et ANDRADE, M. H. C. (2002). A heat transfer model for the steady-state simulation of climbing-falling-film plate evaporators. *Journal of Food Engineering*, 54(4):309 – 320.
- RIBEIRO, C. P. et ANDRADE, M. H. C. (2003). Performance analysis of the milk concentrating system from a brazilian milk powder plant. *Journal of Food Process Engineering*, 26(2): 181–205.
- RIEDEL, L. (1949). Thermal conductivity measurements on sugar solutions, fruit juices and milk. *Chemie-Ingenieur-Technik*, 21(17):340–341. (In German).
- RINCÓN, L. E., MONCADA, J. et CARDONA, C. A. (2014). Analysis of potential technological schemes for the development of oil palm industry in colombia : A biorefinery point of view. *Industrial Crops and Products*, 52:457–465.
- ROSEN, M. A. (2008). A concise review of energy-based economic methods. *In Proceedings of the 3rd IASME/WSEAS International Conference on Energy & Environment, Cambridge, UK*, volume 2325, page 136142.
- ROUPAS, P. (2008). Predictive modelling of dairy manufacturing processes. *International Dairy Journal*, 18(7):741 – 753.
- ROY, P., NEI, D., ORIKASA, T., XU, Q., OKADOME, H., NAKAMURA, N. et SHIINA, T. (2009). A review of life cycle assessment (lca) on some food products. *Journal of food engineering*, 90(1):1–10.

- RUSSELL, N. T. et BAKKER, H. H. C. (1997). Modular modelling of an evaporator for long-range prediction. *Artificial Intelligence in Engineering*, 11(4):347–355.
- SABOYAINSTA, L. V. et MAUBOIS, J.-L. (2000). Current developments of microfiltration technology in the dairy industry. *Le Lait*, 80(6):541–553.
- SCHMIDT, I., MEURER, M., SALING, P., KICHERER, A., REUTER, W. et GENSCH, C.-O. (2004). Seebalance. *Greener Management International*, (45):78–94.
- SCHUCK, P. (2011). Modifications des propriétés fonctionnelles des poudres de protéines laitières : Impact de la concentration et du séchage. *In Carrefours de l'innovation agronomique 2011., Rennes, FRA.*
- SCHUCK, P., DOLIVET, A. et JEANTET, R. (2012). *Les poudres laitières et alimentaires : Techniques d'analyse*. Lavoisier, Paris.
- SCHWARZ, J., BELOFF, B. et BEAVER, E. (2002). Use sustainability metrics to guide decision-making. *Chemical Engineering Progress*, 98(7):58–63.
- SCIUBBA, E. et ULGIATI, S. (2005). Emergy and exergy analyses : Complementary methods or irreducible ideological options ? *Energy*, 30(10):1953–1988.
- SEBASTIAN, P., QUIRANTE, T., TIAT, V. H. K. et LEDOUX, Y. (2010). Multi-objective optimization of the design of two-stage flash evaporators : Part 2. multi-objective optimization. *International Journal of Thermal Sciences*, 49(12):2459–2466.
- SEIDER, W. D., SEADER, J. D. et LEWIN, D. R. (2004). *Product and process design principles : synthesis, analysis, and evaluation*. Wiley.
- SERVICE DE L'OBSERVATION ET DES STATISTIQUES (2015). *Base de données PAgase (PAtrolle, Electricité, Gaz et Autres Statistiques de l'Energie) – données 2014*. French Ministry of Ecology, Sustainable Development and Energy.
- SHARMA, S., RANGAIAH, G. P. et CHEAH, K. S. (2012). Multi-objective optimization using MS excel with an application to design of a falling-film evaporator system. *Food and Bioproducts Processing*, 90(2):123 – 134.
- SILVEIRA, A. C. P., de CARVALHO, A. F., PERRONE, I. T., FROMONT, L., MÉJEAN, S., TANGUY, G., JEANTET, R. et SCHUCK, P. (2013). Pilot-scale investigation of effectiveness of evaporation of skim milk compared to water. *Dairy Science & Technology*, 93(4-5): 537–549.
- SIMPSON, R., ALMONACID, S., LOPEZ, D. et ABAKAROV, A. (2008). Optimum design and operating conditions of multiple effect evaporators : Tomato paste. *Journal of food engineering*, 89(4):488–497.

- SINGH, H. et CREAMER, L. K. (1991). Denaturation, aggregation and heat stability of milk protein during the manufacture of skim milk powder. *Journal of Dairy Research*, 58(03):269–283.
- SKOGLUND, T. (2007). *Dynamic Modelling and Simulation of Liquid Food Process Lines*. Thèse de doctorat, Lund University.
- SMITH, P. G. (2011). *Introduction to Food Process Engineering*. Springer, New York, 2nd édition.
- SOBAŃTKA, A. P., ZESSNER, M. et RECHBERGER, H. (2012). The extension of statistical entropy analysis to chemical compounds. *Entropy*, 14(12):2413–2426.
- SONESSON, U., BERLIN, J. et ZIEGLER, éditeurs (2010). *Environmental assessment and management in the food industry : Life Cycle Assessment and related approaches*. Woodhead Publishing Ltd.
- SORGÜVEN, E. et ÖZILGEN, M. (2012). Energy utilization, carbon dioxide emission, and exergy loss in flavored yogurt production process. *Energy*, 40(1):214–225.
- STEFFENS, M. A., FRAGA, E. S. et BOGLE, I. D. L. (1999). Multicriteria process synthesis for generating sustainable and economic bioprocesses. *Computers and Chemical Engineering*, 23(10):1455 – 1467.
- STEINER, D. et TABOREK, J. (1992). Flow boiling heat transfer in vertical tubes correlated by an asymptotic model. *Heat Transfer Engineering*, 13(2):43–69.
- SUN, D. et HU, Z. (2003). CFD simulation of coupled heat and mass transfer through porous foods during vacuum cooling process. *International Journal of Refrigeration*, 26(1):19 – 27.
- TAMIME, A. Y. (2009). *Cleaning-in-place : dairy, food and beverage operations*, volume 13. John Wiley & Sons.
- THÉRIAULT, N. (2011). Dans le cadre d'une acv, conception d'un outil d'aide à la sélection d'un jeu de catégories d'impact pour les entreprises européennes et nord-américaines du secteur textile. Mémoire de D.E.A., Université de Sherbrooke.
- THOMA, G., POPP, J., NUTTER, D., SHONNARD, D., ULRICH, R., MATLOCK, M., KIM, D. S., NEIDERMAN, Z., KEMPER, N., EAST, C. et ADOM, F. (2012). Greenhouse gas emissions from milk production and consumption in the united states : A cradle-to-grave life cycle assessment circa 2008. *International Dairy Journal*, in press.
- TIAT, V. H. K., SEBASTIAN, P. et QUIRANTE, T. (2010). Multiobjective optimization of the design of two-stage flash evaporators : Part 1. process modeling. *International Journal of Thermal Sciences*, 49(12):2453–2458.

