



HAL
open science

Méthodologie d'analyses énergétique et exergétique des procédés de transformation de produits dans l'industrie

Bachir Abou Khalil

► **To cite this version:**

Bachir Abou Khalil. Méthodologie d'analyses énergétique et exergétique des procédés de transformation de produits dans l'industrie. Sciences de l'ingénieur [physics]. École Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2008. Français. NNT : 2008ENMP1598 . pastel-00005064

HAL Id: pastel-00005064

<https://pastel.hal.science/pastel-00005064>

Submitted on 24 Apr 2009

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.



ED n° 432 : « Sciences des Métiers de l'Ingénieur »

N° attribué par la bibliothèque

T H E S E

pour obtenir le grade de

DOCTEUR DE L'ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DES MINES DE PARIS

Spécialité “Energétique”

présentée et soutenue publiquement par

Bachir ABOU KHALIL

le 12 décembre 2008

**METHODOLOGIE D'ANALYSES ENERGETIQUE ET
EXERGETIQUE DES PROCEDES DE TRANSFORMATION DE
PRODUITS DANS L'INDUSTRIE
(A METHOD FOR ENERGY AND EXERGY ANALYSES OF
PRODUCT TRANSFORMATION PROCESSES IN INDUSTRY)**

Directeur de thèse : Denis CLODIC

Jury :

M. Dominique MARCHIO, MINES ParisTech..... Président
M. Daniel FAVRAT, EPFL Rapporteur
M. Pierre NEVEU, Université de Perpignan Rapporteur
M. Marc BERTHOU, EDF Examineur
M. Denis CLODIC, MINES ParisTech Examineur

Remerciements

Un travail de thèse est le fruit de multiples discussions et réflexions scientifiques et techniques, surtout quand cette thèse résulte d'une collaboration académique et industrielle, où il faut à la fois assurer la rigueur scientifique et l'appliquer à la pratique. Pour cela, sa réalisation n'est pas possible sans un cadre de travail matériel et intellectuel favorable. Ma thèse était aussi une collaboration entre le CEP-Paris et EDF R&D.

C'est pourquoi je tiens à remercier tout particulièrement Mr Denis Clodic, mon directeur de thèse et responsable du CEP-Paris, qui a à la fois assuré d'excellentes conditions de travail ainsi qu'une très bonne orientation de mes travaux.

Je tiens aussi à remercier Mr Marc Berthou, chef de projet à EDF R&D, pour le soutien intellectuel et l'effort qu'il a fait pour adapter les résultats du travail aux données techniques étudiées.

Je remercie également Mr Daniel Favrat, Professeur à l'Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, et Mr Pierre Neveu, professeur à l'université de Perpignan, pour avoir accepté d'être rapporteurs de la thèse, je suis honoré par leur présence.

Mr Dominique Marchio, professeur à l'Ecole des Mines de Paris, pour avoir accepté la présidence du jury.

Mme Anne-Marie Pougin, directrice administrative du CEP-paris, pour son soutien, sa présence, et son écoute.

Je remercie aussi mes collègues à EDF et au CEP pour leur aide et soutien moral durant ces trois années, notamment Nicolas Flach-Malaspina, Jean-Francois Bérail, Thomas Perrotin, Ismael Zaïd et Yves Neau, ainsi que pour leur participation aux différentes études de terrain menées au cours de ces 3 ans.

Et finalement, je souhaite remercier spécialement ma mère, mon père et ma sœur, pour leur soutien moral au cours de tout mon parcours académique.

Sommaire

Remerciements.....	i
Nomenclature.....	vii
Introduction générale	1
Chapitre 1	3
État de l'art des méthodologies d'analyses énergétiques et exergetiques de procédés industriels.....	3
1. Introduction	3
1.1. Le changement climatique : causes, conséquences et moyens d'évitement.....	3
1.2. La gestion des ressources pétrolières	5
1.3. L'évolution des prix de l'énergie.....	5
1.4. Les Certificats d'Economie d'Energie.....	6
2. La collecte des données.....	7
3. L'analyse des données.....	8
3.1. La méthode du pincement.....	9
3.1.1. Définition	9
3.1.2. Courbes composites et pincement.....	9
3.1.3. Zones puits et zones sources.....	10
3.1.4. Les règles de la méthode du pincement.....	11
3.1.5. Optimisation utilités multiples et Grande Courbe Composite	12
3.1.6. L'intégration des Pompes A Chaleur	13
3.1.7. Coût d'investissement.....	15
3.1.8. Analyse des avantages et des limites de la MP.....	17
3.1.9. Méthode d'intégration indirecte et mixte directe/indirecte des procédés batch.....	18
3.2. La théorie de l'exergie	21
3.2.1. Définition	21
3.2.2. Bilan d'exergie.....	21
3.2.3. Valeur ajoutée de l'analyse exergetique.....	22
3.2.4. La méthode « Inside-out » de Kisscock.....	23
3.2.5. La méthode de Frazier.....	24
3.3. La MP étendue aux facteurs exergetiques	25
3.3.1. La MP étendue à l'analyse exergetique pour le ciblage de l'énergie travail des compresseurs frigorifiques.....	25
3.3.2. Modifications du procédé par la MP étendue aux facteurs exergetiques	27
3.3.3. Extension de la MP vers les facteurs exergetiques pour l'étude de l'impact environnemental.....	29
4. L'Analyse du Cycle de Vie	30
4.1. Définition du cadre et du but de l'étude	31
4.2. Inventaire des consommations/émissions	31
4.3. Evaluation des impacts	32
4.4. Interprétation des résultats.....	32
5. Conclusions tirées de la revue bibliographique.....	33
6. Références	34

Chapitre 2	37
Une méthodologie d'audit énergétique	37
1. Introduction	37
2. L'Analyse Procédé	38
2.1. Analyse moléculaire	39
2.1.1. Description du procédé et des options techniques.....	39
2.1.2. Critères de productivité et exigences industrielles.....	40
2.1.3. Calcul de l'EMR.....	40
2.2. Analyses Energétique et Exergétique	40
2.2.1. Représentation selon le Niveau d'Energie.....	41
2.2.2. Optimisation horizontale par modification de la transformation du produit.....	44
2.2.3. Optimisation verticale	46
2.2.4. Comparaison des deux modes d'optimisation.....	50
2.2.5. Critères d'optimisation.....	51
2.3. Résultats de l'Analyse Procédé.....	52
3. Le synoptique du système de production	53
4. Analyse des résultats	54
4.1. Les pertes énergétiques fatales.....	55
4.1.1. Pertes fatales liées au procédé.....	55
4.1.2. Pertes fatales liées à la transformation du produit.....	55
4.1.3. Elimination des pertes fatales.....	56
4.2. Les pertes non-fatales	56
4.2.1. Mesures des pertes non-fatales.....	56
4.2.2. Elimination des pertes non fatales.....	56
4.3. Pertes exergétiques et optimisation verticale.....	56
4.4. Analyse globale	57
5. Conclusions	57
6. Références	57
Chapitre 3	59
Analyse Procédé de quelques opérations génériques	59
1. Introduction	59
2. Concentration de produits liquides	59
2.1. Analyse moléculaire	59
2.1.1. Concentration par membranes.....	60
2.1.2. Concentration par évaporation.....	61
2.1.3. Calcul de l'EMR.....	61
2.2. Analyses énergétique et exergétique.....	63
2.2.1. Optimisation horizontale	65
2.2.2. Optimisation verticale par Pompe à Chaleur.....	67
2.2.3. Optimisation combinée verticale horizontale	71
3. Opération de séchage des produits solides	74
3.1. Analyse moléculaire et Calcul de l'EMR.....	74
3.2. Analyses énergétique et exergétique.....	77
3.2.1. Séchage conductif.....	77
3.2.2. Séchage convectif.....	79
3.2.2.1. Optimisation verticale par PAC sans conception	83

3.2.2.2.	Séchage convectif par vapeur d'eau surchauffée	84
3.2.2.3.	Comparaison du séchage par vapeur au séchage à l'air chaud	88
3.2.3.	<i>Séchage radiatif</i>	89
4.	Nettoyage des équipements industriels	90
4.1.	Analyse moléculaire.....	90
4.2.	Analyses énergétique et exergétique.....	91
5.	Epuration bactérienne des produits alimentaires	97
5.1.	Analyse moléculaire.....	97
5.1.1.	<i>La séparation membranaire</i>	98
5.1.2.	<i>Le traitement thermique</i>	98
5.1.3.	<i>Calcul de l'EMR</i>	100
5.2.	Analyse énergétique et exergétique.....	102
5.2.1.	<i>Méthode membranaire</i>	102
5.2.1.1.	Optimisation verticale par installation de PAC.....	105
5.2.1.2.	Calcul de la consommation énergétique totale du système	107
5.2.2.	<i>Traitement thermique</i>	108
6.	Conclusions	111
7.	Références	112
	Chapitre 4	115
	Application de l'AEEP à une usine de fabrication de fromages	115
1.	Introduction	115
2.	Analyse Procédé.....	115
3.	Synoptique de l'usine	116
3.1.	Epuration bactérienne et maturation.....	117
3.2.	Concentration de lactosérum.....	118
3.3.	Nettoyage du matériel.....	120
3.4.	Les utilités associées au système de production.....	120
3.4.1.	<i>La production de vapeur</i>	121
3.4.2.	<i>La production de froid</i>	121
4.	Analyse des résultats.....	123
4.1.	Analyse système	124
4.1.1.	<i>Système de concentration actuel maintenu</i>	125
4.1.1.	<i>Système de concentration avec CMV</i>	128
4.2.	Analyse individuelle.....	128
4.2.1.	<i>Concentration de lactosérum</i>	128
4.2.1.1.	Pertes non fatales et améliorations incrémentales.....	128
4.2.1.2.	Pertes fatales et amélioration radicale	129
4.2.1.3.	Pertes exergétiques et optimisation verticale	129
4.2.2.	<i>L'épuration bactérienne</i>	130
4.2.2.1.	Adaptation de l'AP au cas particulier	130
4.2.2.2.	Pertes non fatales et amélioration incrémentale	131
4.2.2.3.	Pertes fatales et amélioration radicale	132
4.2.2.4.	Pertes exergétiques et optimisation verticale	132
4.2.3.	<i>Nettoyage du matériel</i>	133
4.2.3.1.	Adaptation de l'AP au cas particulier	133
4.2.3.2.	Pertes énergétiques non fatales et améliorations incrémentales.....	134
4.2.3.3.	Pertes énergétiques fatales et améliorations radicales.....	134

4.2.3.4. Pertes exergetiques et optimisation verticale	135
5. Conclusions	135
6. Références	137
Conclusion générale, applications et perspectives	139
Annexe : Glossaire	143

Nomenclature

Symboles

A	Surface d'échange	[m ²]
C	Concentration massique	[kg/kg] ou [%]
CP	Débit thermique	[kW/K]
ΔT_{LM}	Différence de température logarithmique moyenne	[K]
En	Energie	[kJ]
Ex	Exergie	[kJ]
H	Enthalpie	[kJ]
H	Enthalpie massique	[kJ/kg]
H	Coefficient d'échange de chaleur	[kJ/m ² K]
HR	Humidité Relative	[%]
M	Masse	[kg]
P	Pression	[Pa]
P _{ex}	Pertes exergétiques	[kJ]
Q	Quantité de chaleur	[kJ]
\dot{Q}	Puissance thermique	[kW]
S	Entropie	[kJ/K]
S	Entropie massique	[kJ/kgK]
T	Température	[°C] ou [K]
V	Volume	[m ³]
W	Teneur en eau	[kg/kg] ou [%]
\dot{W}	Puissance mécanique	[kW]

Lettres grecques

η_c	Facteur de Carnot	[-]
η_{en}	Rendement énergétique	[-]
η_{ex}	Rendement exergétique	[-]
η_I	Rendement du premier principe	[-]
η_{II}	Rendement du deuxième principe	[-]
Ω	Niveau d'énergie	[kJ _{exergie} /kJ _{énergie}]

Indices

D	disponible
D	Détruite
E	Entrée
eb	Ebullition
ee	Eau éliminée
ev	Evaporation
F	Final
I	Initial
ms	Matières sèches
pf	Produit final
pu	Puits de chaleur
S	Sortie
so	Source de chaleur
T	Totale
vc	Volume de contrôle

Abréviations

Δ	Variation
ACV	Analyse du Cycle de Vie
AEEP	Analyse Énergétique et Exergétique des Procédés de transformation
AEx	Analyse Exergétique
AP	Analyse Procédé
BAT	Best Available Techniques
BP	Basse Pression
CC	Courbes Composites
CEE	Certificats d'Economie d'Energie
CMV	Compression Mécanique de Vapeur
COP	Coefficient de Performance
COP _c	Coefficient de Performance de Carnot
EMR	Energie Minimale Requir
ER	Eau de refroidissement
ER	Energie réelle dépensée
Fe	Facteur d'émission de GES
FRV	Facteur de Réduction Volumique
G	Gains énergétiques
GCC	Grande Courbe Composite
GCCE	Grande Courbe Composite d'Exergie
GCCNE	Grande Courbe Composite des Niveaux d'Energie
GES	Gaz à Effet de Serre
HEN	Réseau d'échangeurs de chaleur (Heat Exchanger Network)
HP	Haute Pression
IAA	Industries Agro Alimentaires
IP	Intégration des Procédés
MP	Méthode du Pincement
MPr	Moyenne pression
MPT	Meilleur Procédé de Transformation
Ne	Nombre d'effets
P	Prix de l'énergie
PAC	Pompe à Chaleur
PI	Pression Intermédiaire
PMI	Petites et Moyennes Industries
PO	Peack Oil
RD	Réduction décimale
RE	Retard à l'ébullition
TFP	ThermoFrigoPompe
TRI	Temps de Retour sur Investissement
U _{min}	Nombre minimal d'échangeurs
VES	Vapeur d'Eau Surchauffée

Sigles

ADEME	Agence de l'Environnement et de Maitrise de l'Energie
AFNOR	Agence Française de NORmalisation
ASPO	Association for the Study of Peak Oil and gas
DRIRE	Direction Régionale de l'Industrie, de la Recherche et de l'Environnement
GIEC	Groupes d'experts Intergouvernementaux sur l'Evolution du Climat
IEA	International Energy Agency
IFP	Institut Français du Pétrole
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
IPPC	Integrated Pollution Prevention and Control

Introduction générale

Dans son dernier rapport de l'année 2007, le Groupe d'experts Intergouvernementaux sur l'Evolution du Climat (GIEC) annonce que « *L'essentiel de l'accroissement des températures globalement moyennées depuis le milieu du 20^{ème} siècle résulte très probablement de l'augmentation des concentrations de gaz à effet de serre (GES) anthropogènes (liés aux activités humaines)* ». Les émissions de CO₂ constituent environ 70 % des émissions totales de GES, et sont surtout liées à la consommation d'énergie fossile, utilisée pour la majorité pour la production d'énergie. Par ailleurs, l'Association for the Study of Peak Oil (ASPO) estime le pic de production d'énergie pétrolière (appelé aussi Peak Oil) pour l'année 2015. L'institut Français du Pétrole (IFP) estime que le PO commencerait quelque part entre 2006 et 2028 pour des raisons technico-économiques et se poursuivra à partir de 2028 pour des raisons géologiques. De plus, le prix des énergie fossiles (surtout les produits pétroliers et le gaz naturel) a plus que doublé entre les années 1996 et 2006.

Toutes ces conditions ont mené à la mise en œuvre de programmes nationaux et/ou européens, en vue de diminuer à la fois la consommation de l'énergie fossile et les émissions de GES. Plus particulièrement, en France, le programme national français appelé les Certificats d'Economie d'Energie (CEE), oblige les fournisseurs d'énergie, donc principalement EDF en France, à créer des économies d'énergie sur leurs propres sites comme chez leurs clients. Pour atteindre les exigences du programme, EDF prévoit donc d'apporter aux clients (notamment les industriels) des conseils en matière d'efficacité énergétique. Cependant, pour les Petites et Moyennes Industries (PMI), consommant en dessous de 40 GWh d'énergie (toute énergie confondue) par an, l'entreprise ne peut pas dédier des études énergétiques approfondies (car trop chères). Il s'est avéré donc nécessaire de développer une méthode permettant d'évaluer les gains énergétiques possibles d'un site industriel, en diminuant le coût de l'étude ; cette thèse porte sur le développement de cette méthodologie.

Dans ce travail, une étude bibliographique détaillée des méthodologies existantes a été menée au premier chapitre, en vue de déterminer leurs avantages et leurs inconvénients vis-à-vis du but principal de l'étude. Plusieurs éléments essentiels ont été extraits, et des pistes pour surmonter certaines difficultés posées par ces méthodes ont été identifiées.

Le chapitre 2 de la thèse présente la méthodologie développée, appelée Analyse Energétique et Exergétique des Procédés de transformation (AEEP), en traitant des exemples concrets d'opérations industrielles unitaires, en vue de montrer la systémativité de la démarche et pour illustrer cette approche. Dans ce chapitre, les différentes étapes de la méthodologie sont présentées et détaillées. Une étape, l'AP (analyse procédé) s'est avérée fondamentale pour l'application de la méthode développée.

Pour cela, le chapitre 3 applique cette étape à plusieurs opérations industrielles unitaires, à la fois pour servir de base pour des audits énergétiques futurs dans les secteurs industriels concernés, et pour démontrer la généricité de l'approche, ainsi que sa systémativité. Il s'ensuit donc qu'une application complète de la méthodologie sur un cas concret est nécessaire.

C'est l'objectif du chapitre 4, qui traite d'une application de l'AEEP à une usine de fabrication de fromages. Dans ce chapitre les différentes étapes de l'AEEP sont appliquées, en se servant de plusieurs résultats du chapitre 3. Il est montré également que l'AEEP est une méthodologie systématique et peut être appliquée à tous les niveaux d'audits énergétiques, et surtout les plus faibles niveaux possédant un coût relativement bas.