- TIMPERLEY, D. et SMEULDERS, C. (1988). Cleaning of dairy htst plate heat exchangers : optimization of the single-stage procedure. *International Journal of Dairy Technology*, 41(1): 4–7.
- TOMASULA, P. M., YEE, W. C. F., MCALOON, A. J., NUTTER, D. W. et BONNAILLIE, L. M. (2013). Computer simulation of energy use, greenhouse gas emissions, and process economics of the fluid milk process. *Journal of Dairy Science*, 96(5):3350 – 3368.
- TRYSTRAM, G. (2012). Modelling of food and food processes. *Journal of Food Engineering*, 110(2):269 – 277. International Conference on Food Innovation - foodInnova 2010.
- TUKKER, A., HUPPES, G., GUINÉE, J., HEIJUNGS, R., de KONING, A., van OERS, L., SUH, S., GEERKEN, T., VAN HOLDERBEKE, M., JANSEN, B. et NIELSEN, P. (2006). Environmental impact of products (eipro). Rapport technique, Institute for Prospective Technological Studies (IPTS) and European Science and Technology Observatory (ESTO).
- TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B. et SHAEIWITZ, J. A. (2008). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education.
- VÉLEZ-RUIZ, J. et BARBOSA-CÁNOVAS, G. (1998). Rheological properties of concentrated milk as a function of concentration, temperature and storage time. *Journal of Food Engineering*, 35(2):177–190.
- WALMSLEY, T. G., WALMSLEY, M. R. W., ATKINS, M. J. et NEALE, J. R. (2013). Improving energy recovery in milk powder production through soft data optimisation. *Applied Thermal Engineering*, 61(1):80–87.
- WALSTRA, P., WOUTERS, J. T. et GEURTS, T. J. (2006). *Dairy science and technology*. Taylor & Francis, Boca Raton, 2nd édition.
- WATSON, P. D. (1958). Effect of variations in fat and temperature on the surface tension of various milks. *Journal of Dairy Science*, 41(12):1693–1698.
- WEIDEMA, B. P., WESNÆS, M., HERMANSEN, J., KRISTENSEN, T. et HALBERG, N. (2008). Environmental improvement potentials of meat and dairy products. Rapport technique, Institute for Prospective Technological Studies (IPTS).
- WESTERGAARD, V. (2004). *Milk Powder Technology : Evaporation and Spray Drying*. Niro A/S, Copenhagen, Denmark.
- WESTON, K. C. (1992). *Energy conversion*. West Publishing.
- WINCHESTER, J. (2000). *Model based analysis of the operation and control of falling film evaporators*. Thèse de doctorat, Massay University, Christchurch.
- XIN, H., CHEN, X. et ÖZKAN, N. (2002). Cleaning rate in the uniform cleaning stage for whey protein gel deposits. *Food and bioproducts processing*, 80(4):240–246.

- XIN, H., CHEN, X. D. et ÖZKAN, N. (2004). Removal of a model protein foulant from metal surfaces. *AIChE journal*, 50(8):1961–1973.
- YOU, F., TAO, L., GRAZIANO, D. J. et SNYDER, S. W. (2012). Optimal design of sustainable cellulosic biofuel supply chains : Multiobjective optimization coupled with life cycle assessment and input-output analysis. *AIChE Journal*, 58(4):1157–1180.
- ZHANG, Y., MUNIR, M. T., YU, W. et YOUNG, B. R. (2014). Development of hypothetical components for milk process simulation using a commercial process simulator. *Journal of Food Engineering*, 121(0):87 – 93.
- ZHU, P. (2011). *Maîtrise du séchage des produits laitiers infantiles par la prise en compte des interactions eau-constituants*. Thèse de doctorat, Vie - Agro - Santé (VAS).
- ZOPOUNIDIS, C. et PARDALOS, P. M. (2010). *Handbook of multicriteria analysis*, volume 103. Springer Science & Business Media.

Production scientifique

Publication dans une revue internationale

Madoumier, M., Azzaro-Pantel, C., Tanguy-Sai, G., Gésan-Guiziou, G. (2015). *Modelling the properties of liquid foods for use of process flowsheeting simulators : Application to milk concentration*. Journal of Food Engineering, 164, 70-89.

Publication dans des actes de congrès avec comité de lecture sur résumé

- Madoumier, M., Azzaro-Pantel, C., Gésan-Guiziou, G. (2013). *Process simulation and life cycle analysis in the dairy industry – application to milk powder production*. Présenté au congrès ECCE (European Congress of Chemical Engineering), La Hague, Pays-Bas (2013-04-21 au 2013-04-25).
- Madoumier, M., Azzaro-Pantel, C., Gésan-Guiziou, G. (2013). . *Process simulation and life cycle analysis in the dairy industry – application to milk concentration*. Récents Progrès en Génie des Procédés (Cédérom), 104. Présenté au XIVe congrès SFGP 2013, Lyon, France (2013-10-08 - 2013-10-10).
- Madoumier, M., Gésan-Guiziou, G., Azzaro-Pantel, C. (2014). *Reducing energy use in food manufacturing by process flowsheeting : Application to milk concentration*. Présenté au 28^{ème} congrès EFFoST « Innovations in Attractive and Sustainable Food for Health », Uppsala, Suède (2014-11-25 au 2014-11-28).
- Madoumier, M., Azzaro-Pantel, C., Tanguy-Sai, G., Gésan-Guiziou, G. (2015). *Modelling liquid food concentration processes for process flowsheeting simulation : application to milk evaporation*. Présenté au congrès ECCE10 2015, Nice, France (2015-09-27 au 2015-10-01).

Annexes

A. Calcul du coefficient d'activité de l'eau en phase liquide en présence de composés alimentaires

1. La température d'ébullition (ou température de saturation) de l'eau pure est calculée à partir de la pression à l'aide de l'équation d'Antoine :

$$T_{SAT, Water}^{pure} = \frac{B}{A - \log(P)} - C \quad (A.1)$$

(pour l'eau : $A = 5,11564$; $B = 1687,537$; $C = -42,98$).

2. La température d'ébullition de l'eau affectée par les composés de la matière sèche du lait (c'est-à-dire avec un DTeb) est calculée à l'aide du modèle de DTeb de Winchester (2000) (tableau II.2.2) :

$$T_{SAT, Water}^{mixture} = T_{SAT, Water}^{pure} + DTeb \quad (A.2)$$

3. L'activité de l'eau dans le mélange est calculée avec le modèle théorique suivant (Berry *et al.*, 2000) :

$$DTeb = \frac{-R \times (T_{SAT, Water}^{pure})^2 \times \ln(a_{Water})}{\Delta h_{VAP}} \quad (A.3)$$

et par conséquent :

$$a_{Water} = \exp\left(-\frac{DTeb \times \Delta h_{VAP}}{R \times (T_{SAT, Water}^{pure})^2}\right)$$

avec Δh_{VAP} la chaleur latente molaire de vaporisation de l'eau à la température du lait (le mélange).