Chapitre 1

État de l'art des méthodologies d'analyses énergétiques et exergetiques de procédés industriels

1. Introduction

L'efficacité énergétique est maintenant considérée non seulement pour utiliser les ressources énergétiques d'une manière sobre, mais aussi pour limiter les émissions des Gaz à Effet de Serre (GES). Cette modification est essentielle quant aux perspectives d'amélioration de l'efficacité énergétique qui va se décliner à différentes échelles de temps et des objectifs de plus en plus ambitieux. Les rapports du Groupe d'Experts Intergouvernementaux sur l'Evolution du Climat (GIEC), aussi bien sur la connaissance scientifique de l'évolution du climat que sur ses conséquences et les mesures d'atténuation, servent de référence pour les progrès à accomplir en matière d'économie d'énergie.

1.1. Le changement climatique : causes, conséquences et moyens d'évitement

Des douze années allant de 1995 à 2006, onze ont été parmi les douze années les plus chaudes depuis 1850 [GIE07A]. Entre 1906 et 2005, la température de la terre a augmenté d'environ 0,74 K [GIE07A]. Le réchauffement climatique affecte la terre entière, plus intense sur les régions nordiques à latitude élevée. La vitesse moyenne d'élévation du niveau des mers et océans est passée de 1,8 mm/an en 1961 à 3,1 mm/an depuis 1993 [GIE07A]. Cette élévation est conforme au réchauffement climatique, et est principalement liée à la dilatation thermique de l'eau de mer et à la fusion des glaciers. La diminution des niveaux de neige et de glace est de même conforme au réchauffement climatique. Depuis 1978, d'après des données de satellites, l'étendue moyenne annuelle de la glace de l'océan Arctique a diminué de 2,7 % par décennie. Dans les deux hémisphères, en moyenne, les glaciers montagnards et la quantité de neige a aussi diminué [GIE07A]. La sécheresse liée aux précipitations est aussi affectée par le changement climatique. En effet, le 4^{ème} rapport d'évaluation du GIEC annonce une augmentation du taux de précipitations dans les zones humides de la terre et une diminution dans les zones sèches comme les déserts de l'Afrique. Globalement, la surface affectée par la sécheresse a augmenté depuis 1970.

La température moyenne de la terre résulte de l'équilibre entre le flux de rayonnement qui lui parvient du soleil et le flux de rayonnement infrarouge renvoyé vers l'espace. Un Gaz à Effet de Serre (GES) est transparent sur la majorité des longueurs d'onde du spectre solaire, mais absorbant sur une grande partie du spectre infrarouge émis par la terre. Le flux sortant refroidit la terre, le piégeage dans l'atmosphère d'une partie du flux normalement sortant contribue donc au réchauffement de la planète. Sans les GES, la température moyenne de la terre serait de l'ordre -18 °C. La présence de ces gaz entraîne une température moyenne de la terre de l'ordre de 15 °C. Mais une augmentation de leur concentration atmosphérique entraînera une augmentation de la température moyenne de la terre [MIE07]. Par ailleurs, d'après le 4^{ème} rapport du groupe de travail 1 du GIEC¹ la concentration atmosphérique des

¹ Le GIEC est organisé en trois groupes de travail : le Groupe I, qui étudie les principes physiques et écologiques du changement climatique ; le Groupe II, qui étudie les impacts, la vulnérabilité et l'adaptation au changement climatique et le Groupe III, chargé d'étudier les moyens d'atténuer le changement climatique. S'y ajoute une équipe spéciale pour les inventaires nationaux de gaz à effet de serre.

GES (CO₂, CH₄, NOx et autres) a largement augmenté depuis la période préindustrielle en raison de l'activité humaine [GIE07B]. Pour résumer, le GIEC affirme avec un degré non négligeable de certitude, que « *L'essentiel de l'accroissement des températures globalement moyennées depuis le milieu du 20^{ème} siècle résulte très probablement de l'augmentation des concentrations de gaz à effet de serre anthropogènes (liés aux activités humaines) ».*

Les conséquences de ce réchauffement sur l'avenir de l'humanité ont été étudiées selon plusieurs scénarios. Les résultats des différents scénarios [IPC00] montrent une augmentation de 25 à 90 % des émissions de GES d'ici à 2030 et par suite une accélération du réchauffement planétaire. D'après le 4^{ème} rapport d'évaluation du GIEC, sur une variété de scénarios de projection des émissions de GES, la température de la terre continuera à augmenter d'une valeur moyenne entre 0,1 K par décennie si les concentrations de GES dans l'atmosphère sont maintenues constantes (et donc pour un scénario à émissions nulles) à 0,2 K par décennie [GIE07A] pour les deux prochaines décennies (si l'on poursuit nos émissions comme aujourd'hui). En résumé, selon différents scénarios d'émissions et de politiques environnementales, l'augmentation de la température moyenne de la terre d'ici l'an 2100 sera comprise entre 2 et 3,5 K (Figure 1-1). En ce qui concerne l'augmentation du niveau de la mer, les différents scénarios projettent une augmentation comprise entre 0,18 m et 0,59 m. Le 4^{ème} rapport du GIEC met en garde les décideurs politiques sur les conséquences qui peuvent toucher quelques régions particulières (comme l'Afrique, l'Arctique, et les petites îles) et même à l'extérieur de ces zones, certaines personnes ou certains groupes de personnes (comme les populations les plus âgées ou les plus pauvres et les enfants) peuvent courir des risques particuliers [GIE07A].

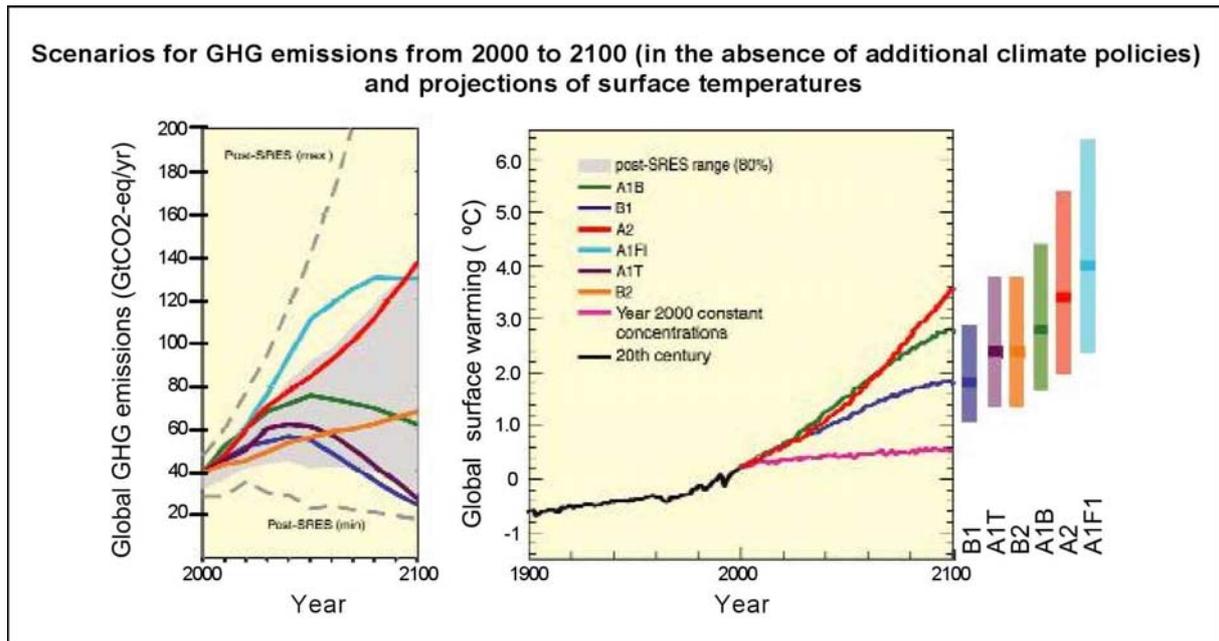


Figure 1-1. Scénarios des émissions de GES (en l'absence de politique climatiques) et projections de la température moyenne de la surface de la terre [GIE07A]

Le Protocole de Kyoto (entériné en Décembre 2007) a été une suite de la prise de conscience mondiale sur les conséquences des émissions de GES sur le climat. Le Protocole de Kyoto assigne aux pays signataires des objectifs quantifiés de réduction de leurs émissions de GES² : entre 2008 et 2012, ces émissions doivent être réduites de 5 % par rapport au niveau des émissions de 1990 dans le monde [NU98].

² Ces GES sont : le Dioxyde de carbone (CO₂), le Méthane (CH₄), l'Oxyde nitreux (N₂O), les Hydrofluorocarbones (HFC), les Hydrocarbures perfluorés (PFC) et l'Hexafluorure de soufre (SF₆)

À partir du 1^{er} janvier 2005, l'union européenne a mis en place un programme d'échange de permis d'émissions de CO₂, ou « quotas d'émissions de CO₂ ». Ce mécanisme économique est mis en place pour le CO₂, d'autres politiques et mesures de réduction sont en cours de préparation pour les cinq autres GES du Protocole de Kyoto, sauf qu'elles ne comprennent pas de mécanismes économiques.

Les émissions de CO₂ constituent plus de 70 % des émissions de tous les GES. Ces émissions proviennent surtout des combustions de matières fossiles, utilisées en grande partie pour la production d'énergie. Il est donc nécessaire de différencier les émissions directes d'une activité, industrielle ou domestique, des émissions indirectes liées à la consommation de l'énergie électrique.

Pour cela, il est indispensable de diminuer l'intensité énergétique (E/PIB), c'est-à-dire de découpler l'accroissement de la consommation de combustibles de la croissance économique.

1.2. La gestion des ressources pétrolières

En 2006, plus de 80 % de la consommation énergétique mondiale est attribuée aux énergies fossiles (pétrole, gaz naturel et charbon) [UPS], dont 35 % en pétrole, 28 % en charbon et 23 % en gaz naturel. Selon le rapport de perspectives sur les consommations énergétiques mondiales de l'Agence Internationale de l'Energie (IEA) [IEA07], l'augmentation de la consommation énergétique sera de l'ordre de 55 % entre 2005 et 2030. En parallèle, la part de l'énergie fossile restera constante (84 % de l'augmentation est directement liée à la demande en énergie fossile).

L'ASPO (Association for the Study of Peak Oil and gas) estime le pic pétrolier, également connu comme « Peak Oil » (PO) en 2015. D'autre part, selon l'Institut Français du Pétrole (IFP), le pic de production de pétrole sera atteint vers l'année 2028 au plus tard [IFP06]. Ce pic commence entre 2006 et 2028 pour des causes technico-économiques et se poursuit à partir de 2028 pour des raisons géologiques. Après le PO, la capacité de production journalière de pétrole diminuera bien que la demande en consommation ne fera que croître [IEA07]. Ceci entraînera sans aucun doute une augmentation des prix de l'énergie, qui a commencé à se manifester ces dernières années.

1.3. L'évolution des prix de l'énergie

Les prix de l'énergie, en général, ont augmenté d'une valeur non négligeable depuis 10 ans. Pour l'industrie, le prix des produits pétroliers a plus que doublé entre 1996 et 2006 [INS07]. Cette hausse est conforme à la théorie du PO. En France, il faut distinguer l'énergie importée, dont l'augmentation des prix est directement liée à l'augmentation du prix du pétrole [INS07] de l'électricité, dont le prix n'a que très légèrement augmenté par rapport aux prix de 1996, principalement en raison de l'origine nucléaire de l'électricité produite en France. La Figure 1-2 représente l'évolution des différents types d'énergie entre 1996 et 2006.

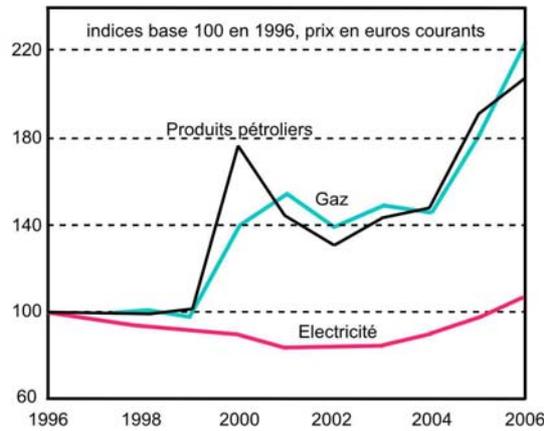


Figure 1-2. Evolution des prix de l'énergie en France depuis 1996 (base 100 en 1996) [INS07]

1.4. Les Certificats d'Economie d'Energie

L'effet de serre, le Protocole de Kyoto, la disponibilité restreinte et l'augmentation inévitable des prix des énergies fossiles, ont entraîné la prise de mesures tant au niveau européen que français. Le gouvernement français a, entre autres, introduit un programme de Certificats d'Economie d'Energie (CEE).

Le programme CEE vise à améliorer l'efficacité énergétique dans les secteurs industriel, résidentiel/tertiaire et celui des transports. L'objectif d'économie d'énergie est fixé par l'état. Des acteurs obligés (les fournisseurs d'énergie) doivent effectuer des économies d'énergie sur leur propre site ou chez leurs clients. Des actions standards sont directement éligibles aux CEE (comme le remplacement des ampoules traditionnelles par des lampes basse consommation), tandis que des actions spécifiques nécessitent une étude du dossier au cas par cas. Cette étude spécifique est une propriété importante des procédés industriels, où une variété de procédés peut exister et par la suite une variété d'actions visant l'économie d'énergie [ATE06].

L'objectif d'économie d'énergie est fixé par l'état. Des acteurs obligés (pour le moment les fournisseurs d'énergie) doivent effectuer des économies d'énergie sur leur propre site ou chez leurs clients. Quatre secteurs d'activités sont éligibles : les secteurs résidentiel et tertiaire, le secteur des transports, et le secteur de l'industrie. L'économie d'énergie réalisée est exprimée en kWh cumac, ou kWh cumulé actualisé.

Deux types d'actions peuvent donner droit à un certificat d'économie d'énergie.

- Les actions standards : ensemble d'actions définies par la DRIRE³ permettant l'obtention d'un CEE. Le remplacement d'une lampe ancienne par une lampe basse consommation est un exemple d'une action standard permettant l'obtention d'un certificat d'économie d'énergie.
- L'action spécifique : une action ne figurant pas sur la liste des actions standards, et pour laquelle il faut monter un dossier spécifique qui doit être validé par la DRIRE.

L'entreprise EDF, en tant que fournisseur d'énergie, est soumise aux obligations des CEE. Dans ce cadre, elle offre son expertise énergétique aux industriels. Le département EPI (Eco efficacité et Procédés Industriels) de la R&D d'EDF s'occupe de l'efficacité énergétique dans l'industrie, où d'importants gisements d'économies d'énergie peuvent être trouvés.

Pour les grandes entreprises (consommation électrique supérieure à 40 GWh par an), une étude approfondie sur les différents sites industriels, en vue de déterminer des ratios d'économies d'énergie. Il est cependant difficile, car très cher, de dédier des études

³ DRIRE : Direction Régionale de l'Industrie, de la Recherche et de l'Environnement

spécifiques pour les Petites et Moyennes Industries (PMI), dont la consommation électrique est comprise entre 4 et 40 GWh par an. Pour cela, il est nécessaire de développer une méthode systématique pour l'identification des gisements d'économie d'énergie sur site. Cette méthode doit aller au-delà de l'approche de l'amélioration de l'efficacité énergétique des seules utilités ou opérations particulières, visant le procédé et les lignes de fabrication.

Cette méthodologie donnera accès aux importants gisements d'économies d'énergie à des coûts exploitables. De plus, elle analysera les gains énergétiques potentiels, ainsi que les gains économiques et le Temps de Retour sur Investissements (TRI) qui doivent être rentables pour les clients.

Durant les dernières décennies, et surtout après les chocs pétroliers des années 70, différentes méthodes servant à identifier les gisements d'économies d'énergie dans l'industrie ont été développées. Pour identifier des solutions d'amélioration dans une usine, on distingue deux actions séparées mais interdépendantes, la collecte des données et l'analyse de ces données [THU95].

2. La collecte des données

Plusieurs auteurs ont proposé des méthodes systématiques pour la collecte de données énergétiques sur site industriel. En général, le coût et le but d'un audit énergétique déterminent son niveau [THU95], et par la suite la durée des mesures et la qualité des données mesurées.

Thumann propose les trois niveaux d'audit énergétique ci-après [THU95].

- Le pré diagnostic (« walk through » audit) : inspection visuelle visant à déterminer des économies sur les opérations de maintenance et d'exploitation des différents équipements. Ce niveau d'audit sert aussi à déterminer le besoin pour un audit de plus haut niveau, où des mesures plus précises sont nécessaires.
- Le mini-audit : ce niveau d'audit demande des mesures et des essais sur les différents équipements, en vue de déterminer la consommation exacte en énergie, ainsi qu'une quantification des potentiels d'économie d'énergie, effectuée durant la phase d'analyse des données.
- Le maxi-audit : plus détaillé que le mini-audit, ce niveau d'audit énergétique demande des mesures précises sur les consommations énergétiques par produit, ainsi qu'une modélisation et des simulations numériques en vue de déterminer les différentes configurations sur l'utilisation de l'énergie, et une estimation de la consommation sur un an. En contrepartie, cet audit donne des résultats précis sur les différents moyens possibles pour économiser l'énergie dans l'usine étudiée, et doit normalement être accompagné d'une étude technico-économique sur la faisabilité des solutions d'améliorations proposées.

La collecte de données diffère selon le niveau choisi. Les facteurs prépondérants de cette étape sont le nombre et la durée des mesures. Plus les mesures sont nombreuses et plus elle durent, plus leur coût augmente. Des mesures instantanées peuvent induire en erreur les calculs des consommations énergétiques des différentes opérations de l'usine, et il s'agit donc de trouver des facteurs moyens d'extrapolation des données mesurées sur une période d'un an, prenant ainsi en compte les facteurs temporels qui peuvent influencer le déroulement des différentes opérations, comme le climat, les débits de production de l'usine...etc.

Plusieurs démarches ont été développées pour systématiser les démarches d'audit de site industriel [THU95, IPP07, AFN06]. Par exemple, le référentiel de bonnes pratiques concernant le diagnostic énergétique dans l'industrie publié en 2006 par l'Agence Française

spécifiques pour les Petites et Moyennes Industries (PMI), dont la consommation électrique est comprise entre 4 et 40 GWh par an. Pour cela, il est nécessaire de développer une méthode systématique pour l'identification des gisements d'économie d'énergie sur site. Cette méthode doit aller au-delà de l'approche de l'amélioration de l'efficacité énergétique des seules utilités ou opérations particulières, visant le procédé et les lignes de fabrication.

Cette méthodologie donnera accès aux importants gisements d'économies d'énergie à des coûts exploitables. De plus, elle analysera les gains énergétiques potentiels, ainsi que les gains économiques et le Temps de Retour sur Investissements (TRI) qui doivent être rentables pour les clients.

Durant les dernières décennies, et surtout après les chocs pétroliers des années 70, différentes méthodes servant à identifier les gisements d'économies d'énergie dans l'industrie ont été développées. Pour identifier des solutions d'amélioration dans une usine, on distingue deux actions séparées mais interdépendantes, la collecte des données et l'analyse de ces données [THU95].

2. La collecte des données

Plusieurs auteurs ont proposé des méthodes systématiques pour la collecte de données énergétiques sur site industriel. En général, le coût et le but d'un audit énergétique déterminent son niveau [THU95], et par la suite la durée des mesures et la qualité des données mesurées.

Thumann propose les trois niveaux d'audit énergétique ci-après [THU95].

- Le pré diagnostic (« walk through » audit) : inspection visuelle visant à déterminer des économies sur les opérations de maintenance et d'exploitation des différents équipements. Ce niveau d'audit sert aussi à déterminer le besoin pour un audit de plus haut niveau, où des mesures plus précises sont nécessaires.
- Le mini-audit : ce niveau d'audit demande des mesures et des essais sur les différents équipements, en vue de déterminer la consommation exacte en énergie, ainsi qu'une quantification des potentiels d'économie d'énergie, effectuée durant la phase d'analyse des données.
- Le maxi-audit : plus détaillé que le mini-audit, ce niveau d'audit énergétique demande des mesures précises sur les consommations énergétiques par produit, ainsi qu'une modélisation et des simulations numériques en vue de déterminer les différentes configurations sur l'utilisation de l'énergie, et une estimation de la consommation sur un an. En contrepartie, cet audit donne des résultats précis sur les différents moyens possibles pour économiser l'énergie dans l'usine étudiée, et doit normalement être accompagné d'une étude technico-économique sur la faisabilité des solutions d'améliorations proposées.

La collecte de données diffère selon le niveau choisi. Les facteurs prépondérants de cette étape sont le nombre et la durée des mesures. Plus les mesures sont nombreuses et plus elle durent, plus leur coût augmente. Des mesures instantanées peuvent induire en erreur les calculs des consommations énergétiques des différentes opérations de l'usine, et il s'agit donc de trouver des facteurs moyens d'extrapolation des données mesurées sur une période d'un an, prenant ainsi en compte les facteurs temporels qui peuvent influencer le déroulement des différentes opérations, comme le climat, les débits de production de l'usine...etc.

Plusieurs démarches ont été développées pour systématiser les démarches d'audit de site industriel [THU95, IPP07, AFN06]. Par exemple, le référentiel de bonnes pratiques concernant le diagnostic énergétique dans l'industrie publié en 2006 par l'Agence Française

de NORMALISATION (AFNOR) présente une démarche systématique pour le diagnostic énergétique, comportant 3 étapes [AFN06].

- Analyse préalable : une première collecte de données est réalisée en vue de déterminer une première approche du bilan énergétique du site, d'établir les ratios des consommations énergétiques par unité de production et de déterminer les postes les plus énergivores.
- Analyse détaillée : cette analyse est orientée, selon les résultats de l'analyse préalable vers tout ou partie des gisements d'économies d'énergie identifiés. Elle permet d'approfondir les résultats préalables sur les gisements d'économies d'énergie et le bilan énergétique, en vue de déterminer les solutions d'amélioration de l'efficacité énergétique globale du site.
- Recherche des solutions d'amélioration : cette étape est destinée à déterminer les solutions d'amélioration de la consommation énergétique. Il s'agit de trouver les moyens d'exploiter les gisements d'économies d'énergie déterminés dans l'analyse détaillée. On notera néanmoins que cette étape fait partie de l'analyse des données plus que de la collecte.

Dans ce document de l'AFNOR, une systématisation de la démarche à suivre est présentée, sans les détails de l'analyse technique. En ce qui concerne la collecte de données, le document présente une démarche systématique selon les différents équipements.

Cependant, le coût et la durée de la collecte des données sont affectés par plusieurs facteurs, et non pas seulement par la systématisation de cette collecte. Le plus important de ces facteurs, est le type et la quantité des données à collecter. En effet, le coût global de l'audit pourra être minimisé en réduisant la quantité des données à collecter. Le choix des données indispensables doit donc être mûrement réfléchi en fonction des résultats attendus.

D'autre part, l'étude préalable du procédé de transformation du produit s'avère importante en vue de déterminer des améliorations génériques se concentrant sur le procédé de fabrication. Cette analyse a priori permet de déterminer des améliorations de l'efficacité énergétique du procédé dès « l'analyse préalable » (encore appelée pré-diagnostic). Ceci sera démontré dans les chapitres suivants. Il semble plus judicieux de travailler sur le développement d'une méthodologie d'analyse qui prend en compte la généralité des différentes opérations, et donc qui minimisera les collectes de données nécessaires.

3. L'analyse des données

En dissociant la collecte de l'analyse des données, il est important de rappeler que ces deux actions sont bien sûr dépendantes l'une de l'autre. Les données relevées sur site sont déterminées par le type d'analyse et le niveau de précision souhaités. En même temps, le niveau de précision et la fiabilité des résultats de l'analyse dépendent directement du niveau de précision des données relevées.

Plusieurs auteurs ont présenté des méthodologies différentes pour l'identification des économies d'énergie possibles sur site industriel. Une grande partie de ces méthodologies se concentrent sur les utilités du site industriel (production et distribution de vapeur, production et distribution d'énergie frigorifique, etc.) [KIS07]. Cependant, quelques auteurs ont proposé d'identifier d'abord les besoins du procédé industriel pour ensuite identifier les pistes d'améliorations du procédé lui-même et adapter les utilités à ce dernier ([FRA06], [KIS07] [LIN98], [MUL07], [STA96]). Dans ce travail, seront retenues les méthodes les plus importantes en terme d'identification des solutions d'amélioration et en terme de systématisation des démarches à suivre, en analysant leurs avantages et leurs limitations.

3.1. La méthode du pincement

3.1.1. Définition

La Méthode du Pincement (MP) a été structurée en 1979 par Linnhoff et al. [LIN98]). Cette méthode a pour but l'optimisation des échanges thermiques au sein d'un site et permet de viser des réductions de consommation d'énergie réalistes. Elle fait la synthèse des besoins énergétiques (appelés flux froids) et des énergies disponibles (appelés flux chauds) pour optimiser l'échange entre ces différents flux selon un critère économique optimisé entre coûts d'exploitation et coûts d'investissement. L'étude thermo-économique est basée sur les courbes composites.

3.1.2. Courbes composites et pincement

Les courbes composites représentent l'évolution des flux d'énergie, chauds et froids dans un diagramme (température, puissance thermique). L'évolution de la température du flux thermique en fonction de l'enthalpie est linéarisée selon l'équation (1.1). La linéarisation se fait sur la base de la pente de la courbe composite de chaque flux le débit thermique, (voir équations (1.1) et (1.2)) [LIN98]. La différence minimale de températures entre les deux courbes est appelée pincement (voir Figure 1-3 a)).

$$\dot{Q} = \dot{m} c_p \Delta T \quad (1.1)$$

$$CP = \dot{m} c_p \quad (1.2)$$

Avec :

- \dot{Q} la variation de l'enthalpie
- \dot{m} le débit massique
- c_p la chaleur spécifique du produit
- ΔT la variation de la température
- CP le débit thermique qui constitue la pente de la courbe composite, et qui est calculé par le produit du débit massique par la chaleur spécifique.

Les courbes composites indiquent un schéma d'échanges de chaleur à contre-courant entre les flux thermiques chauds et les flux thermiques froids du procédé. La valeur du pincement (ΔT_{\min}) détermine les valeurs des énergies minimales à apporter au système (voir Figure 1-3 b)). En déplaçant la courbe des flux froids à gauche ou à droite, le pincement diminue ou augmente respectivement (Figure 1-3), et par la suite les besoins en énergie thermique et frigorifique diminuent ou augmentent respectivement. Ce phénomène est dû au changement de la surface d'échange (proportionnellement au pincement) et par la suite la quantité de chaleur récupérée sur le procédé.

L'optimisation par la MP se fait, selon la cible de l'optimisation, entre coûts d'investissement (directement lié au coût des échangeurs) et coûts d'exploitation (directement lié à la consommation énergétique).

Le coût des échangeurs est proportionnel à la surface d'échange, et par suite proportionnel à la quantité de chaleur échangée [LIN98A]. Comme le montre la Figure 1-3 a), la variation de la surface d'échange (directement proportionnelle à la quantité de chaleur récupérée) est inversée par rapport à la variation du pincement. Il s'ensuit que le coût d'investissement minimal est atteint pour le pincement maximal et inversement.

La consommation énergétique du procédé étudié est proportionnelle aux besoins thermiques et frigorifiques (quand il existe un besoin de refroidissement à une température inférieure à la température ambiante) [LIN98A]. Comme le montre la Figure 1-3, la variation de ces besoins énergétiques suit la variation du pincement. Il s'ensuit que le coût d'exploitation minimal est atteint pour le pincement minimal et inversement. Par suite, la plus grande efficacité énergétique du système est atteinte pour le pincement minimal, ce pincement étant déterminé par les contraintes technologiques et la nature des flux énergétiques considérés. La relation entre surface d'échange, coûts d'investissement, consommation énergétique et coûts d'exploitation est expliquée dans le paragraphe 3.1.7.

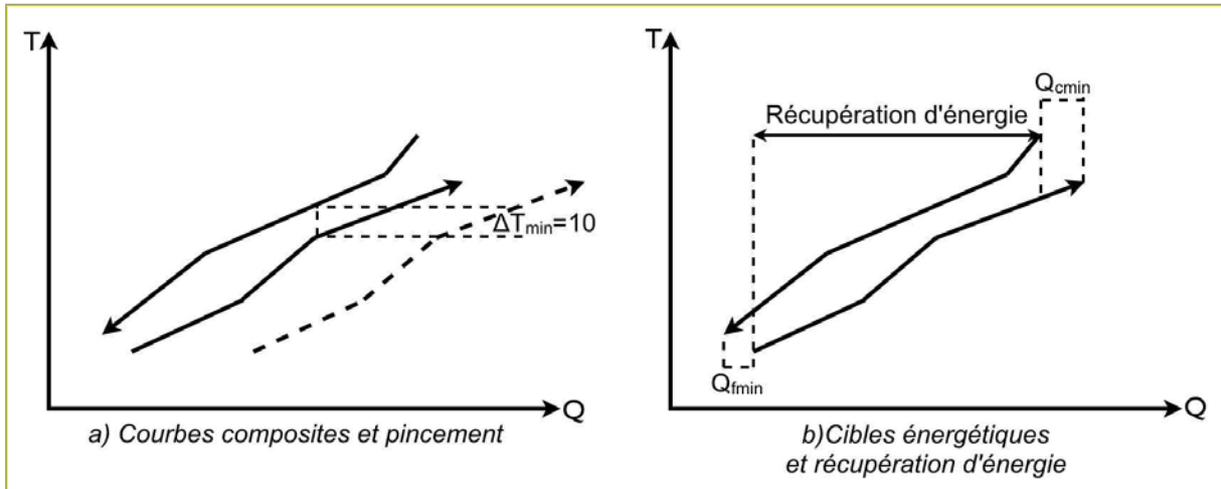


Figure 1-3. Courbes composites et cibles énergétiques [LIN98A]

avec :

- Q_{\min} : Quantité de chaleur minimale requise pour un pincement ΔT_{\min}
- Q_{\min} : Quantité d'énergie frigorifique minimale requise pour un pincement ΔT_{\min}

3.1.3. Zones puits et zones sources

La température de pincement sépare le système en deux sous systèmes distincts :

- La zone puits, située à droite du pincement, et où il y a un manque d'énergie. Dans cette zone, il existe un manque de chaleur pour chauffer les flux froids à la température requise par le procédé. Ce manque de chaleur est compensé par l'utilité chaude Q_{\min} .
- La zone source, située à gauche du pincement, et où il y a un surplus d'énergie. Le surplus d'énergie réside dans le besoin de refroidir les flux chauds à la température nécessaire au procédé. Ce surplus d'énergie est compensé par l'utilité froide Q_{\min} .

La Figure 1-4 montre clairement les deux zones (puits et source) formées par le pincement. La zone située entre les deux courbes composites est la zone d'échange interne du système (échange entre flux chauds et flux froids). Pour chauffer (resp. refroidir) les flux à l'extérieur de cette zone, une utilité thermique (resp. frigorifique) est nécessaire (exemple vapeur et eau froide). Plus le pincement ΔT_{\min} diminue, plus la puissance nécessaire des utilités diminue, mais aussi la surface d'échange augmente et donc les coûts d'investissement. La théorie du pincement sert à établir le compromis entre coûts d'investissement et coûts des utilités pour trouver la solution optimale. Il est clair cependant que, du point de vue énergétique, un ΔT_{\min} minimisé serait optimal. Cependant, en intégrant une étude économique, il faut faire le compromis pour trouver la solution technico-économique optimale.

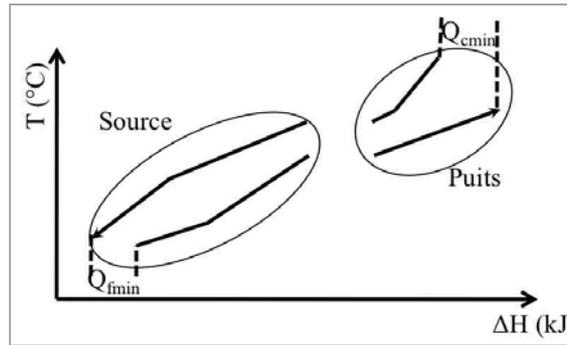


Figure 1-4. Zone puits et zone source formées par le pincement [LIN98A]

3.1.4. Les règles de la méthode du pincement

La Figure 1-5 montre différents scénarios de transferts de chaleur sur les courbes composites et la conséquence de chacun, d'où les règles de la MP.

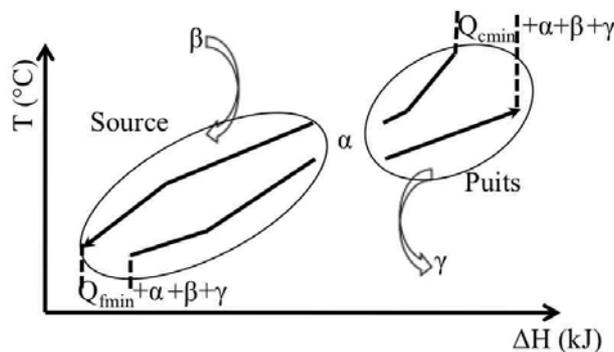


Figure 1-5. Les règles de transferts de chaleur dans la MP [LIN98A]

Sur la Figure 1-5, α est une quantité de chaleur transférée de la zone puits vers la zone source. Le système au-dessus du pincement, qui était avant en équilibre énergétique avec Q_{cmin} , perd une valeur α d'énergie. Pour compenser cette perte, l'énergie fournie par l'utilité chaude doit être augmentée de la même valeur α . Par ailleurs, une quantité de chaleur d'une valeur α est rajoutée à la zone source qui possède déjà un surplus de chaleur, ce surplus doit alors être augmenté d'une valeur α , augmentant ainsi Q_{fmin} .

γ est la valeur d'un refroidissement externe de la zone puits. Cette zone, déjà en déficit de chaleur aura besoin alors d'une quantité d'énergie calorifique de la même valeur γ pour compenser cette perte, ce qui augmente l'énergie fournie par l'utilité chaude d'une valeur γ . Avec le même raisonnement, si β est une quantité de chaleur ajoutée à la zone source, cette valeur doit être compensée par une augmentation de l'utilité froide. De même, refroidir la zone puits (resp. chauffer la zone source) implique un déséquilibre énergétique de la zone source (resp. zone puits). Ce déséquilibre doit donc être compensé par une augmentation de l'utilité froide (resp. utilité chaude).

En résumé, un transfert de chaleur entre les deux zones, un refroidissement de la zone puits ou un chauffage de la zone source résulte en une augmentation des consommations énergétiques des utilités chaudes et froides, d'où les trois règles de base de la théorie du pincement :

- aucun transfert de chaleur ne doit prendre place entre la zone puits et la zone source
- aucun refroidissement externe n'est permis au niveau de la zone puits
- aucun chauffage externe n'est permis au niveau de la zone source.

3.1.5. Optimisation utilités multiples et Grande Courbe Composite

La Grande Courbe Composite (GCC) est une représentation simplifiée des courbes composites chaude et froide. Elle sert à simplifier l'optimisation des utilités multiples. La Figure 1-6 montre une représentation schématique de sa construction.