4. Puisque la définition de l'activité de l'eau mène à l'équation (Smith, 2011) :

$$a_{Water} = \gamma_{Water} \times x_{Water} \quad (A.4)$$

le coefficient d'activité de l'eau est calculé comme :

$$\gamma_{Water} = \frac{a_{Water}}{x_{Water}} \quad (A.5)$$

A. Calcul du coefficient d'activité de l'eau en phase liquide en présence de composés alimentaires

avec x_{Water} la fraction molaire de l'eau dans le lait.

Pour les composés de la matière sèche, une activité $\gamma = 1$ est considérée. Il est important de préciser que cette hypothèse est imprécise dans le cas de substances dissoutes, qui sont dans le cas du lait les minéraux, le lactose et une partie des protéines (Walstra *et al.*, 2006). Des modèles de coefficient d'activité pour les composés dissous permettraient d'améliorer la pertinence du calcul, mais cela mène au-delà des objectifs de ce travail.

B. Données opératoires et de dimensionnement des évaporateurs de référence

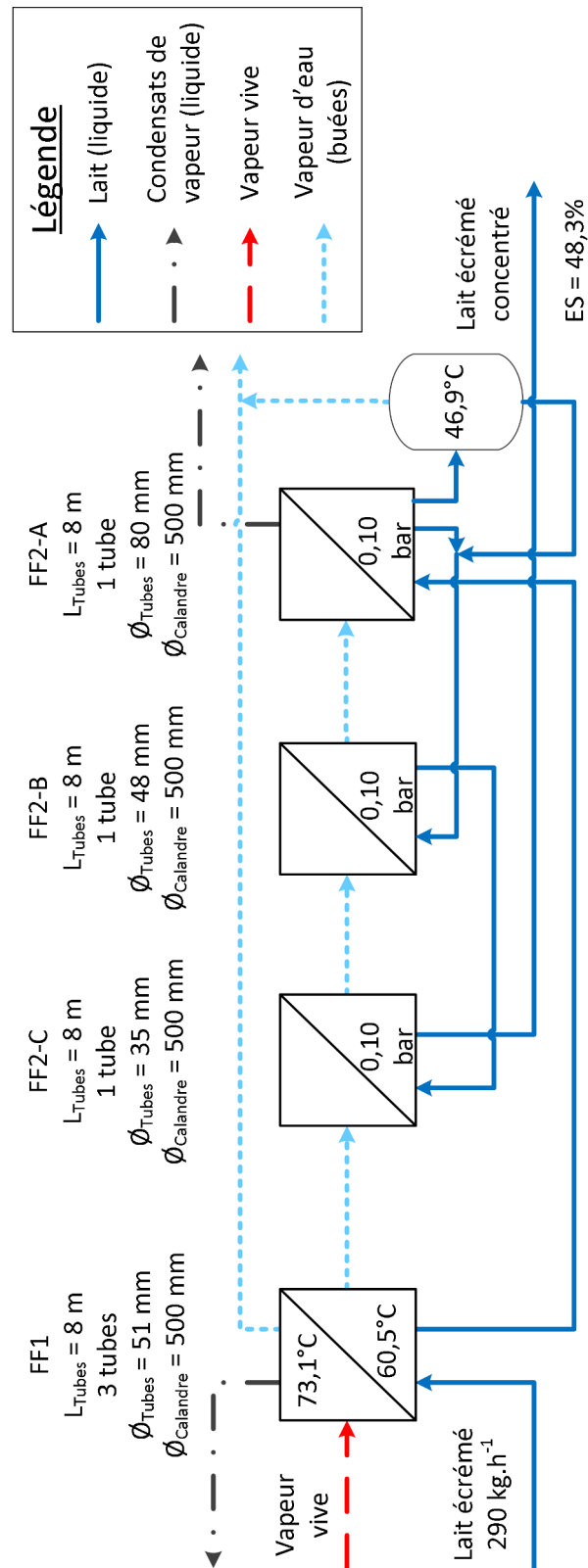
B.1. Données de dimensionnement de l'évaporateur STLO

	F1-A	F1-B	F1-C
Diamètre interne du tube (mm)	36	23	23
Diamètre interne de l'enveloppe (mm)	121	78	78
Longueur du tube (m)	4	4	4

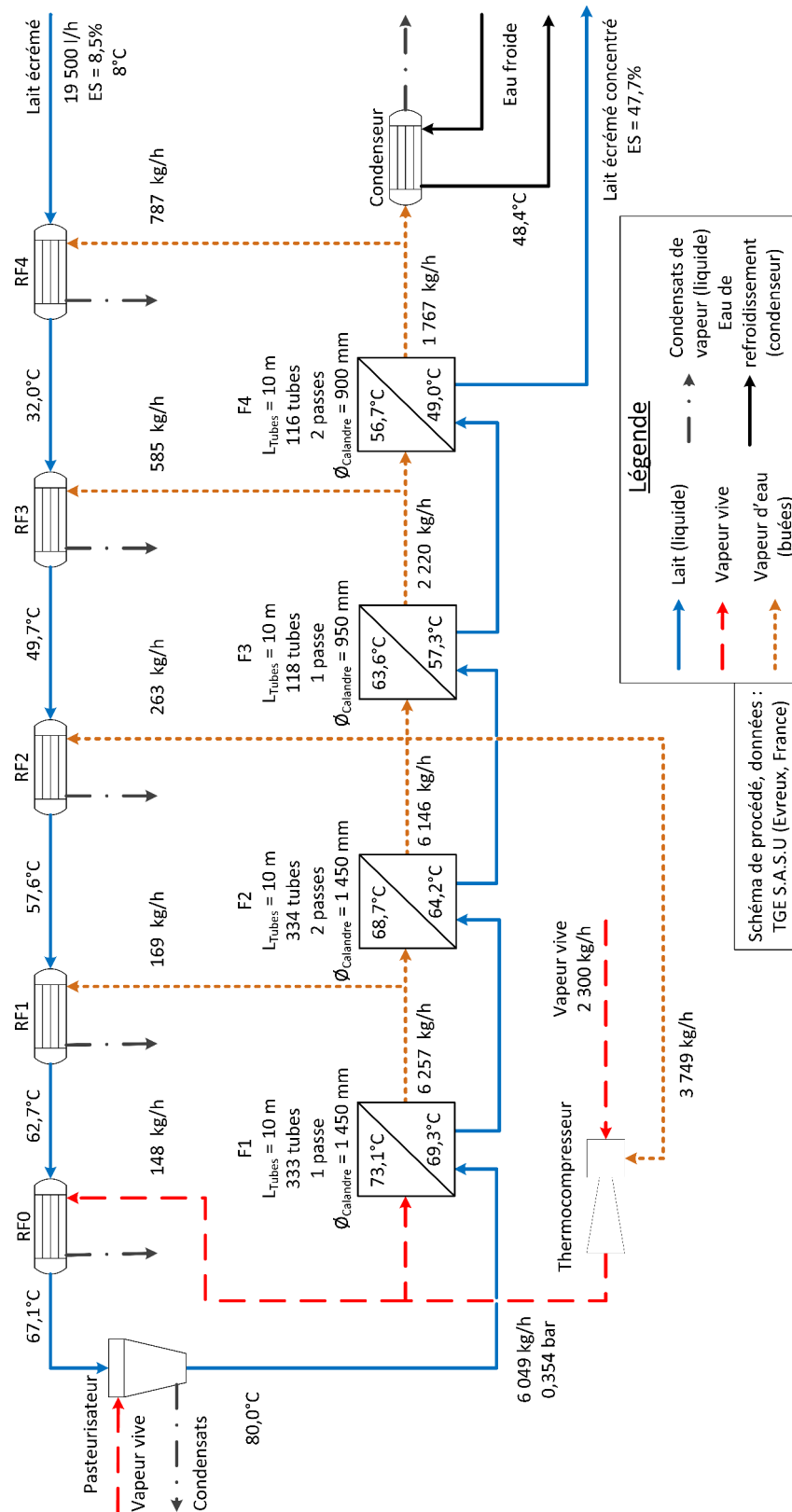
B.2. Conditions opératoires moyennes obtenues à partir des mesures brutes sur l'évaporateur STLO