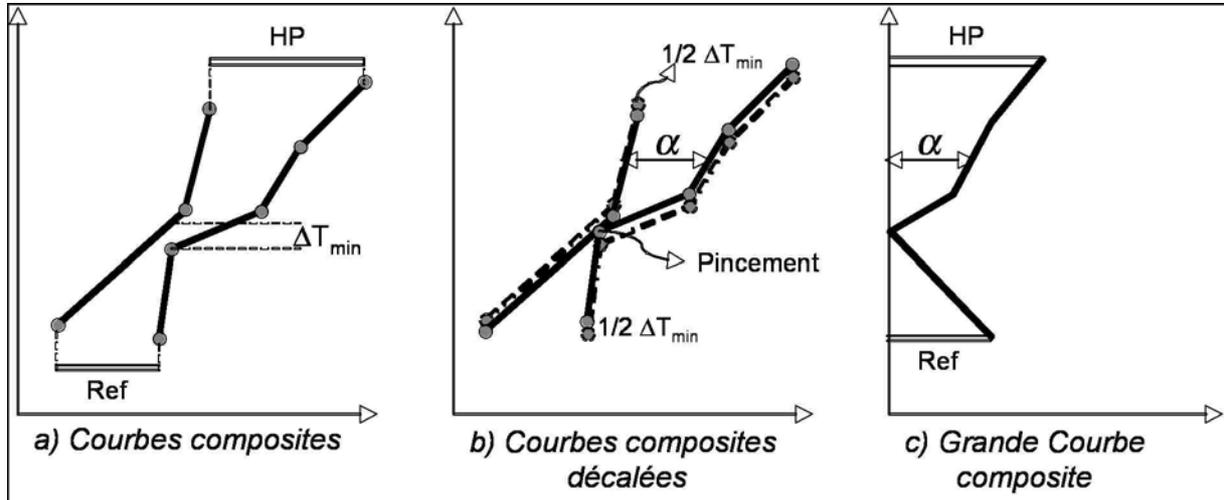


Figure 1-6. Représentation schématique de la construction de la grande courbe composite [LIN98A] avec :

- HP : Chaleur Haute Pression
- Ref : Réfrigération

La GCC est construite en 2 étapes (voir Figure 1-6). La première consiste à rapprocher les courbes composites l'une de l'autre de manière à ce qu'elles se touchent au niveau du pincement. Les températures des différents flux de la courbe composite froide sont alors augmentées d'une valeur de $\frac{1}{2} \Delta T_{\min}$, et celles des flux de la courbe composite chaude sont diminuées de la même valeur. Cette étape sert essentiellement à assurer le gradient de température minimal représenté par ΔT_{\min} entre les utilités (représentées par les segments HP et REF sur la Figure 1-6 c) et les flux du procédé (la grande courbe composite de la même figure).. Ces courbes sont alors appelées les courbes composites décalées.

La deuxième étape consiste à construire la GCC à partir des différences d'enthalpie (horizontale) entre les deux courbes (ceci est représenté par la valeur α).

La GCC sert principalement à l'optimisation des utilités multiples. Cette optimisation est appliquée quand plusieurs niveaux de températures sont possibles pour l'apport d'énergie thermique ou frigorifique au procédé. La Figure 1-7 a) montre le cas d'un procédé, où la vapeur haute pression (HP) est utilisée pour l'apport calorifique et la réfrigération (Ref) est utilisée pour l'apport frigorifique au procédé. La Figure 1-7 b) montre le remplacement d'une partie de la HP par de la vapeur Moyenne Pression (MPr), et la réfrigération par de l'Eau de Refroidissement (ER). Les nouvelles utilités apportées au système sont des utilités moins chères que celles appliquées dans le premier cas (Figure 1-7 a)). Il est remarquable sur la GCC que les utilités représentent l'apport en énergie au procédé, cette visualisation graphique n'est pas possible avec les courbes composites normales. La différence de températures minimale entre les utilités et le procédé est assurée par le décalage de ΔT_{\min} des courbes avant la construction de la GCC.

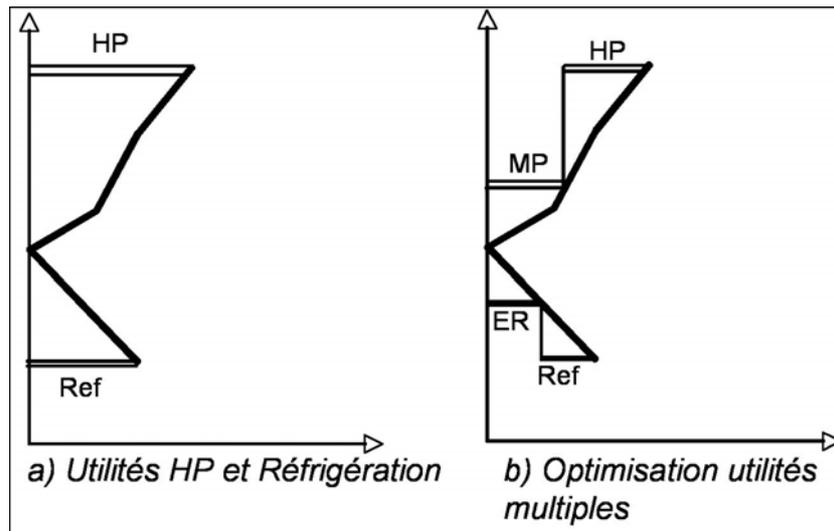


Figure 1-7. Optimisation utilités multiples [LIN98A]

avec :

- MPr : Utilité chaude Moyenne Pression
- ER : Eau de Refroidissement

3.1.6. L'intégration des Pompes A Chaleur

Les cibles énergétiques d'un procédé étudié par la MP sont fixées par le pincement. Comme démontré dans le paragraphe 3.1.4, l'échange à travers le pincement est interdit, provoquant une perte énergétique au niveau des utilités chaude et froide. Cependant, les deux zones formées par le pincement peuvent échanger entre elles par le moyen d'une Pompe A Chaleur (PAC). Cette PAC utilisera comme source froide le procédé lui même, selon différentes configurations. Dans le cas d'un besoin de refroidissement au dessous de la température ambiante, l'énergie absorbée au niveau de l'évaporateur est une demande en énergie frigorifique du procédé, et l'énergie rejetée au niveau du condenseur est alors une demande calorifique du procédé, et par suite cette PAC est considérée comme une ThermoFrigoPompe (TFP) où les énergies frigorifique et calorifique sont toutes les deux valorisées. Dans le cas où un besoin de refroidissement à une température inférieure à la température ambiante n'existe pas, la PAC n'assure pas un besoin frigorifique et par suite ne sera pas appelée TFP mais simplement Pompe à Chaleur.

La PAC peut être installée au niveau du procédé, selon trois configurations différentes [LIN98A]. La Figure 1-8 montre les trois configurations de l'installation d'une PAC au niveau du procédé.

- a) **Installation d'une PAC sur la zone puits.** Cette installation transfère de la chaleur de la zone puits vers la zone puits elle-même à plus haute température. Comme le montre la Figure 1-8, cette configuration économise de l'énergie thermique d'une valeur W (travail du compresseur de la PAC) en diminuant l'énergie dépensée à une valeur de $A-W$, mais en même temps nécessite une dépense électrique (ou mécanique) de la même valeur W . Le remplacement de l'énergie thermique nécessaire par une même quantité d'énergie mécanique ou électrique n'est cependant pas rentable, l'énergie électrique étant plus chère que l'énergie thermique. L'analyse exergétique qui permet de comparer les types d'énergies consommées est présentée plus loin.
- b) **Installation d'une PAC sur la zone source.** La zone source présente un surplus de chaleur. L'installation d'une PAC sur cette zone revient à rajouter de l'énergie thermique d'une valeur W à cette zone déjà en surplus de chaleur. Ceci entraînera

une augmentation de l'énergie frigorifique nécessaire à l'évacuation de ce surplus, l'installation est donc à proscrire.

- c) **Installation d'une PAC à travers le pincement.** La zone source présente un surplus de chaleur, et la zone puits présente un déficit de chaleur. Une PAC installée à travers le pincement revient à transférer le surplus de chaleur de la zone source vers la zone puits à plus haute température. En d'autres termes, cette installation revient à déplacer le surplus de chaleur de la zone source du procédé à une température plus élevée permettant ainsi de la transférer au déficit en chaleur de la zone puits. Cette configuration est la seule configuration rentable.

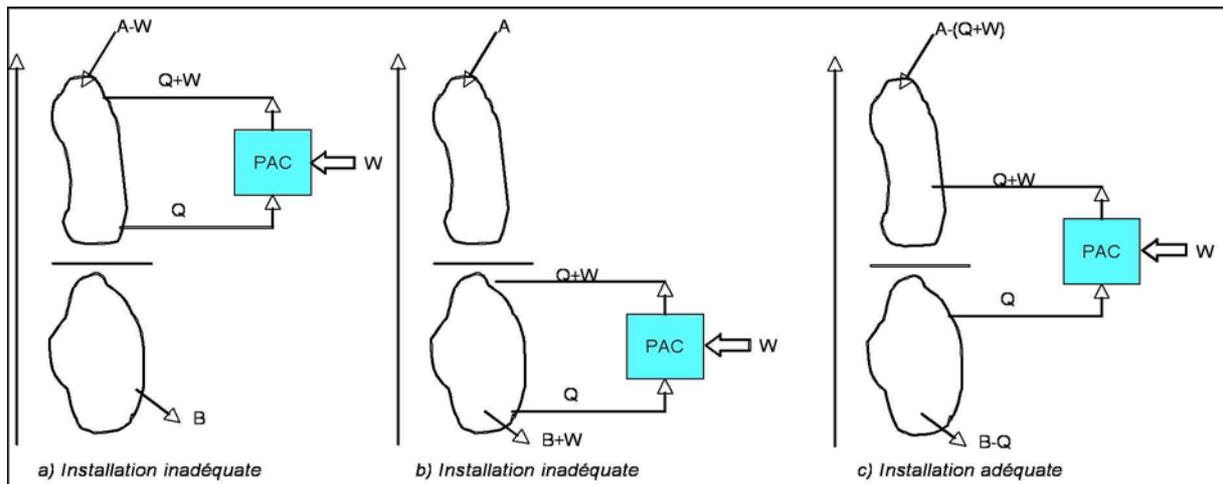


Figure 1-8. Différentes configurations pour l'installation d'une TFP au niveau du procédé [LIN98A]

La configuration c) montrée Figure 1-8 revient à effectuer un transfert thermique à travers le pincement, puisque l'énergie est transférée de la zone source à la zone puits. Dans ce cas, la règle interdisant ce transfert (voir paragraphe 3.1.4) ne s'applique pas puisque ce transfert est assuré à l'aide d'un système thermodynamique externe utilisant du travail mécanique. Sur ce sujet, Linnhoff présente une règle « visuelle » pour détecter le potentiel d'intégration d'une PAC ou TFP au niveau du procédé. Ceci est représenté par la Figure 1-9.

En effet, un système thermodynamique à cycle de réfrigération diphasique est plus efficace quand la différence de températures entre la source et le puits est faible. Plus cette différence de température augmente, plus l'efficacité énergétique du cycle et de la machine diminue. Linnhoff propose une règle utilisant la visualisation graphique du procédé. Dans la Figure 1-9 a) deux grands besoins en énergie thermique et frigorifique sont présents de part et d'autre du pincement avec une différence de températures relativement faible. Cette différence permet une installation d'une PAC rentable. Ceci n'est cependant pas possible dans le cas du procédé représenté à la Figure 1-9 b) où la différence de températures est relativement élevée, ce qui implique un Coefficient de Performance (COP) faible de la PAC. En effet, pour une bonne intégration de la PAC, il est nécessaire d'avoir un besoin en énergie thermique et une disponibilité énergétique avec des différences de température faibles, ce qui n'existe pour le procédé de la courbe Figure 1-9 b). Il existe cependant pour ce même procédé des potentiels d'utilisation d'utilités multiples, qui ne sont pas représentées dans cette figure, car le but est de montrer la différence entre un procédé présentant un potentiel d'intégration d'une PAC (procédé a)) et un procédé qui ne permet pas une telle intégration (procédé b)).

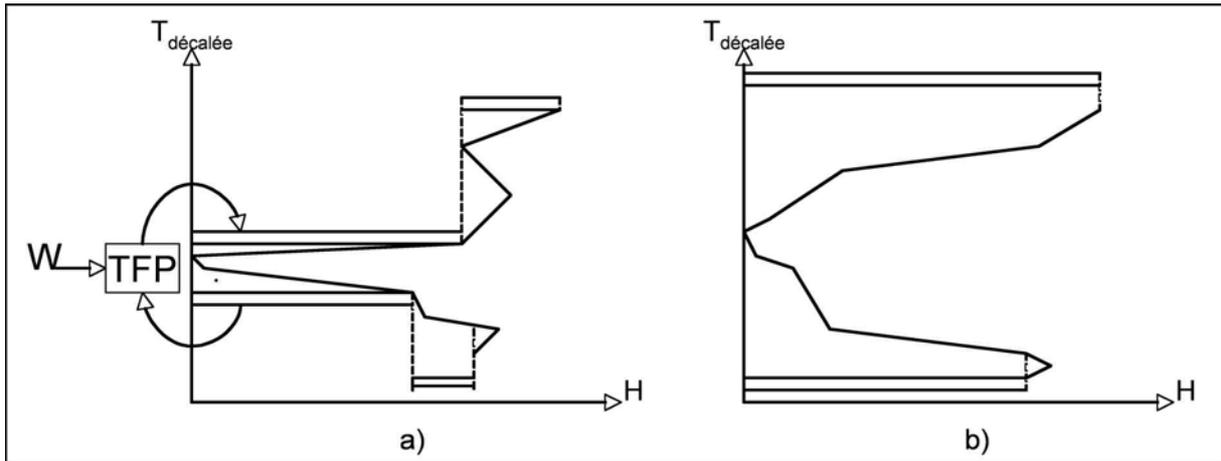


Figure 1-9. Représentation graphique de l'insertion d'une TFP

Cependant, la représentation d'un système thermodynamique n'est possible au niveau des courbes composites ou même au niveau de la GCC, que d'une manière qualitative à l'image de la Figure 1-9.

Les courbes composites ne peuvent représenter que des échanges thermiques. En effet, une représentation dans un même graphe (T-H) de l'énergie thermique et de l'énergie électrique ou mécanique n'est pas possible. Cependant, en introduisant l'analyse exergétique, cette représentation devient possible grâce aux niveaux d'énergie qui seront présentés plus tard dans le chapitre. Il serait donc intéressant de développer un moyen d'identification rapide et systématique des potentiels d'intégrations de PAC ou de TFP, avec une quantification des gains réalisables.

3.1.7. Coût d'investissement

Comme déjà montré, le coût d'investissement sur le réseau d'échangeurs dépend directement de la surface d'échange et par suite du pincement. L'équation (1.3) sert à calculer la surface d'échange minimale requise pour atteindre les objectifs de consommation énergétique fixés par les courbes composites.

$$A_{\min} = \sum_i \left[\frac{1}{\Delta T_{LM}} \sum_j \frac{q_j}{h_j} \right] \quad (1.3)$$

avec :

- A la surface d'échange
- ΔT_{LM} la différence de température logarithmique moyenne
- q la variation d'enthalpie du flux
- h le coefficient global d'échange de chaleur pour le flux

et les indices :

- i : intervalle d'enthalpie
- j : flux j

Cette équation est basée sur l'hypothèse de transfert de chaleur vertical entre flux chauds et flux froids (voir Figure 1-4), par l'intermédiaire d'échangeurs de chaleur à contre-courant. Linnhoff [LIN98A] montre que le transfert vertical fournit une surface d'échange minimale.

Le coût d'investissement est déterminé par la surface d'échange et le nombre d'échangeurs. Il s'agit de concevoir le système selon la surface d'échange et le nombre d'échangeurs minimaux. Le nombre minimal d'échangeurs est calculé d'une manière générale en utilisant l'équation (1.4) basée sur le théorème d'Euler. Cependant, dans le cas réel, il est parfois nécessaire d'introduire des sous-systèmes (divisant certains flux en plusieurs pour diminuer leur CP afin d'assurer un pincement supérieur ou égal au pincement choisi du procédé), ces sous-systèmes impliquent une augmentation du nombre d'unités d'échangeurs. Plus de détails sur la conception du réseau d'échangeurs peuvent être trouvés dans la référence [LIN98].

$$U_{\min} = N - 1 \quad (1.4)$$

avec :

- U_{\min} : Nombre minimal d'échangeurs
- N : Nombre total de flux (appartenant au procédé ou aux utilités)

En utilisant les équations (1.3) et (1.4), ainsi que les équations de coûts d'échangeurs selon les surfaces d'échange, le coût d'investissement peut être calculé. Ainsi la représentation schématique de la Figure 1-10 illustre la détermination du pincement optimal pour le coût minimal.

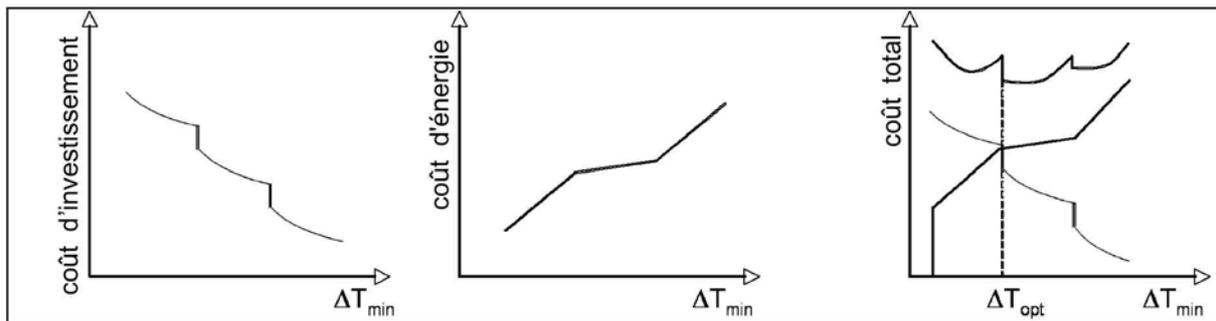


Figure 1-10. Détermination du pincement optimal pour un coût total minimal

D'autre part, le coût de la consommation d'énergie (et par conséquent le coût d'exploitation) est un coût récurrent, à l'inverse du coût d'investissement qui, lui, est ponctuel. Aussi, pour l'optimisation, il est nécessaire de fixer la durée sur laquelle le coût énergétique est calculé. Cette durée peut être fixée selon plusieurs critères. Deux cas se présentent : la conception d'un nouveau système ou le remplacement d'un système existant.