		Expérience n°				
		1	2	3	4	5
Débit d'alimentation produit (kg.h ⁻¹)		50	50	70	70	70
Température d'alimentation produit (°C)		60	60	60	60	60
Température de la vapeur (°C)	F1-A	65,4	65,4	66,4	65,3	66,1
	F1-B	68,4	68,4	72,6	69,8	70,6
	F1-C	68,2	68,2	73,1	68,5	70,1
Température au séparateur (°C)	F1-A	60,2	60,2	60	59,9	60,1
	F1-B	60,2	60,2	60,2	60,0	60,2
	F1-C	60,3	60,3	60,2	59,9	60,2
Excès de vapeur non condensée (kg.h ⁻¹)		5,3	5,3	5,3	5,3	5,3

B.3. Conditions opératoires et données de dimensionnement de l'évaporateur Bionov



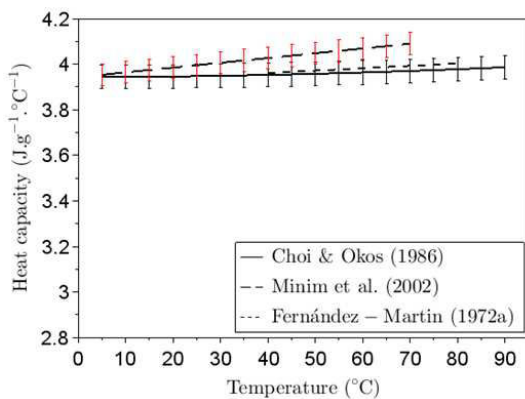
B.4. Conditions opératoires et données de dimensionnement de l'évaporateur LAG3 avant modification récente



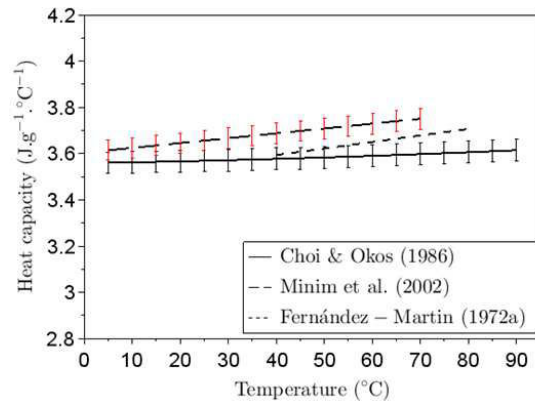
C. Comparaison des modèles de propriétés pour du lait écrémé

C.1. Capacité thermique

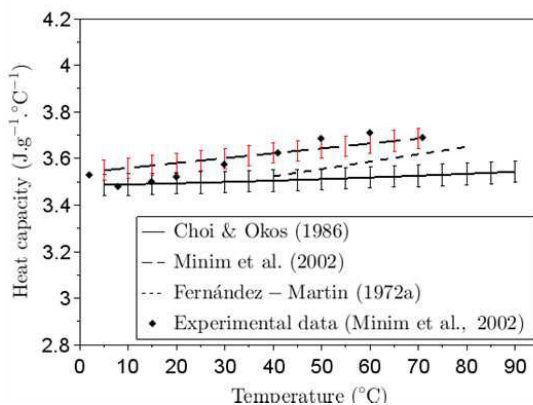
Heat capacity of skim milk (90.7% water, 0.4% fat, 3.5% protein, 4.8% lactose, 0.7% minerals) as a function of with temperature for 4 different dry matter contents ((a) : 9.4% ; (b) : 25.0% ; (c) : 28.0% ; (d) : 50.0%).



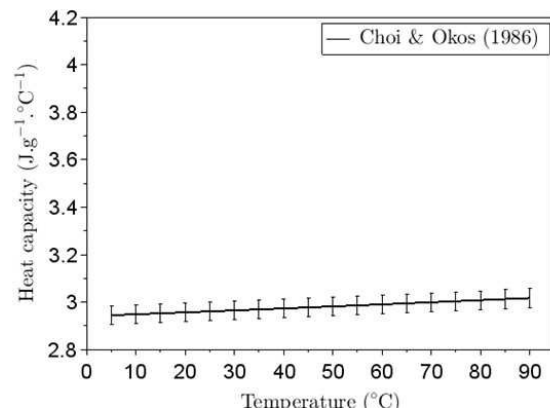
(a) 9.4% dry content



(b) 25.0% dry content



(c) 28% ES

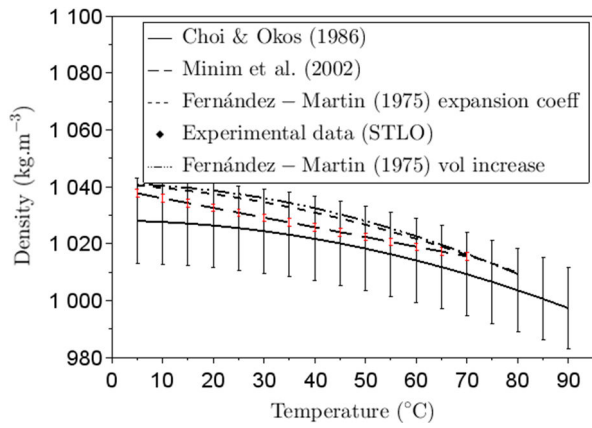


(d) 50.0% dry content

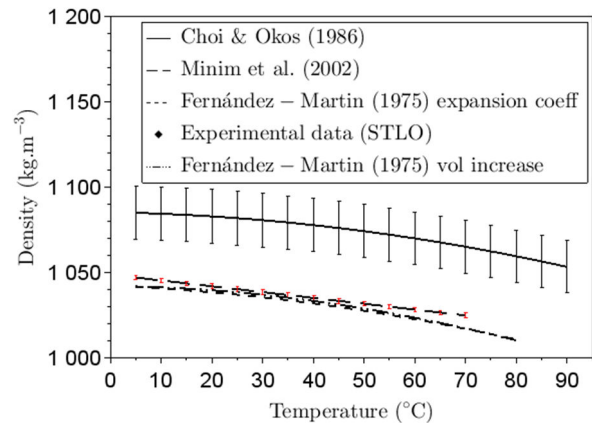
C.2. Masse volumique

Density of skim milk (90.7% water, 0.4% fat, 3.5% protein, 4.8% lactose, 0.7% minerals) as a function of temperature for 3 different dry matter contents ((a) : 9.3% ; (b) : 25.0% ; (c) : 50.0%).