- Nouveau système. Dans ce cas, et selon les intérêts de l'industriel, la durée peut être calculée selon deux critères :
 - Le TRI. Pour un nouveau système, ce TRI est calculé en comparant le système proposé à un système standard présentant un coût d'investissement moins élevé mais un coût énergétique plus élevé. Dans ce cas, l'industriel fixe son critère de TRI, et le pincement optimal est calculé pour l'atteindre.
 - La durée de vie des équipements. Ce critère peut servir pour les calculs des CEE. En effet, les CEE sont calculés selon l'économie d'énergie présentée par le nouveau système sur la durée de vie de l'équipement, actualisée par an [ATE06] (voir paragraphe 1.4).
- Remplacement d'un système existant. Dans ce cas, le TRI est un critère important, fixé par l'industriel, selon lequel l'optimisation et le choix du pincement doivent être effectués. Linnhoff présente des méthodes pour le calcul du TRI dans le cas du remplacement d'un système existant, ainsi qu'un logiciel appliquant la MP [LIN98] ; ces points ne seront pas détaillés ici.

3.1.8. Analyse des avantages et des limites de la MP

La MP présente plusieurs avantages permettant d'améliorer la performance énergétique des procédés industriels.

- Le critère principal de la MP revient au procédé de fabrication. Les courbes composites servent à calculer l'Energie Minimale Requise (EMR) pour le fonctionnement du procédé étudié. Cette EMR est calculée en fixant un pincement minimal et déterminant les besoins énergétiques correspondants. Le calcul de cette EMR est avantageux en ce qui concerne l'optimisation énergétique du procédé, l'étude peut alors rapprocher l'énergie consommée le plus possible de l'EMR calculée.
- La MP permet l'intégration des procédés, ou l'analyse de la totalité des flux et consommations énergétiques du procédé. Cette intégration permet d'avoir une vision globale de l'usine, optimisant la récupération d'énergie souvent perdue en minimisant ainsi les pertes énergétiques présentes dans les flux chauds non refroidis.
- La MP permet à partir des courbes composites d'adapter les consommations d'énergie des utilités aux besoins du procédé. Contrairement aux méthodes traditionnelles, qui portent en premier lieu sur les utilités en les séparant du procédé de fabrication lui-même, la MP propose une liaison logique entre le procédé et les utilités.
- La simplicité de la représentation graphique permet la visualisation des consommations énergétiques. Cette représentation simplifie en effet le problème et aide l'expert et l'industriel à visualiser les gains potentiels et les gains réalisés par l'étude.

Cette méthode présente cependant quelques limitations.

- Du point de vue pratique, la disposition géographique des flux (chauds et froids) dans l'usine peut imposer des contraintes à l'intégration de ces flux. Par exemple, certains flux identifiés du côté des utilités peuvent être très éloignés de l'atelier de production, ce qui nécessite un réseau d'échangeurs avec de longs tuyaux créant ainsi des pertes énergétiques et exergetiques, pouvant être parfois non négligeables, voire supérieures aux gains énergétiques identifiés par la méthode du pincement.
- D'autre part, la disparité temporelle des flux s'oppose parfois aux solutions de récupération de chaleur, par exemple l'appel de puissance irrégulier des flux (chauds et froids). Ce problème est souvent rencontré pour les procédés Batch, où les flux énergétiques (chauds et/ou froids) ne sont pas disponibles simultanément, et requièrent l'installation de systèmes de stockage thermique. Bien que dans certains cas une réorganisation des horaires de travail peut permettre de surmonter cette difficulté, cette solution n'est pas toujours évidente pour l'industriel [KRU01].
- Les difficultés technologiques de l'application de la théorie sur les différents types de flux énergétiques. Cette difficulté est particulièrement rencontrée lorsque l'échange entre les différents flux énergétiques est difficile par le moyen de simples échangeurs de chaleur. Un exemple particulier de cette difficulté est présent dans les Industries Agro Alimentaires (IAA). En effet, dans ce type d'industries, le lavage du matériel est indispensable pour des raisons sanitaires et bactériologiques. Cette opération s'effectue à une température moyenne comprise entre 60 et 70 °C [ABO06]. Une grande partie de l'énergie thermique est transférée de l'eau chaude de lavage vers les objets lavés. Les flux chauds sont transférés vers des solides plus froids. Ces flux peuvent être « oubliés » lors de l'établissement des courbes composites, et cela est dû au fait que le chauffage du matériel lavé n'est pas nécessaire, contrairement à la solution de lavage qui doit être intégrée dans l'analyse. La MP reste neutre sur ce sujet, visant plutôt les procédés possédant des flux énergétiques liquides ou gazeux.

- La MP seule ne présente pas une évaluation des pertes dues aux irréversibilités dans les différentes opérations (pertes exergetiques) [ANA05]. Ces pertes sont cependant importantes puisqu'elles servent en premier lieu à identifier si les sources d'énergies utilisées sont appropriées au procédé, voire le(s) produit(s), désiré(s). De plus, l'analyse exergetique présente un avantage vis-à-vis de la comparaison des pertes énergétiques les unes par rapport aux autres. D'autre part, elle permet d'identifier et de quantifier les pertes liées à la dégradation du niveau d'énergie (voir paragraphe 3.2), permettant ainsi la détection de pertes thermodynamiques liées par exemple à la production de vapeur à une pression de 700 kPa ($T = 165\text{ °C}$) pour une utilisation à une température de 60 °C. Cet avantage présenté par l'analyse exergetique n'est pas traitable par la MP seule, une combinaison de l'analyse exergetique et de l'analyse du pincement est nécessaire, elle sera présentée dans les paragraphes suivants.

De plus, des contraintes technologiques, s'opposant à l'application de la MP aux procédés industriels, s'ajoutent des contraintes économiques. Ces contraintes sont particulièrement importantes dans le cadre de cette étude, compte tenu de son objectif principal. D'après l'« Integrated Pollution Prevention and Control » (IPPC), la MP ou l'intégration des procédés s'avère coûteuse dans les cas « non simples » [IPP07]. La MP est essentielle car elle donne une vision système tant du point de vue de l'existant que pour les nouvelles options techniques.

3.1.9. Méthode d'intégration indirecte et mixte directe/indirecte des procédés batch

Le problème de la disparité temporelle des flux énergétiques présents dans les procédés batch implique une nécessité de stockage d'énergie pour permettre l'intégration des procédés et l'application de la MP. Ces systèmes de stockage serviront de fluides intermédiaires vers lesquels l'énergie est transférée des flux chauds et desquels l'énergie est transférée vers les flux froids après stockage. Ce type de récupération est appelé transfert indirect, à l'opposition du transfert direct courant dans les procédés continus où les flux sont disponibles simultanément, et partiellement pour les flux batch où ce type de transfert est appliqué aux flux simultanément disponibles.

Krummenacher et al. ont proposé une méthodologie combinant le transfert direct et le transfert indirect de chaleur, basés sur la MP. La méthodologie consiste en une optimisation technico-économique de systèmes de stockage d'énergie [KRU01]. Différentes méthodes traitant ce sujet ont été proposées avant, comme [MIK98, STO95], mais celles-ci n'étaient pas basées sur la MP, et par la suite se sont avérées difficiles à appliquer. La méthode de Krummenacher et al. est basée sur la MP et tire avantage de la simplicité de la représentation visuelle que fournit cette dernière.

Pour simplifier le travail de l'ingénieur, cette méthode propose une représentation graphique modifiée de courbes composites en insérant une courbe composite de stockage entre les deux courbes (flux chauds et flux froids). Cette courbe est représentée Figure 1-11. La composite de stockage représente en d'autres termes les flux énergétiques présents au niveau des fluides intermédiaires.

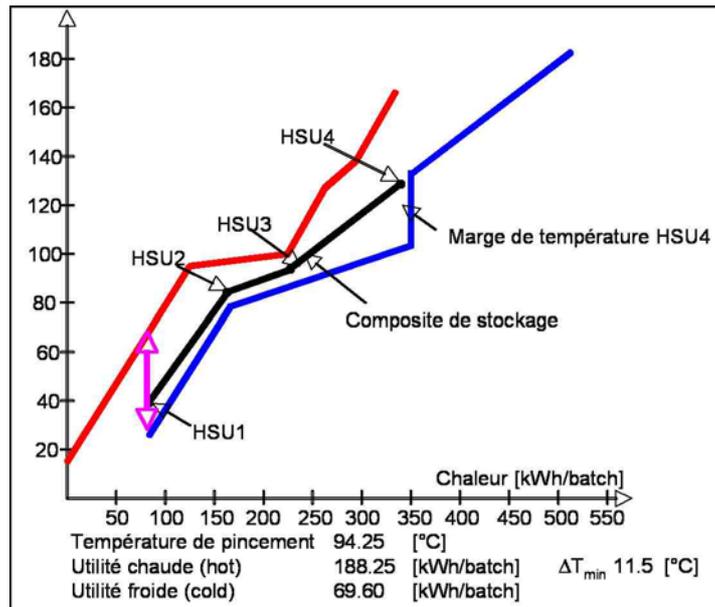


Figure 1-11. Schéma exemple des courbes composites chaude, froide et de stockage [KRU01]

Chaque unité de stockage est supposée à température constante et masse variable (Fix Temperature Variable Mass, FTVM). Le fluide stocké est transféré d'une unité de stockage HSU (Heat Storage Unit) vers la suivante (exemple de l'unité de stockage HSU4 vers HSU3 et vice versa). Le système de transfert indirect fonctionne selon la méthode suivante .

En premier lieu, un transfert de chaleur du flux chaud vers le flux de stockage est effectué. Le fluide de stockage est alors chauffé à la température de l'unité de stockage de destination. Ensuite, et selon les horaires du procédé , l'énergie contenue dans le fluide de stockage est transférée vers le flux froid correspondant, le fluide de stockage est alors refroidi et passe de l'unité de stockage k à l'unité de stockage $k-1$ (voir Figure 1-11). Krummenacher introduit alors ce qu'il appelle le « sous-système de stockage » (Sss) qui est formé par deux unités de stockage adjacentes.

Cette méthode est basée sur la loi présentée par Sadr-Kazemi et al. [SAD96]. Elle utilise la représentation graphique et permet de déterminer le nombre minimal d'unités de stockage ainsi que les limites de leurs températures d'opération.

Il s'agit ensuite de déterminer la configuration présentant le coût annuel minimal, comme illustré sur la Figure 1-12. Krummenacher et al. démontrent ainsi que le coût annuel minimal n'est pas forcément lié au nombre minimal d'unités de stockage. Ceci est dû au fait que la quantité de chaleur récupérable est directement liée au nombre de HSUs (voir Figure 1-12).

Figure 1-12, les coûts sont calculés pour différents nombre d'unités de stockage. Le coût est tout d'abord maximal puis diminue au fur et à mesure que la quantité d'énergie récupérée augmente (cette quantité détermine le coût d'exploitation ou le coût annuel de consommation énergétique). Pour un nombre d'unités de stockage fixe, le coût varie inversement à la variation de l'énergie récupérée, pour atteindre un coût minimal correspondant à la valeur maximale d'énergie récupérable par le nombre déterminé d'unités de stockage. Ce coût augmente ensuite avec une pente rapide. Cette augmentation est due à l'introduction d'un flux froid qui oblige à augmenter la quantité d'énergie stockée et donc les couts, En effet, en se référant à la Figure 1-11, augmenter la quantité d'énergie récupérée revient à déplacer la courbe froide vers la gauche. L'augmentation rapide du coût dans ce cas provient du changement de pente de la courbe froide qui implique un accroissement des quantités d'énergie stockées.

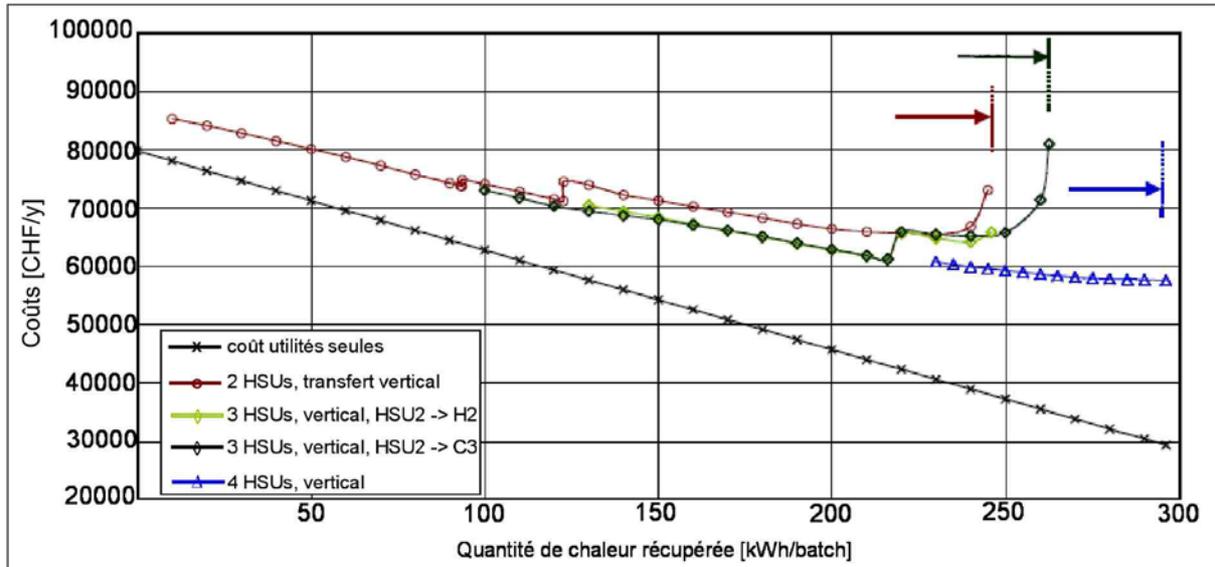


Figure 1-12. Courbes du coût annuel pour différentes configurations

Une démarche de transfert de chaleur mixte (direct/indirect) est ensuite proposée. Cette méthode est basée sur un critère important pour les procédés batch : la flexibilité des opérations, directement liée aux horaires de production. Il est donc souvent difficile de modifier les horaires de production pour permettre un échange direct entre différents flux chauds et froids. Cependant, le transfert de chaleur mixte direct/indirect permet de diminuer les coûts d'investissement du système global par rapport au système de transfert indirect, et ceci grâce à la diminution du nombre de HSUs et du nombre d'échangeurs de chaleur.

L'introduction du transfert direct entre flux chauds et flux froids est uniquement possible, lorsque ces flux sont présents simultanément, et n'affectent pas la flexibilité des opérations. Par ailleurs, 4 critères sont proposés par Kruppenacher et al. pour détecter facilement la faisabilité et la rentabilité de l'opération de transfert de chaleur mixte direct/indirect.

- La présence simultanée de deux flux chaud et froid, possédant un gradient de température suffisant pour la mise en place d'un transfert de chaleur.
- L'existence d'une quantité de chaleur récupérable par le système global significative comparée au système de transfert indirect. En effet, si la quantité de chaleur récupérable est affectée par l'introduction du transfert mixte, ceci peut conduire à une augmentation du coût total.
- La présence d'un des deux cas amène à l'introduction du transfert direct. En effet, le transfert direct peut être utile dans deux cas : le premier étant lorsque ce transfert permet l'élimination d'une unité de stockage et par suite la diminution du coût d'investissement ; le second étant lorsque le transfert indirect possède un coefficient de transfert thermique global faible. Dans ce dernier cas, le transfert direct peut améliorer l'efficacité d'échange grâce à l'augmentation du gradient de température, et par conséquent la diminution de la surface totale d'échange et donc du coût des échangeurs. L'introduction du transfert direct doit impliquer l'une de ces deux conséquences pour assurer la rentabilité de l'opération.
- La superposition des flux en terme d'horaires de production. La superposition totale des flux, accompagnée de niveaux de température adéquats présente un avantage.

Les différentes méthodes d'intégration énergétique des procédés batch par des systèmes de stockage et un transfert direct et/ou indirect répondent aux limitations de la MP vis-à-vis de la disparité temporelle des flux énergétiques traités. Ces méthodes restent avantageuses du point de vue de la récupération d'énergie des flux chauds présents dans l'usine.

3.2. La théorie de l'exergie

Le premier principe de la thermodynamique énonce que l'énergie ne se détruit pas. Cependant, une énergie disponible à une température élevée ne peut pas être comparée à une énergie disponible à une température plus basse, d'où le concept de disponibilité de l'énergie (ou l'exergie), basée sur la combinaison du premier et deuxième principes de la thermodynamique.

3.2.1. Définition

Un travail utile peut être tiré de deux systèmes à des états thermodynamiques différents interagissant entre eux pour arriver à un état d'équilibre. Un système ou une source d'énergie se trouvant à un état différent de l'état de son environnement, produira du travail utile pour arriver à l'état d'équilibre avec ce dernier. Le travail maximal pouvant être tiré de cette interaction entre le système (ou la source d'énergie) et l'environnement est défini comme étant l'exergie disponible dans la source d'énergie [BEJ96].

3.2.2. Bilan d'exergie

Contrairement à l'énergie, l'exergie peut être détruite durant un procédé particulier. Cette destruction résulte principalement des irréversibilités du procédé lui-même [BOR87, LEG79] et de la génération d'entropie par le procédé. Il s'agit donc de combiner le premier et le deuxième principes de la thermodynamique pour établir le bilan d'exergie. L'équation (1.5) [BOR87] donne le bilan général d'exergie pour un volume de contrôle.

$$\sum_k [W_k^+] + \sum_i \left[\int \left(1 - \frac{T_a}{T_i} \right) \delta \dot{Q}_i^+ \right] + \sum_n \left\{ \sum_j \left[(h_{czj} - T_a s_j) \dot{M}_j^+ \right] - \frac{d}{dt} (U_{ecz} - T_a S) \right\} - T_a \frac{\delta \mathcal{S}^i}{dt} = 0 \quad (1.5)$$

Avec :

- W_k^+ : puissance-travail effective reçue par le système au niveau de la machine k
- \dot{Q}_i^+ : puissance-chaleur reçue de la source à température T_i
- h_{cz} : enthalpie totale massique
- s_j : entropie massique de la matière j entrant au volume de contrôle
- \dot{M}_j^+ : débit massique de la matière j entrant au volume de contrôle
- U_{ecz} : énergie interne totale du système ($U_e = U + P_a V$)
- S : entropie du système
- T_a : température de l'environnement
- $\frac{\delta \mathcal{S}^i}{dt}$: génération interne d'entropie

La destruction de l'exergie est donnée par l'équation (1.6).

$$Ex_D = T_a \frac{\delta \mathcal{S}^i}{dt} \quad (1.6)$$

L'analyse exergétique sert donc à déterminer les pertes exergétiques (ou pertes de disponibilité de l'énergie) au cours d'un procédé étudié.

3.2.3. Valeur ajoutée de l'analyse exergétique

Les imperfections de la plupart des systèmes thermodynamiques sont dues principalement aux irréversibilités internes du système. Ces irréversibilités sont causées par les différents transferts de chaleur entre les fluides du système, ainsi que par les dissipations dues aux frottements ou aux pertes de charges... Le premier principe de la thermodynamique ne permet pas la quantification de ces pertes, d'où l'utilisation de la combinaison des premier et deuxième principes. La comparaison des sources d'énergie interagissant dans un système et la détermination de la compatibilité de celles-ci permet l'évaluation de la dégradation de l'énergie et ainsi la quantification des pertes thermodynamiques d'un système [STA95].

D'autre part, pour déterminer l'exergie disponible dans une source d'énergie thermique, ou dans une quantité de chaleur transférée au système étudié à une température T_s , il faut revenir à la définition initiale de l'exergie (paragraphe 3.2.1). Le travail maximal qui peut être généré par le passage de cette source d'énergie à l'état d'équilibre avec l'environnement peut être calculé théoriquement en utilisant un cycle moteur idéal réversible (donc pas de génération d'entropie). Le cycle idéal de Carnot (Figure 1-13) présente ces critères.

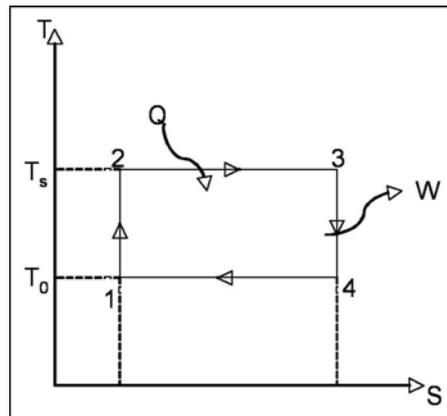


Figure 1-13. Diagramme entropique du cycle moteur idéal de Carnot

L'exergie disponible dans la source d'énergie peut alors être calculée par l'équation (1.7)

$$Ex = W = \eta_c Q \quad (1.7)$$

avec :

- Ex : exergie disponible dans la quantité de chaleur
- Q : quantité de chaleur disponible dans la source d'énergie étudiée
- η_c : rendement du cycle de Carnot (appelé aussi facteur de Carnot)

Le facteur de Carnot est donné par l'équation (1.8)

$$\eta_c = 1 - \frac{T_0}{T_s} \quad (1.8)$$

avec T_s la TEMPERATURE de la source d'énergie étudiée.

Cette méthode de calcul de l'exergie contenue dans une source d'énergie thermique montre que l'énergie thermique est ainsi transformée en une énergie équivalente en travail. Il s'ensuit alors que l'exergie disponible dans une source d'énergie mécanique ou électrique est égale à l'énergie contenue dans cette source avec un facteur de Carnot de valeur 1.

A l'aide de l'exergie, les énergies mécaniques et thermiques peuvent être représentées par les mêmes équations et les mêmes graphes, d'où une valeur ajoutée de l'Analyse Exergetique (AEx).

3.2.4. La méthode « Inside-out » de Kissock

Cette méthode propose une étude exergetique de l'usine à l'image de la Figure 1-14.

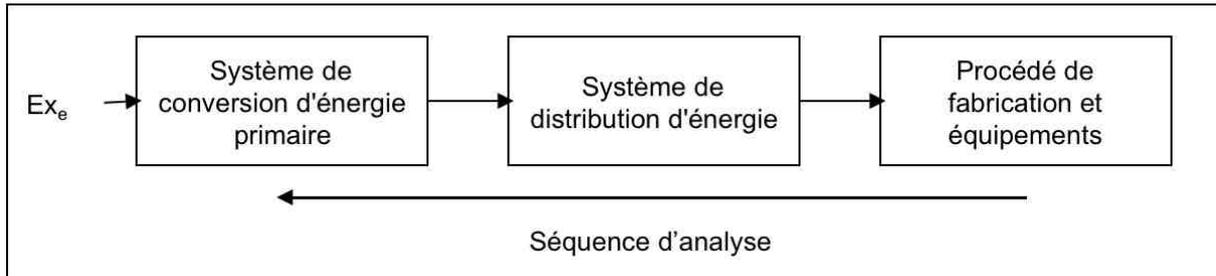


Figure 1-14. Schéma du système d'analyse selon la méthode de Kissock [KIS07]

La majorité des méthodes d'analyse énergétique des procédés industriels existantes propose des analyses des équipements de conversion d'énergie de l'unité de production. Ces équipements, comme les chaudières de production de vapeur ou des groupes frigorifiques, ne sont parfois pas adaptés au procédé qui les utilise. Kissock et al. [KIS07] proposent une analyse exergetique dont le point de départ est le procédé de fabrication étudié.

Cette méthode est principalement basée sur l'équation (1.9), qui montre que minimiser l'exergie détruite revient à adapter la source d'énergie à l'utilisation finale de celle-ci.

$$Ex_D = (Ex_e - Ex_{utile}) - Ex_p \quad (1.9)$$

avec :

- Ex_D : exergie détruite
- Ex_e : exergie entrante
- Ex_{utile} : exergie utile
- Ex_p : exergie perdue par les effluents ou déchets ou différentes pertes énergétiques

La méthode consiste donc en une analyse exergetique des différents équipements, en partant du procédé de fabrication et en remontant à l'énergie entrant dans l'usine. Cette analyse exergetique servira à identifier les sources de dégradation d'énergie (et donc de destruction de l'exergie) en vue d'adapter la source d'énergie primaire⁴ au procédé étudié.

En se basant sur cette méthode, Frazier propose un moyen de systématisation de l'analyse des procédés industriels, en combinant les analyses énergétique et exergetique.

⁴ Dans ce contexte, l'énergie primaire est l'énergie achetée par l'usine. Cette source d'énergie peut être une énergie électrique ou combustible.

3.2.5. La méthode de Frazier

Frazier propose comme point de départ de l'analyse, l'Energie Minimale Requise (EMR) par le procédé industriel étudié [FRA06]. Cette EMR est calculée en analysant les différentes étapes de transformation du produit et en calculant sa variation d'énergie interne. La méthode est ciblée aux grandes industries et démontrée notamment pour les industries automobiles et métallurgiques.

Deux phases importantes délimitent cette approche ; l'analyse du rendement énergétique basé sur l'EMR et l'analyse exergetique.

En se basant sur l'EMR, l'analyse propose un moyen de sélection des opérations présentant les rendements énergétiques les plus faibles combinés à des consommations énergétiques non négligeables, ces rendements énergétiques étant définis par l'équation(1.10).

$$\eta_{en} = \frac{EMR}{ER} \quad (1.10)$$

avec :

- η_{en} : rendement énergétique
- EMR : Energie Minimale Requise
- ER : Energie Réelle dépensée

L'EMR sert ensuite à répartir la consommation énergétique en deux composantes : l'EMR appelée « énergie à valeur ajoutée » et les pertes énergétiques appelées « énergie sans valeur ajoutée » (voir Figure 1-15).

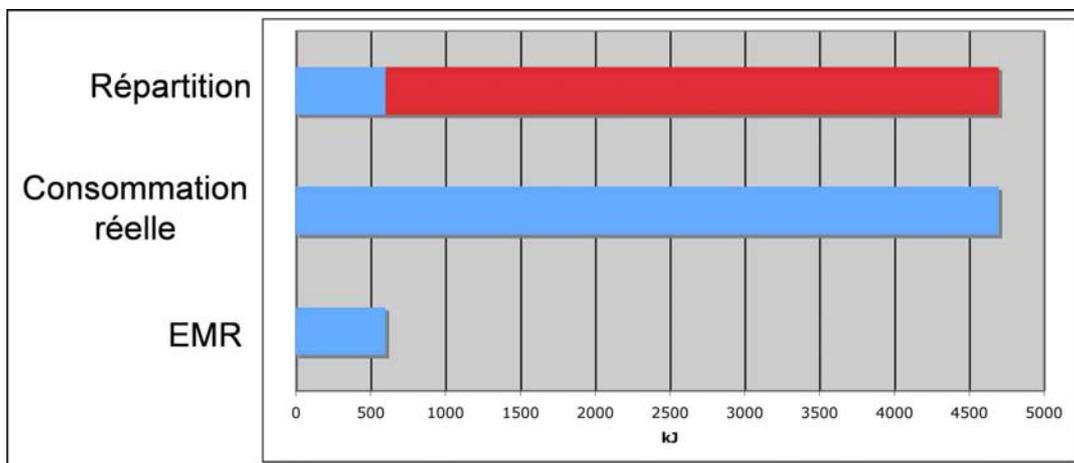


Figure 1-15. Exemple de répartition de la consommation énergétique [FRA06]

La deuxième phase repose sur une approche exergetique des différentes opérations de transformation du produit. Pour découpler l'analyse exergetique de l'analyse énergétique des différents systèmes, ainsi concentrant l'analyse exergetique sur les pertes thermodynamiques par irréversibilités, Frazier utilise l'équation (1.11). Cette équation définit le rendement exergetique comme étant le produit de deux rendements :

- le rendement énergétique traditionnel qui prend en compte les pertes énergétiques, et qui est basé sur le premier principe de la thermodynamique ;
- Le rendement du deuxième principe (qu'il appelle aussi « efficacité d'utilisation de l'exergie ») qui prend en compte la destruction de l'exergie.

$$\eta_{ex} = \eta_I \eta_{II} \quad (1.11)$$

Avec

- η_{ex} : rendement exergetique
- η_I : rendement du premier principe
- η_{II} : rendement du deuxième principe

Il s'ensuit que le rendement du deuxième principe pour une opération thermique est défini par l'équation (1.12) [FRA06].

$$\eta_{II} = \frac{(1 - T_0/T_u)}{(1 - T_0/T_s)} \quad (1.12)$$

avec les indices :

- u : usage (procédé)
- s : source d'énergie appliquée

Cette dissociation entre rendement énergétique et efficacité d'utilisation de l'exergie permet de découpler clairement les pertes énergétiques des pertes dues à la destruction de l'exergie. Cette approche permet de cibler plus facilement les pertes dues à l'inadaptation entre la source d'énergie fournie au procédé et l'énergie nécessaire au procédé.

Elle présente cependant un inconvénient au niveau du lien existant entre l'analyse des données selon cette méthodologie et la collecte des données nécessaires à son application. En effet, cette méthodologie nécessite un synoptique détaillé de l'usine et un relevé de l'intégralité des flux énergétiques des différentes opérations. Il reste qu'à partir de cette méthode, une étude préalable de principe pourrait conduire à l'identification de quelques opérations énergivores.

3.3. La MP étendue aux facteurs exergetiques

Comme déjà démontré dans les paragraphes précédents, la MP présente des avantages non négligeables en terme d'optimisation énergétique des procédés industriels, mais en même temps elle présente des inconvénients. D'autre part, l'analyse exergetique présente un remède aux insuffisances du premier principe de la thermodynamique sur lequel est basée la MP. Plusieurs auteurs ont proposé des combinaisons de l'analyse exergetique avec la MP, pour bénéficier de la simplicité de la représentation graphique de la MP à l'aide des courbes composites [ANA05]. Dans ce paragraphe, une revue des méthodologies les plus importantes est présentée.

3.3.1. La MP étendue à l'analyse exergetique pour le ciblage de l'énergie travail des compresseurs frigorifiques

La première méthode utilisant une combinaison entre l'AEx et la MP a été proposée par Linnhoff et al. [LIN92]. Cette méthode a pour but de minimiser le travail des compresseurs des groupes frigorifiques sur les procédés à température inférieure à la température ambiante.

En effet, la méthode du pincement ne permet pas d'intégrer la consommation en énergie mécanique ou électrique, et ceci parce qu'elle est concentrée sur les flux thermiques. L'AEx permet d'intégrer ces deux types d'énergie dans un même calcul (voir paragraphe 3.2.3). En remplaçant l'axe de température dans les courbes composites par un axe représentant le facteur de Carnot, la Grande Courbe Composite d'Exergie (GCCE) permet de déterminer les pertes exergetiques du système étudié. La Figure 1-16 représente schématiquement la construction de la GCCE.

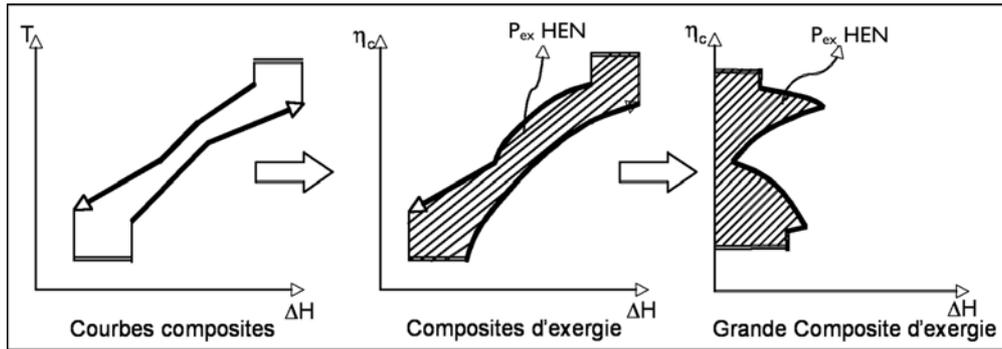


Figure 1-16. Construction de la Grande Courbe Composite Exergétique (GCCE) [LIN92]

avec :

- η_c : facteur de Carnot
- P_{ex} : pertes exergetiques
- HEN : réseau d'échangeurs de chaleur

L'équation (1.7) [LEG79] montre que l'aire de la surface comprise entre les deux composites représente les pertes exergetiques dans le réseau d'échangeurs de chaleur, puisque cette aire représente le produit du facteur de Carnot par l'énergie (ici représentée par ΔH).

Pour les systèmes à basse température (inférieure à la température ambiante), Linnhoff propose une méthode pour la diminution de la consommation énergétique des compresseurs des groupes frigorifiques. Cette méthode ne nécessite pas une étude de conception du système frigorifique, et fournit une méthode de calcul pour la cible énergétique en termes de travail des compresseurs. La Figure 1-17 représente les flux d'exergie dans un système à basse température. Une amélioration est introduite entre le cas A et le cas B. Cette amélioration consiste à refroidir une partie du procédé par de l'eau de refroidissement (exemple eau de forage à 15 °C) disponible sans système de réfrigération. Il est cependant à noter que les pertes exergetiques par irréversibilités internes aux différents échangeurs de chaleur ne sont pas prises en compte, vu que la représentation de la grande courbe composite exergetique sert uniquement à représenter les pertes exergetiques par transfert de chaleur.

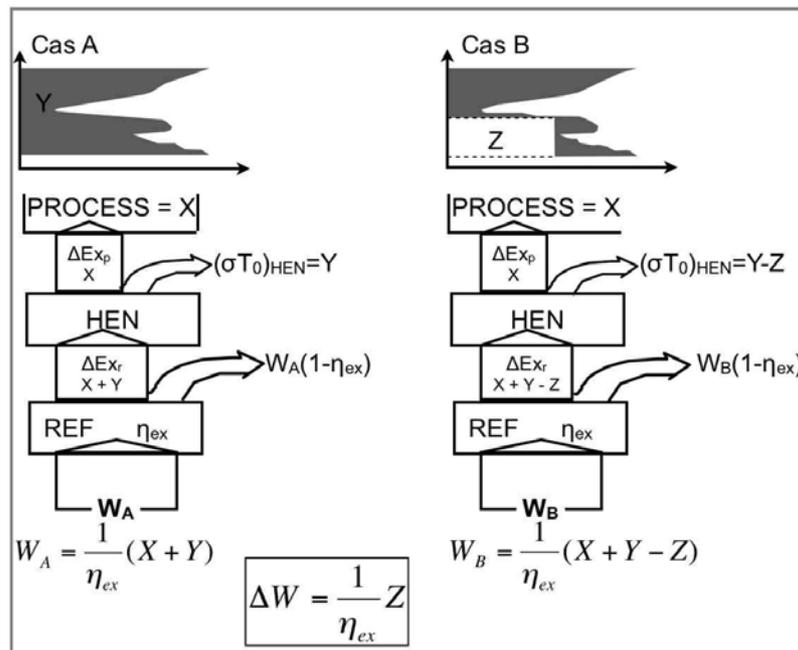


Figure 1-17. Flux d'exergie dans les systèmes à basse température [LIN92]

avec :

- ΔEx_p : exergie transférée au procédé
- ΔEx_r : exergie fournie par le système de réfrigération
- η_{ex} : rendement exergetique du système de réfrigération
- W_A : travail des compresseurs pour le cas A
- W_B : travail des compresseurs pour le cas B

Le calcul de la nouvelle consommation énergétique ne nécessite pas une reconception du système de réfrigération. Ce calcul est basé sur l'hypothèse d'un rendement exergetique constant des systèmes de réfrigération avec les mêmes températures et les mêmes fluides frigorigènes [DHO91].