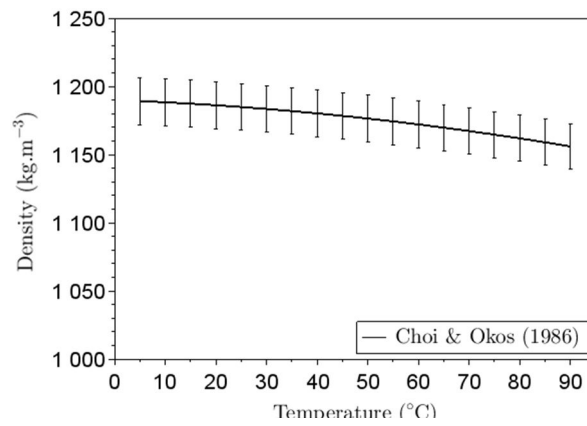
C. Comparaison des modèles de propriétés pour du lait écrémé



(a) 9.3% dry content



(b) 25.0% dry content

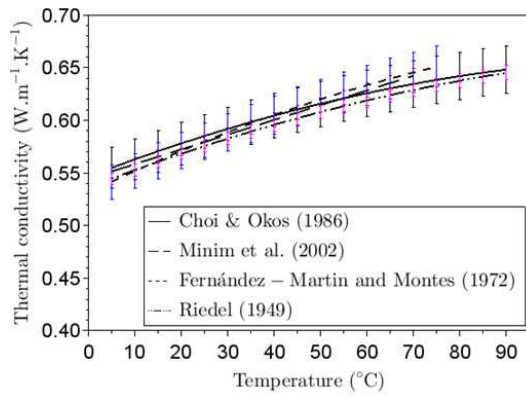


(c) 50.0% dry content

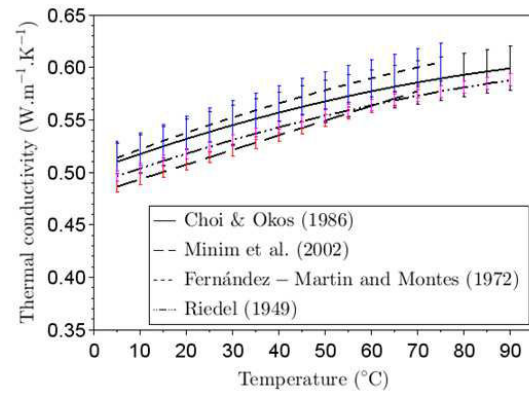
C.3. Conductivité thermique

Thermal conductivity of skim milk (90.7% water, 0.4% fat, 3.5% protein, 4.8% lactose, 0.7% minerals) as a function of temperature for 4 different dry matter contents ((a) : 9.4%; (b) : 25.0%; (c) : 28.0%; (d) : 50.0%).

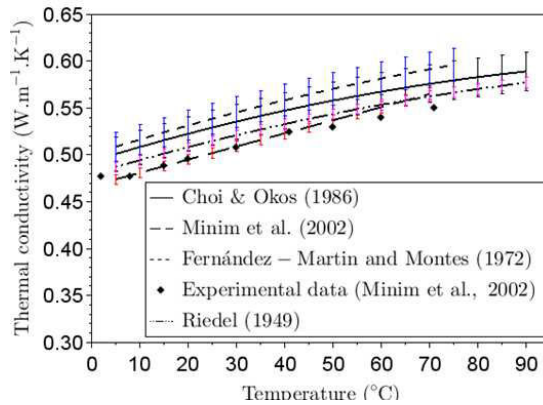
C. Comparaison des modèles de propriétés pour du lait écrémé



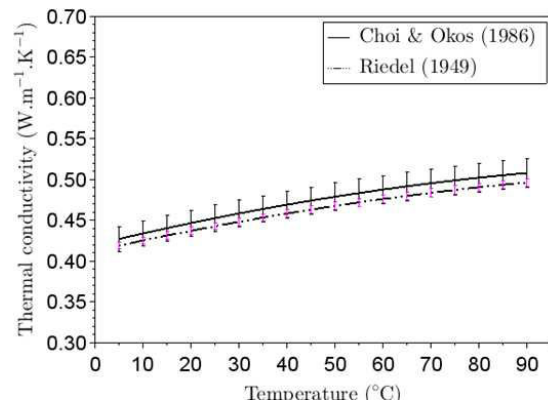
(a) 9.4% dry content



(b) 25.0% dry content



(c) 28.0% dry content

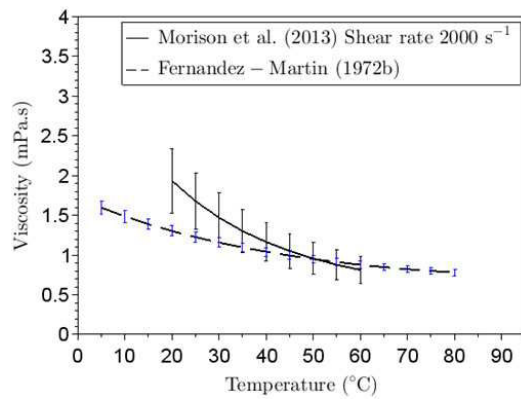


(d) 50.0% dry content

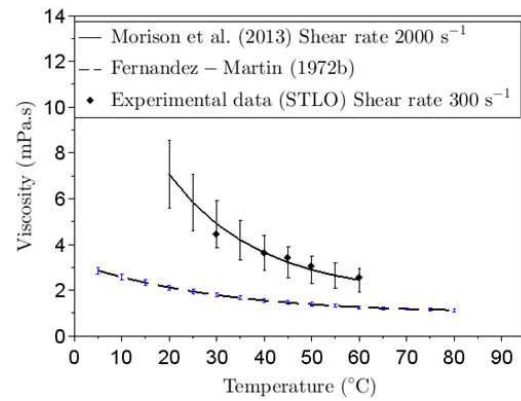
C.4. Viscosité

Viscosity of skim milk (90.5% water, 0.5% fat, 3.5% protein, 4.9% lactose, 0.7% minerals) as a function of temperature for 4 different dry matter contents ((a) : 9.5%; (b) : 23.8%; (c) : 37.6%; (d) : 50.0%).

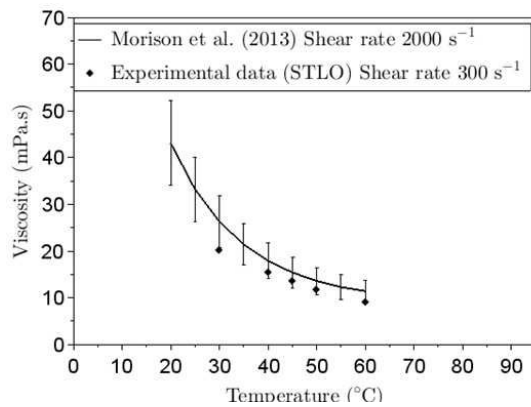
C. Comparaison des modèles de propriétés pour du lait écrémé



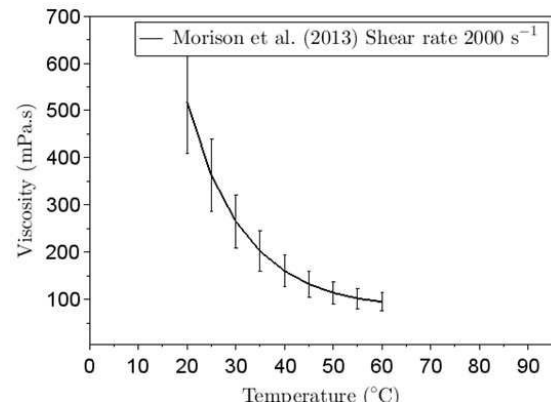
(a) 9.5% dry content



(b) 23.8% dry content



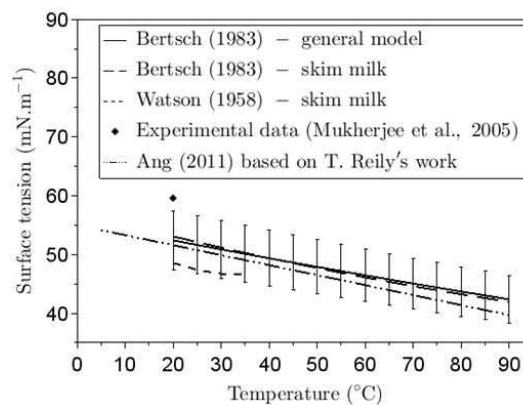
(c) 37.6% dry content



(d) 50.0% dry content

C.5. Tension de surface

Surface tension of skim milk (90.0% water, 0.5% fat, 3.9% protein, 5.5% lactose, 0.2% minerals) as a function of temperature for 10% dry matter content.



D. Calcul du coefficient de transfert global dans le modèle HeatX d'Aspen Plus

Aspen Plus fournit une estimation des propriétés des courants en sortie de HeatX, et réalise des itérations jusqu'à ce que des conditions satisfaisantes soient atteintes dans ces courants de sortie. Il n'est donc pas nécessaire d'implémenter un algorithme pour résoudre le calcul de la valeur du coefficient de transfert global.

1. Calcul des propriétés moyennes du produit dans l'évaporateur ; exemple avec la capacité thermique :

$$Cp_{moy} = (Cp^E + Cp^S) / 2$$

où Cp^E est la capacité thermique du produit en entrée, et Cp^S est la capacité thermique du produit en concentré en sortie à la température et à la concentration estimée par Aspen Plus.

2. Calcul du coefficient de transfert de chaleur moyen côté produit, en fonction du modèle choisi par l'utilisateur.
3. Calcul du coefficient de transfert côté fluide chaud (vapeur dans la calandre) (Green et Perry, 2008) :

$$\alpha_{calandre} = 0.925 \times \lambda_{moy} \times \left(\frac{\rho_{moy}^2 \times g}{\mu_{moy} \times \Gamma_{moy}} \right)^{1/3}$$

où λ_{moy} , μ_{moy} et ρ_{moy} sont respectivement la conductivité thermique, la viscosité et la densité moyennes du film de condensats. Γ_{moy} est le mouillage de l'extérieur des tubes sur lesquels coule le film de condensats (débit par unité de longueur).

4. Calcul du coefficient de transfert global :

$$U = \left(\frac{1}{\alpha_{Produit}} + \frac{1}{\alpha_{Calandre}} + \frac{\varepsilon}{\lambda} \right)^{-1}$$

où ε est l'épaisseur d'un tube et λ la conductivité thermique du matériau de construction des tubes.

Le code source de la routine Fortran « usrhxu.f » ainsi implémentée est donné ci-dessous :

E. Spécification d'un nouveau combustible dans Ariane

Afin de pouvoir réaliser des études comparatives avec d'autres combustibles, ou simuler une centrale de production utilisant du bois pour réaliser l'écoconception d'une usine, un nouveau combustible « utilisateur » représentant des plaquettes forestières a été ajouté à la base de données d'Ariane. Sous la dénomination anglaise « Wood chips », il modélise des plaquettes de bois selon les paramètres caractéristiques renseignés dans Ariane avec les valeurs du tableau E.1.

Pour estimer les paramètres de ce combustible, la composition du bois est le point de départ. Celle-ci variant avec les essences (chêne, hêtre, sapin, etc.) une composition moyenne a donc été choisie (tableau E.2), basée sur les travaux de Rabot-Querci (2006). En considérant un taux d'humidité de 30% (Deglise et Donnot, 2004) et une teneur en soufre de 0,01% (Rector *et al.*, 2013), qu'il est nécessaire de préciser comme paramètre du combustible dans Ariane, une composition moyenne a été calculée pour les plaquettes forestières (tableau E.2). A partir de cette composition, la pureté massique des plaquettes a été calculée, ainsi que le ratio C/H (masse de carbone par rapport à la masse d'hydrogène). La pureté massique indique la masse relative d'atomes de carbone et d'hydrogène par rapport au reste des composés du combustible (P. Baudet, Prosim S.A., communication personnelle). En omettant le soufre, la composition du bois sec donne la formule brute $\text{CH}_{1,44}\text{O}_{0,66}$ pour la molécule « bois » (Rabot-Querci, 2006) ; la masse molaire du combustible est donc fixée à $24,0 \text{ g.mol}^{-1}$.

Le PCI et la capacité thermique des plaquettes ont été calculée à partir des formules utilisées dans Deglise et Donnot (2004). L'équation du PCS d'un bois permet de calculer son PCI anhydre, qui permet à son tour de calculer le PCI humide :

$$PCS = 47500 \times X_C - 2380 \quad (\text{E.1})$$

où X_C est la fraction massique en carbone ;

$$PCI_{anhydre} = PCS - \Delta H_{Vap} \times \frac{M_{H_2O}}{2 \times M_H} \times X_H \quad (\text{E.2})$$

où ΔH_{Vap} est la chaleur latente de vaporisation de l'eau, X_H la fraction massique en hydrogène, et M_{H_2O} et M_H les masses molaires de l'eau et de l'hydrogène respectivement ;

$$PCI_{humide} = (1 - X_{H_2O}/100) \times PCI_{anhydre} - (X_{H_2O}/100) \times \Delta H_{Vap} \quad (\text{E.3})$$

Tableau E.1. – Caractéristiques spécifiées dans le logiciel Ariane pour modéliser le combustible « Wood chips » représentant des plaquettes de bois. Les caractéristiques du gaz naturel et du fioul lourd présents dans la base de données d'Ariane sont également données à titre de comparaison.