Dans une analyse énergétique classique, l'énergie thermique ne peut pas être comparée à l'énergie mécanique ou électrique alors que l'analyse exergetique le permet. La méthode de Linnhoff a montré son intérêt pour l'optimisation de la consommation énergétique des systèmes demandeurs et accepteurs d'énergie thermique ou mécanique. Cette méthode se basant sur la GCCE et le facteur de Carnot a été étendue par Feng et al. [FEN97] en vue de déterminer les pertes exergetiques dans les systèmes mécaniques (comme les compresseurs et turbines), et ceci pour identifier les modifications possibles au niveau du procédé conduisant à des économies d'énergie.

3.3.2. Modifications du procédé par la MP étendue aux facteurs exergetiques

Feng et al. introduisent le concept du « niveau d'énergie » Ω , basé sur l'AEx, pour déterminer l'évolution exergetique d'une opération mécanique. L'équation (1.13) introduit le calcul de Ω . Les équations (1.14) à (1.16) sont des applications particulières de l'équation générale (1.13) pour des procédés thermodynamiques souvent rencontrés.

$$\Omega = \frac{Ex}{E} \quad (1.13)$$

Pour le travail :

$$\Omega = 1 \quad (1.14)$$

Pour la chaleur :

$$\Omega = \eta_c = 1 - \frac{T_0}{T} \quad (1.15)$$

Pour le transfert de chaleur :

$$\Omega = \frac{\Delta Ex}{\Delta H} \quad (1.16)$$

avec :

- Ω : niveau d'énergie de la source d'énergie
- T_0 : température ambiante (généralement prise égale à 15 °C)

La Figure 1-18 montre les courbes composites « niveau d'énergie » pour les mêmes procédés évoqués dans les équations (1.14) à (1.16).

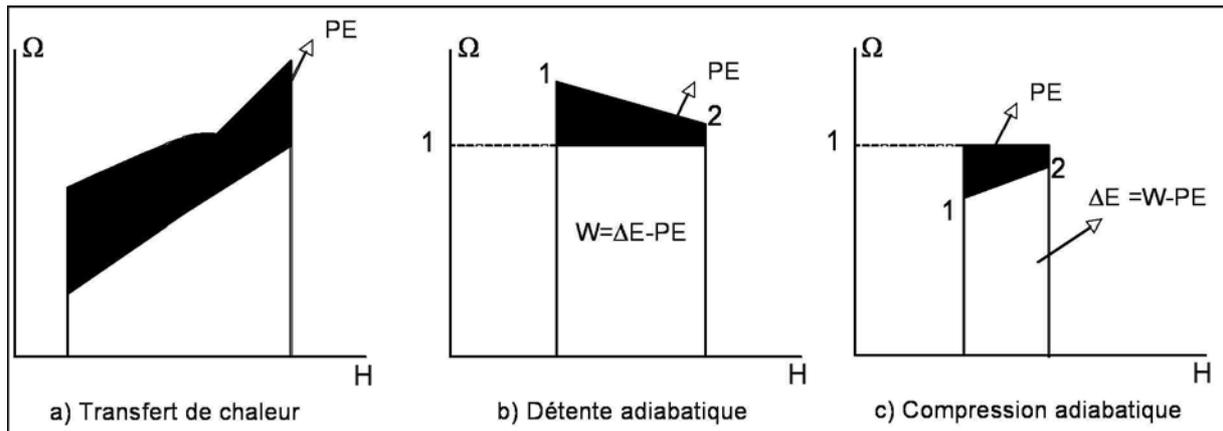


Figure 1-18. Courbes du niveau d'énergie pour des procédés usuels [FEN97]

avec :

- PE : Pertes Exergetiques
- W : travail
- ΔE : variation d'exergie de la transformation

La méthode proposée par Feng et al. [FEN97] consiste en une analyse exergetique selon les courbes du niveau d'énergie des différents procédés de l'usine. Les pertes exergetiques sont classées en deux catégories différentes.

- Les pertes exergetiques inévitables : il s'agit des pertes exergetiques dont l'élimination ne répond pas aux critères de faisabilité technologiques ou économiques. Par exemple, les pertes exergetiques dues à un écart de températures minimum pour assurer un transfert de chaleur. En effet, ces pertes ne peuvent être éliminées que si l'écart de températures est nul, ce qui nécessite une surface d'échange infinie, technologiquement infaisable. Dans un tel cas, le pincement minimal pouvant être atteint par les technologies d'échangeurs de chaleur existantes est pris en considération, et les pertes exergetiques dues à cet écart minimum de températures seront les pertes exergetiques inévitables.
- Les pertes exergetiques évitables : pertes exergetiques dont l'élimination est faisable technologiquement ainsi qu'économiquement.

Cette classification des pertes exergetiques du procédé permet de cibler les modifications à faire au niveau du procédé, en vue d'éliminer les pertes exergetiques évitables. Les pertes exergetiques inévitables représentent donc la force motrice minimale pour le fonctionnement du procédé. Elles déterminent le procédé idéal et la limite des améliorations pouvant être appliquées à ce procédé.

La valeur ajoutée de cette méthode se présente sous deux volets :

- l'introduction de l'analyse exergetique, servant à analyser en même temps les systèmes thermiques/thermodynamiques ainsi que les systèmes mécaniques (voir Figure 1-19) ;
- la classification des pertes exergetiques en « évitables » et « inévitables », servant à sélectionner les équipements présentant des pertes évitables, et non pas les équipements présentant des pertes inévitables.

La Figure 1-19 représente les courbes composites des niveaux d'énergie pour un procédé de production d'énergie électrique par cycle combiné. Par la décomposition des pertes exergetiques, les équipements présentant des pertes exergetiques non négligeables mais inévitables peuvent être éliminés de l'étude comme étant bien optimisés. Cependant l'étude

peut être redirigée vers les équipements présentant davantage de pertes exergetiques évitables, économisant ainsi un temps de travail non négligeable.

Note : A la Figure 1-18, la détente adiabatique est représentée comme étant une évolution à $\Omega > 1$, parce que l'exergie utile tirée de cette transformation est du travail, ce qui correspond à un niveau d'énergie égal à 1. Cependant, dans la représentation de Feng (Figure 1-19), les transformations correspondantes (turbine Haute Pression, turbine Basse Pression et turbine Pression Intermédiaire) sont représentées avec un $\Omega < 1$. Ceci est dû au fait que la représentation introduite à la Figure 1-19 est une représentation schématique servant à représenter sous forme de surfaces les pertes exergetiques par opérations mécaniques et par transferts de chaleur.

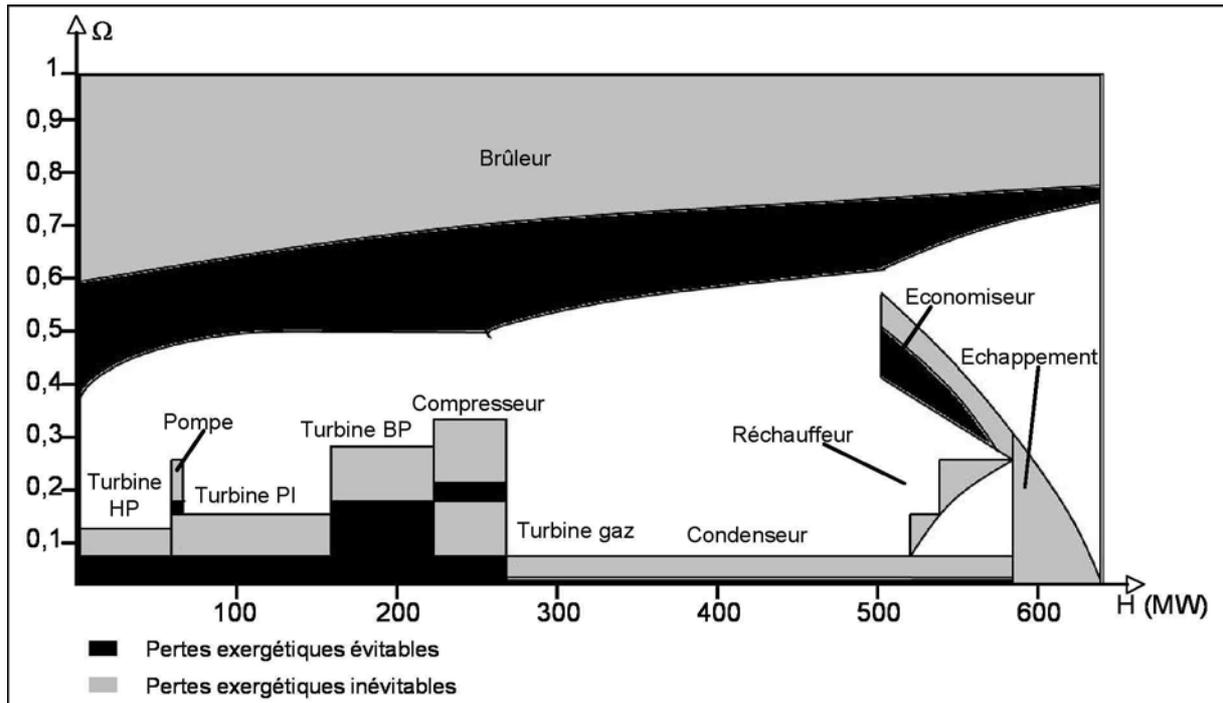


Figure 1-19. Pertes exergetiques évitables et inévitables [FEN97]

L'inconvénient de cette méthode vis-à-vis de la présente étude est sans doute la quantité de données nécessaires pour son application, ce qui augmente considérablement son coût. Elle reste cependant intéressante du point de vue de la détermination du mode de fonctionnement idéal du procédé et des limitations des améliorations possibles.

3.3.3. Extension de la MP vers les facteurs exergetiques pour l'étude de l'impact environnemental

Une étude de l'extension de la MP vers les facteurs exergetiques en vue de la détermination de l'impact environnemental du procédé a été proposée par Staine et al. [STA96]. Cette méthode propose l'étude des pertes exergetiques dues à l'échange de chaleur entre les différents flux du procédé, incluant les pertes exergetiques ayant lieu lors du cycle de vie des différents échangeurs comme durant leurs fabrications.

En effet, pour inclure l'impact environnemental dans la MP, Staine et al. ont proposé une analyse du cycle de vie des équipements du procédé, en se concentrant sur les échangeurs. L'analyse du cycle de vie des échangeurs est concentrée sur les pertes exergetiques. Les pertes exergetiques sont ensuite reliées à l'impact environnemental des différents équipements, grâce à des méthodes comme celles introduites par Frangopoulos et al. [FRA93]. La Figure 1-20 résume les courbes composites étendues aux facteurs exergetiques (diagramme $\eta_c - H$) où les pertes exergetiques sont représentées pour les différentes phases du cycle de vie des échangeurs.

Le choix du pincement optimal et le placement des échangeurs répondront donc au critère de pertes exergetiques minimales sur le cycle de vie du système, ces pertes étant fortement liées à l'impact environnemental de ce système sur son cycle de vie total.

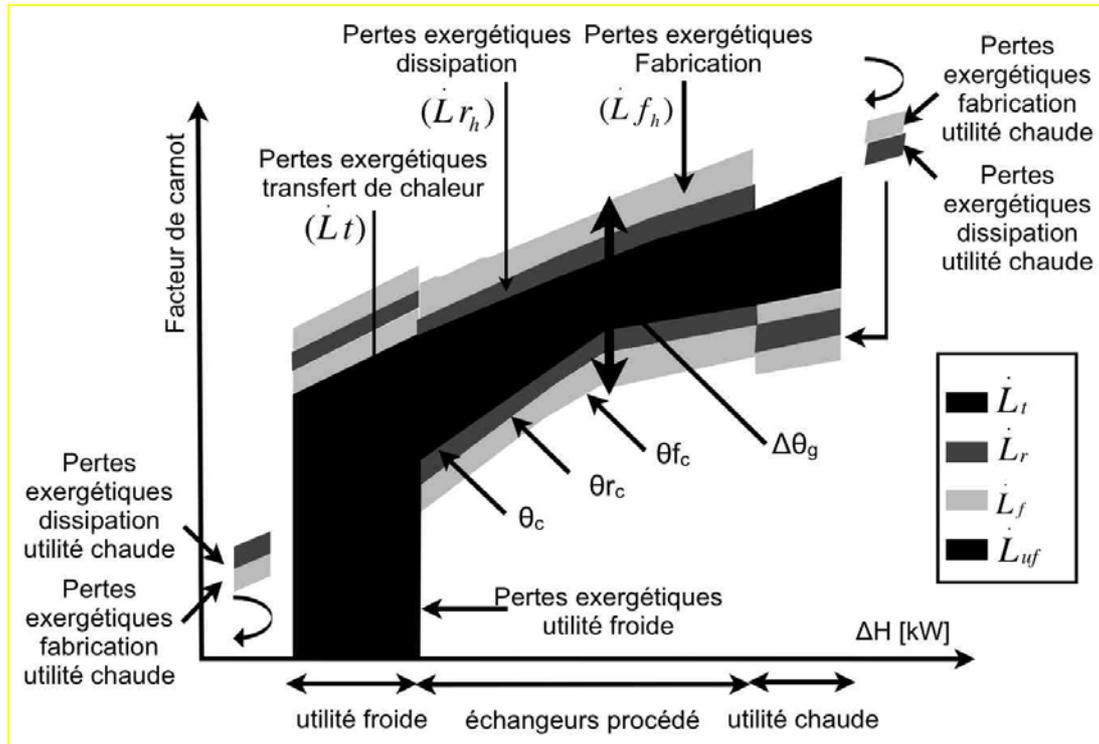


Figure 1-20. Pertes exergetiques d'un procédé étudié étendues au cycle de vie des échangeurs de chaleur [STA96]

Avec $L = Ex_D$ l'exergie détruite

Les méthodes présentées dans ce chapitre possèdent un point commun important qui n'est autre que l'énergie minimale requise par le procédé industriel. D'autres méthodes, généralement utilisées dans le domaine, prennent comme point de départ l'énergie entrant dans le site industriel étudié ; elles sont appelées les méthodes « outside-in » ou « top-down ». Ces méthodes présentent des limitations vis-à-vis de la détermination de l'énergie minimale requise par le procédé industriel, parce qu'elles consistent en une simple analyse des différents équipements de transformation d'énergie dans l'usine (ou les utilités).

4. L'Analyse du Cycle de Vie

Les méthodes présentées se concentrent sur le procédé industriel. Cependant, l'objectif principal d'une usine est de fabriquer le produit et non de faire fonctionner le procédé. Il est donc important de concentrer l'étude sur le produit et non le procédé de fabrication. Pour ceci, l'Analyse du Cycle de Vie (ACV) présente des avantages, bien qu'elle soit concentrée sur l'impact environnemental du produit sur son cycle de vie et non nécessairement sur l'impact énergétique ou exergetique.

L'ACV a été d'abord introduite par Harold Smith au début des années 1963 par un calcul des coûts énergétiques cumulés pour la fabrication des produits et produits intermédiaires chimiques [CIA97]. Après cette présentation, l'ACV connut un développement jusqu'en 1997, où ISO 14040 définit l'analyse et ses étapes [SON04]. Il s'agit d'étudier tous les impacts environnementaux d'un produit ou procédé sur toute la durée de son cycle de vie « du berceau à la tombe », prenant en compte l'extraction des ressources et matières premières, le recyclage et la fin de vie du produit et toutes les étapes de son cycle de vie entre ces deux points.

ISO 14040 définit les étapes de l'ACV :

- définition du cadre et du but de l'étude
- inventaires des consommations/émissions
- évaluation des impacts
- interprétation des résultats

4.1. Définition du cadre et du but de l'étude

Cette étape sert à définir l'objectif de l'étude de l'ACV sur un produit ou sur un procédé bien déterminé. L'objectif servira à identifier les grandeurs ciblées par l'analyse ainsi que ses frontières. Cette étape s'effectue en trois phases essentielles [SON04] :

- Définition de l'objectif de l'étude servant à définir la (les) grandeur(s) cible(s).
- Définition des frontières du système en établissant deux points essentiels :
 - Les limites spatiales entre le produit et son voisinage plus tard appelé environnement.
 - Le synoptique des différentes étapes du cycle de vie du produit ou procédé étudié. Ce synoptique sert à établir les différents flux (matières premières, flux de matières et d'énergie du produit vers l'environnement ou de l'environnement vers le produit, effluents, déchets...etc.). Cette phase sert uniquement à établir les différents flux et non pas à les quantifier.
- Définir les données nécessaires pour l'analyse. Ces données sont impératives pour effectuer l'inventaire des émissions et consommations, ainsi que l'analyse de l'impact.

4.2. Inventaire des consommations/émissions

L'inventaire des consommations et des émissions représente une collecte de toutes les données nécessaires définies dans la première étape (voir paragraphe 4.1). Pour accomplir cette tâche, quatre phases essentielles sont définies.