Paramètre	Wood chips	Gaz naturel	Fioul lourd (« Fuel oil »)
Pureté massique (% massique)	39,20	99,90	99,69
Teneur en soufre (% massique)	0,01	0,00	0,31
PCI à 0°C (th.t ⁻¹)	3170,00	-	9450,00
PCI à 0°C (kWh.Nm ⁻³)	-	11,30	-
Masse molaire (g.mol ⁻¹)	24,0	16,0	120,0
Ratio C/H (-)	8,33	3,00	8,00
Température de stockage (°C)	15,0	15,0	15,0
Pression de stockage (bar)	1,0	10,0	1,0
Capacité thermique (cal.g ⁻¹ .K ⁻¹)	0,505	0,540	0,694

Tableau E.2. – Composition moyenne du bois sec d'après Rabot-Querci (2006), et composition des plaquettes forestières calculée à partir de cette composition moyenne et de la teneur en soufre des plaquettes donnée dans le rapport de Rector *et al.* (2013). Le taux d'humidité de 30% des plaquettes forestières provient des travaux de Deglise et Donnot (2004)

Composé	Bois sec (% massique)	Plaquettes forestières (% massique)
C	50,00	35,00
H	6,00	4,20
O	44,00	30,80
S	0,01	0,01
H2O	0,00	30,00

Tableau E.3. – Données de combustion et de rendement par combustible

Combustible	Caractéristiques de la chaudière		Facteurs d'émissions		
	Rendement (Felder et Dones, 2007)	Excès d'air (Weston, 1992)	NO _x	Ratio CO/CO ₂	Poussières
Gaz naturel	0,96	10 %	2745 mg.Nm ⁻³	0,039 %	36,6 mg.Nm ⁻³
Fioul lourd	0,94	10 %	7117 g.t ⁻¹	0,035 %	988,5 g.t ⁻¹
Plaquettes forestières	0,85	25 %	2653 g.t ⁻¹	0,272 %	1326,4 g.t ⁻¹

Avec un bois aux fractions massiques du tableau E.2 (bois sec), une chaleur latente de vaporisation de l'eau à 0°C de 2 496,6 kJ.kg⁻¹, et une humidité de 30%, le PCI humide obtenu est de 13 265 kJ.kg⁻¹, soit 3 170 th/t (thermie par tonne). La capacité thermique est calculée à partir de la capacité thermique anhydre et du taux d'humidité :

$$C_{p_{anhydre}} = 0,1031 + 0,003867 \times T \quad (\text{E.4})$$

où T (en K) est la température de stockage prise à 15°C (288,15 K) ;

$$C_{p_{humide}} = \frac{C_{p_{anhydre}} \times 100 + C_{p_{H_2O}} \times X_{H_2O}^{anhydre}}{100 + X_{H_2O}^{anhydre}} \quad (\text{E.5})$$

où $X_{H_2O}^{anhydre}$ est le pourcentage massique d'eau par rapport à la masse du combustible anhydre (« humidité sur sec »). Avec une capacité thermique de l'eau à 15°C de 4,196 kJ.kg⁻¹.K⁻¹ et une humidité sur sec de 43% (30% d'humidité), la capacité thermique humide des plaquettes est donc estimée à 2,111 kJ.kg⁻¹.K⁻¹, soit 0,505 cal.g⁻¹.K⁻¹.

L'efficacité d'une chaudière dépend du combustible employé : à chaque combustible va correspondre un type de chaudière qui permettra d'obtenir un certain rendement, et également une certaine composition des fumées, car la combustion ne sera pas la même (stoechiométrie, mélange...) selon le combustible et le système de combustion associé. Des données moyennes typiques de chaque combustible ont donc été collectées (tableau E.3), et sont spécifiées dans Ariane pour l'étude de chaque combustible. Les facteurs d'émission sont calculés en fonction du PCI du combustible et des facteurs d'émission en g.GJ⁻¹ PCI fournis par le CITEPA (Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique) pour le bois, le fioul lourd et le gaz naturel (Fontelle *et al.*, 2014).

F. ICV extraits de SimaPro pour l'analyse environnementale

Liste des inventaires de cycle de vie sélectionnés pour les entrées et sorties du système étudié dans ce travail. Les ICV marqués « S » (pour « system ») dans SimaPro ont été sélectionnés, car ils contiennent des données d'inventaire pour la chaîne de production entière d'un matériau, à l'inverse des ICV de SimaPro marqués « U » (pour « unit ») qui sont associés à des procédés destinés à être liés à d'autres étapes de production pour analyser des cycles de vie complets dans SimaPro.

	Substance	Nom de l'ICV dans SimaPro	Base de données
Entrées	Lait	Cow milk, 4% fat-corrected and 3,3% protein-corrected	Ajouté à SimaPro d'après les données de Nguyen <i>et al.</i> (2013)
	NaOH	Sodium hydroxide (concentrated) E Sodium hydroxide, 50% in H2O, production mix, at plant/RER S	Industry data 2.0 Ecoinvent
	HNO ₃	Nitric acid, 50% in H2O, at plant/RER S	Ecoinvent
	Eau	Drinking water, water purification treatment, production mix, at plant, from groundwater RER S	ELCD
		Drinking water, water purification treatment, production mix, at plant, from surface water RER S	ELCD
		Tap water, at user/RER S	Ecoinvent
		Process water, ion exchange, production mix, at plant, from groundwater RER S	ELCD
		Process water, ion exchange, production mix, at plant, from surface water RER S	ELCD
		Natural gas, production DZ, at evaporation plant/RER S	Ecoinvent
	Combustibles	Natural gas, high pressure, at consumer/FR S	Ecoinvent

F. ICV extraits de SimaPro pour l'analyse environnementale

		Wood pellets, u=10%, at storehouse/RER S	Ecoinvent
		Light fuel oil, at regional storage/RER S	Ecoinvent
		Heavy fuel oil, at regional storage/RER S	Ecoinvent
		Wood chips, mixed, from industry, u=40%, at plant/RER S	Ecoinvent
Electricité		Electricity, high voltage, production FR, at grid/FR S	Ecoinvent
		Electricity mix, AC, consumption mix, at consumer, < 1kV FR S	ELCD
		Electricity, low voltage, production FR, at grid/FR S	Ecoinvent
		Electricity mix, AC, consumption mix, at consumer, 1kV - 60kV FR S	ELCD
		Electricity, medium voltage, production FR, at grid/FR S	Ecoinvent
Sorties	Eaux usées	Treatment, sewage, to wastewater treatment, class 1/CH S	Ecoinvent
		Treatment, sewage, to wastewater treatment, class 2/CH S	Ecoinvent
		Treatment, sewage, to wastewater treatment, class 3/CH S	Ecoinvent
		Treatment, sewage, to wastewater treatment, class 4/CH S	Ecoinvent
		Treatment, sewage, to wastewater treatment, class 5/CH S	Ecoinvent
		Waste water treatment, industrial waste water according to the Directive 91/271/ (organic contaminated EU-27) S	ELCD

G. Prix du marché pour le calcul des coûts et recettes

Prix à l'unité des produits entrant et sortant du procédé d'évaporation du lait en phase de production ou de nettoyage.

	Produit	Prix à l'unité	Source
	Lait à la production, France, 2014	0,365 €. l^{-1}	(CNIEL (Centre National Interprofessionnel de l'Economie Laitière), 2015)
Dépenses	Soude, solution à 30%	0,200 €. kg^{-1}	M. Dif (Elodys International, communication personnelle)
	Acide nitrique, solution à 56%	0,200 €. kg^{-1}	M. Dif (Elodys International, communication personnelle)
	Gaz naturel, clients industriels, tarifs GDF-Suez pour une consommation entre 30 et 350 MWh PCI, 2014	0,054 €.(kWh PCI) $^{-1}$	Service de l'observation et des statistiques (2015)
	Gaz naturel, clients industriels, tarifs GDF-Suez pour une consommation entre 350 et 5000 MWh PCI, 2014	0,049 €.(kWh PCI) $^{-1}$	Service de l'observation et des statistiques (2015)
	Gaz naturel, clients industriels, tarifs GDF-Suez pour une consommation supérieure à 5000 MWh PCI, 2014	0,037 €.(kWh PCI) $^{-1}$	Service de l'observation et des statistiques (2015)

G. Prix du marché pour le calcul des coûts et recettes

	Fioul lourd très basse teneur en soufre, 2014	0,517 €.kg ⁻¹	Service de l'observation et des statistiques (2015)
	Plaquettes forestières, livrées, France, 2014	0,025 €.kWh ⁻¹	CODA Stratégies (2014)
	Electricité fournie aux industriels selon l'enquête Eurostat (Commission Européenne), consommation de moins de 20 MWh à moins 150 GWh, 2014	0,143 €.kWh ⁻¹ à 0,060 €.kWh ⁻¹	Service de l'observation et des statistiques (2015)
	Eau de surface (rivière) pompée et traitée	0,850 €.m ⁻³	Source confidentielle
	Traitement des eaux usées	0,750 €.m ⁻³	Alvarez (2003) ; Lactalis S.A., Pontivy, France
Recettes	Lait écrémé en poudre spray pour consommation humaine, 2014	2,636 €.kg ⁻¹ HT départ usine	CNIEL (Centre National Interprofessionnel de l'Economie Laitière) (2015)
	Crème de lait, pour client externe, 2014	3,830 €.kg ⁻¹	Beuralia S.A.S., Paris, France

H. Paramètres pour la corrélation de Guthrie : Maroulis et al. (2007)

Coût de base et indice de mise à l'échelle pour estimation du coût d'investissement dans les équipements par la corrélation de Guthrie (Guthrie, 1969). Les données proviennent de Maroulis et Saravacos (2007) ; les coûts sont en k\$, et la capacité ou taille de l'équipement de référence est toujours égale à l'unité.

Type d'équipement	Année de référence	Capacité ou dimension	Coût de base C^{base}	Facteur d'extrapolation ech
Evaporateur tubulaire	2007	m ² (surface d'échange)	20	0,7
Evaporateur à circulation forcée	2007	m ² (surface d'échange)	100	0,7
Echangeur à couche mince	2007	m ² (surface d'échange)	5	0,95
Echangeur tubulaire	2007	m ² (surface d'échange)	3	0,65
Echangeur à plaques	2007	m ² (surface d'échange)	7	0,6

Ce document a été rédigé avec LyX qui utilise $\text{\LaTeX}$.

RÉSUMÉ

Modélisation et développement d'outils pour l'écoconception d'un procédé de concentration en industrie laitière : cas de l'évaporation du lait

L'application aux procédés agroalimentaires des approches d'écoconception combinant modélisation et optimisation multiobjectif est freinée par un manque de modèles de procédé intégrant les caractéristiques du produit. Ce travail consiste à développer un cadre méthodologique d'écoconception de procédés agroalimentaires combinant modélisation et optimisation, avec pour support l'exemple du procédé d'évaporation du lait. Le procédé est modélisé à l'aide d'un simulateur de procédés commercial, auquel sont intégrés des modèles de propriétés du produit et de coefficient d'échange sélectionnés dans la littérature. Le nettoyage est pris en compte à l'aide d'un outil de calcul des inventaires d'une séquence de nettoyage en place. Des critères économiques et environnementaux sont calculés pour analyser les solutions de conception du procédé. L'optimisation multiobjectif est réalisée à l'aide d'un algorithme génétique, et une méthode d'aide à la décision permet d'identifier les meilleures solutions de compromis. Les potentialités du cadre méthodologique sont illustrées dans trois études d'écoconception. Les perspectives de ce travail portent sur l'écoconception de la production de poudre de lait incluant des opérations à membranes et du séchage, l'utilisation de méthodes d'intégration énergétique, et la prise en compte de la qualité du produit.

Mots-clés : Ecoconception ; modélisation ; évaporation ; lait écrémé ; optimisation multiobjectif

ABSTRACT

Modelling and development of tools for the ecodesign of a dairy concentration process: the case of milk evaporation

The application of eco-design approaches to food processes is yet hampered by a lack of process models which incorporate product attributes. This thesis consists in developing a methodological framework for the eco-design of food processes, which combines simulation and multiobjective optimisation. This development is supported by the example of the evaporation of milk. The process is modelled with a commercial process simulator, to which property models of the product and heat transfer coefficient models, selected from the literature, are integrated. Cleaning is taken into account with a simplified tool for the calculation of the inventories of a cleaning-in-place sequence. Economic and environmental criteria are computed, so as to analyse the different design solutions. Multiobjective optimisation is carried out with a genetic algorithm, and a multicriteria decision-making method identifies the solutions which offer the best compromise. The potential of the framework is demonstrated through three eco-design studies. This work paves the way for the eco-design of the milk powder production including membrane operations and drying, the use of energy integration methods, and the integration of product quality.

Keywords: Ecodesign ; modelling ; evaporation ; skim milk ; multiobjective optimisation



AGROCAMPUS OUEST • Institut supérieur des sciences agronomiques, agroalimentaires, horticoles et du paysage
65 rue de Saint-Brieuc – CS84215 – F-35042 Rennes Cedex
Tél. : 02 23 48 50 00
www.agrocampus-ouest.fr