- Collecte des données sur la totalité des flux entrant et sortant. Ces flux peuvent être des flux entre les différents procédés du cycle de vie, comme ils peuvent être des flux entre le système lui-même et l'environnement.
- Normalisation de la fonction (grandeur) principale. Ceci veut dire que toutes les données relevées ou calculées doivent être liées au calcul de cette grandeur principale, en suivant une unité de base prédéfinie ; généralement les différentes grandeurs sont rapportées à une unité de masse (1 kg par exemple) de matière première, ou une unité du produit étudié.
- Allocation des différentes activités et opérations indirectement liées au procédé étudié. Ces activités et opérations sont les opérations traitant différentes matières entrant dans le procédé, comme les émissions liées à l'extraction de l'énergie primaire utilisée dans le cycle de vie du produit ou procédé étudié.
- Evaluation des données. Elle sert à déterminer la qualité et la précision des données relevées, le calcul des incertitudes sur les différentes données ainsi qu'une étude de sensibilité.

La Figure 1-21 représente un exemple de synoptique du cycle de vie de la fabrication de chaises en bois.

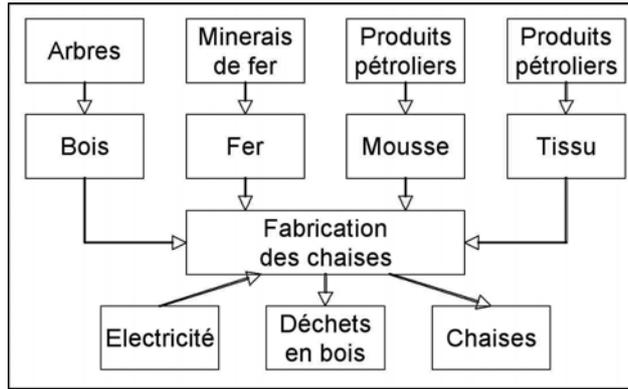


Figure 1-21. Cycle de vie simplifié de la fabrication des chaises en bois [SON04]

4.3. Evaluation des impacts

Cette étape sert à relier les résultats de l'inventaire des consommations et des émissions aux impacts sur la santé humaine, la disponibilité des ressources et l'environnement. Il s'agit de concentrer l'étude sur un nombre d'indicateurs représentatifs parmi les indicateurs relevés de l'étape 2. Trois phases essentielles sont définies pour accomplir cette tâche.

- Sélection et définition des catégories d'impacts. Ces catégories sont des classes comportant un nombre d'impacts environnementaux comme le réchauffement climatique, la pollution des eaux...etc.
- Classement en liant les différents résultats de l'inventaire aux différentes classes d'impacts.
- Caractérisation des différents impacts en choisissant une unité commune pour chaque impact (comme les kg équivalents CO₂ pour les émissions de GES).

4.4. Interprétation des résultats

Cette étape sert à dresser le rapport final de l'ACV et d'en tirer les conclusions. Elle consiste en trois phases essentielles :

- identification des résultats les plus importants de l'inventaire et de l'analyse des impacts
- évaluation des résultats de l'étude. Cette évaluation consiste à déterminer les incertitudes sur les différents calculs, les études de sensibilité des différentes grandeurs...etc.
- conclusions à tirer du rapport. Les conclusions sur l'impact environnemental du produit ou procédé étudié ainsi que les recommandations pour l'amélioration et la diminution des impacts négatifs sur l'environnement.

L'ACV, bien que concentrée sur les impacts environnementaux d'un produit, est transposable à l'analyse de la transformation spécifique d'un produit dans un procédé particulier de production. Il s'agit alors d'étudier le produit fabriqué par l'usine « de la matière première au produit fini ».

La matière première représente l'état du produit à son entrée à l'usine ; ce produit peut représenter une matière première (comme le lait dans une usine de fromage) ou peut même représenter un produit semi fini (comme le fromage semi fini servant à fabriquer le fromage fondu).

Le produit fini est aussi redéfini. Il s'agit du produit sortant du procédé de fabrication étudié.

5. Conclusions tirées de la revue bibliographique

Dans ce chapitre, les méthodes les plus importantes d'analyse et d'optimisation énergétique des procédés industriels ont été présentées, avec une analyse de leurs avantages et de leurs inconvénients vis-à-vis de l'objectif principal de cette thèse.

La méthode du pincement présente une vision globale des consommations énergétiques au sein d'une usine, et permet le ciblage énergétique des consommations minimales. De plus, la combinaison de la MP avec l'AE_x, ainsi que la méthode d'analyse proposée par Feng et al. [FEN97], qui sert à déterminer les modes de fonctionnement optimaux du procédé ciblant les pertes exergetiques minimales inévitables, présentent des moyens adéquats pour minimiser les pertes énergétiques ainsi que les pertes exergetiques au sein des procédés.

D'autre part, la proposition de Frazier en ce qui concerne la répartition de la consommation énergétique de l'usine entre EMR et pertes énergétiques présente un moyen de cibler les opérations non seulement énergivores, mais celles qui présentent des potentiels d'amélioration. De plus, l'analyse exergetique utilisant le « rendement du deuxième principe » découple l'analyse exergetique de l'analyse énergétique et définit les procédés présentant le plus d'irréversibilités.

Le concept de l'énergie minimale requise est essentiel car il sert à cibler le minimum d'énergie nécessaire pour le fonctionnement du procédé. Cependant, plusieurs définitions existent pour ce concept, bien qu'elles ne soient pas explicites dans la littérature scientifique disponible.

- Selon la MP, l'EMR est l'énergie minimale requise pour le fonctionnement du procédé. Cela veut dire que le minimum requis pour le passage du produit de la phase initiale à la phase finale selon les étapes pré-définies par le procédé est calculé en intégrant les flux énergétiques du procédé et par suite optimisant la récupération d'énergie [LIN98].
- Selon la proposition de Frazier [FRA06], l'EMR est calculée en analysant la variation de l'énergie interne du produit sur les différentes opérations de transformations. Elle reste cependant neutre vis-à-vis de l'intégration des flux énergétiques et la récupération d'énergie. Cela est dû à la séparation des différentes opérations de transformation du produit, contrairement à l'intégration proposée par la MP et ces extensions.

D'autre part, ces méthodes présentent des limitations.

- Il n'existe pas de moyens systématiques pour comparer les différents procédés de fabrication d'un même produit. Cette comparaison est importante dans la mesure où elle sert à proposer un procédé optimal pour la fabrication du produit. En effet, les différentes méthodologies et approches d'analyses énergétiques et exergetiques des procédés industriels restent neutres sur ce sujet. Il faut donc baser l'étude sur l'évolution du produit de la matière première au produit final, de manière à pouvoir comparer les différents moyens de transformation ce dernier.
- Les méthodes existantes considèrent le procédé comme invariable et sont donc limitées par la consommation énergétique minimale du procédé lui-même. Il sera démontré dans les chapitres suivants que certaines modifications dans le procédé sont souvent possibles sans affecter la qualité du produit mais en diminuant la consommation énergétique, et par la suite le choix des options techniques est essentiel pour définir le procédé le plus économe.

En s'inspirant de l'ACV, l'optimisation énergétique de la fabrication du produit doit alors être concentrée sur le produit lui-même et non pas le procédé. Il s'agit donc de proposer une méthode d'analyse énergétique de la transformation du produit et non pas une analyse du procédé industriel.

Dans le chapitre suivant, une méthode d'analyse systématique est proposée, concentrée sur le produit. Les critères de base sont la qualité du produit et la productivité de l'usine, critères imposés par l'industriel.

6. Références

1. [ABO06] B. Abou Khalil, J.F. Bérail, « Analyse Énergétique de Procédés, Fromagerie Bel Cléry Le Petit », EDF R&D, 2006.
2. [AFN06] AFNOR, « Référentiel de bonnes pratiques, Diagnostic énergétique dans l'industrie », 2006.
3. [ANA05] R. Anantharaman, O.S. Abbas, T. Gundersen. « Energy Level Composite Curves—a new graphical methodology for the integration of energy intensive processes », Applied Thermal Engineering, vol. XX, 2005.
4. [ASPO] Association for the Study of Peak Oil and gas : <http://aspofrance.org/news/le-pic-de-production-de-petrole>
5. [ATE06] ATEE, Seminaire « CEE : Mode d'emploi », 25-26 avril 2006
6. [BEJ96] A. Bejan, G. Tsatsanoris et M. Moran, « Thermal Design and Optimization », Wiley-Interscience Publication, 1996.
7. [BOR87] L. Borel, « Thermodynamique et énergétique », Presses Polytechniques Romances, 1987.
8. [CIA97] D. Ciambone, « Environmental Life Cycle Analysis », Lewis Publishers, 1997.
9. [DHO91] V.R. Dhole., « Distillation column integration and overall design of subambient plants », thèse de doctorat, UMIST, 1991.
10. [FEN97] X. Feng et X. X. Zhu, « Combining Pinch and Exergy Analysis for Process modifications », Applied Thermal Engineering, 1997
11. [FRA06] R. S. Frazier, « An exergy diagnostic methodology for energy management in manufacturing », thèse de doctorat, Oklahoma State University, 2006.
12. [FRA93] C.A. Frangopoulos, M. R. Von Spakovsky, « A global environomic approach for energy systems analysis and optimization (Part I and Part II) », International Conference on Energy Systems Analysis and Ecology, Cracow, Poland, 1993.
13. [GIE07A] GIEC, « Résumé à l'intention des décideurs », 4^{ème} rapport d'évaluation, 2007.
14. [GIE07B] GIEC Groupe de travail I « Rapport du Groupe de travail I du GIEC », 4^{ème} rapport d'évaluation, 2007.
15. [IEA07] International Energy Agency, « World energy outlook ».
16. [IFP06] Y. Mathieu, « Quelles réserves de pétrole et de gaz », conférence débat pics pétrolier et gazier : conséquences et enjeux, 11 mai 2006.
17. [INS07] M. Beudaert « L'énergie en 2006 : nouvelle hausse des prix, recul de la consommation, INSEE, Première No1152 juillet 2007 (<http://www.insee.fr>)
18. [IPC00] IPCC, SPECIAL REPORT EMISSIONS SCENARIOS
19. [IPP07] IPPC, « Draft Reference Document on Best Available Techniques in the Energy Efficiency », 2007.
20. [KIS07] K. Kisssock, K. Hallinan, W. Bayder, M. Braungart, « Energy and Waste Reduction Opportunities in Industrial Processes », Strategic planning for energy and the environment, 2007.

21. [KRU01] P. Kruppenacher, D. Favrat, « Indirect and Mixed Direct-Indirect Heat Integration of Batch Processes Based on Pinch Analysis », International Journal of Applied Thermodynamics, 2001.
22. [LEG79] P. Le Goff, « énergétique industrielle », tome 1, Technique et documentation, 1979.
23. [LIN92] B. Linnhoff, V.R. Dhole, « shaftwork target for low temperature process design », Chemical Engineering Science, 1992.
24. [LIN98] Linnhoff and March : « Introduction to pinch technology », 1998
25. [MIE07] Mission interministérielle sur l'effet de serre (MIES), http://www.effet-de-serre.gouv.fr/l__essentiel
26. [MIK98] J.B Mikkelsen, « Thermal energy storage systems in batch processing », Thèse de doctorat , Technical University of Denmark, 1998.
27. [MUL07] D. Muller, F. Marechal, T. Wolewinski, P.J. Roux, « An energy management method for the food industry », Applied Thermal Engineering, 2007.
28. [NU98] Texte du Protocole de Kyoto, <http://unfccc.int>
29. [SAD96] N. Sadr-Kazemi, G.T. Polley, « Design of energy storage systems for batch process plants », Journal of Chemical Engineering, 1996.
30. [SON04] G. Sonnemann, F. Castells, M. Schumacher, « Integrated Life-Cycle and Risk Assessment for Industrial Processes », Lewis Publishers, 2004.
31. [STA96] F. Staine, D. Favrat, « Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors », Applied Thermal Engineering, 1996.
32. [STA95] F.Staine, « Intégration Energétique des Procédés Industriels Par la Méthode du Pincement Etendue aux Facteurs Exergetiques », Thèse de doctorat N° 1318, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, 1995.
33. [STO95] S. Stolltze et al., « Waste heat recovery in batch processes using heat storage », Journal of Energy Resources Technology, vol. XX,1995.
34. [THU95] A. Thumann, P. Mehta, « Handbook of Energy Engineering » 3^{ème} édition, The Fairmont Press, 1995.
35. [UPS] Union Pétrolière suisse :
<http://www.mazout.ch/site/erd565106/fra674237/fra600155056.asp?osLang=2#frage1>

Chapitre 2

Une méthodologie d'audit énergétique

1. Introduction

Dans le chapitre 1, une revue des méthodes d'analyse énergétique des procédés industriels a été effectuée. Cette revue a conduit à la nécessité d'élaborer une méthodologie d'analyse inspirée de l'ACV se concentrant sur le produit et non pas seulement sur le procédé industriel tel qu'il est implémenté.

En effet, pour pouvoir déterminer l'énergie minimale requise pour la fabrication du produit, deux critères s'imposent : la qualité du produit et la productivité du système de fabrication.

Par la suite, la méthode présentée dans ce chapitre se concentre sur la genericité des critères de qualité et de productivité.

Trois étapes définissent la méthodologie d'audit énergétique appelée Analyse Energétique et Exergétique de Procédés de transformation (AEEP). Cette méthode vise à détecter et valoriser les potentiels d'amélioration de la performance énergétique du processus de production étudié. Ces étapes sont présentées à la Figure 2-1.

- L'analyse des opérations de transformation du produit, appelée Analyse Procédé (AP). Cette étape constitue l'étape fondamentale de l'audit. Il s'agit de déterminer les critères de base de l'analyse (qualité du produit et productivité) et leur influence sur la consommation énergétique. La connaissance des Meilleurs Procédés de Transformation (MPT) applicables soit à une opération unitaire, soit à plusieurs, permet alors d'établir les gains énergétiques accessibles.
- La deuxième étape consiste à collecter les données de consommations énergétiques du système étudié, ainsi qu'un synoptique du procédé de transformation du produit. Ces données peuvent varier selon le niveau d'audit appliqué, d'un pré-diagnostic à une étude poussée, influant alors sur la précision des résultats de l'AEEP.

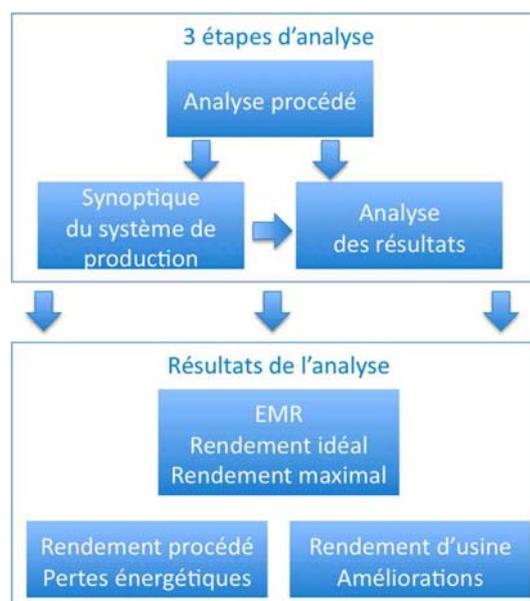


Figure 2-1. Les trois étapes de l'AEEP

- La troisième étape consiste à analyser et structurer les données acquises. Cette étape est à la base de la conception des améliorations possibles de la performance énergétique du système de production. Dans cette étape, une analyse des pertes énergétiques du système est effectuée, conduisant à des améliorations incrémentales et/ou radicales. Elle se sert des résultats de l'Analyse Procédé (le(s) MPT proposés) ainsi que des résultats du

synoptique et de l'inventaire des consommations, afin de synthétiser les différents niveaux de gains accessibles par application des MPT.

2. L'Analyse Procédé

Comme déjà indiqué, l'analyse porte d'abord sur le produit et non pas sur le procédé existant dans l'usine. Pour ce faire, il s'agit d'analyser les étapes de transformation que subit ce dernier pour passer d'une matière première à un produit final. Il est nécessaire cependant de définir quelques termes utilisés dans cette analyse ; ces définitions peuvent être retrouvées dans le glossaire en annexe :

- Matières premières.
- Produit final.
- Les effluents.
- Opération unitaire.
- Processus de transformation.
- Utilités industrielles.
- Système de production.

Cette étape est générique pour un type de produit, et sa valeur ajoutée réside dans le fait qu'elle s'applique une fois par produit ou par opération de transformation. L'étude doit être réalisée au préalable, pour chaque type de produit. Deux actions clés, présentées Figure 2-2 et décrites ci-dessous, sont à mener dans cette étape de l'analyse.

- L'analyse moléculaire : elle consiste à déterminer des critères de qualité et de productivité du système de production, en vue de déterminer l'Energie Minimale Requise (EMR) pour la transformation du produit de la matière première au produit final.
- L'analyse énergétique et exergétique : elle se sert de l'EMR pour analyser les différents processus de transformation du produit, en vue de déterminer le(s) Meilleur(s) Procédé(s) de Transformation (MPT).

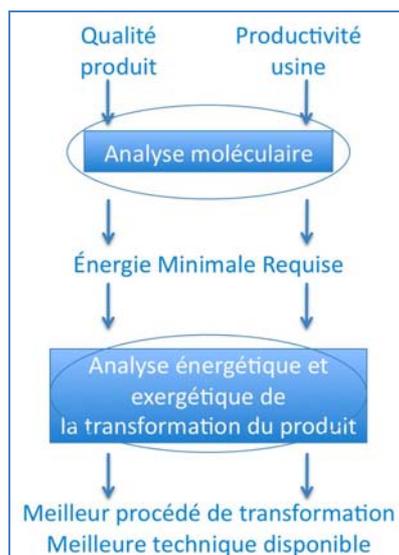


Figure 2-2. Les actions clé de l'analyse procédé

2.1. Analyse moléculaire

Cette analyse sert à déterminer l'EMR pour la transformation du produit. L'EMR est définie comme étant l'énergie minimale théoriquement nécessaire et suffisante pour la transformation du produit, et sert à déterminer la consommation idéale du processus de transformation ou de l'opération unitaire. L'EMR représente l'énergie minimale que doit absorber le produit pour se transformer de matière première en produit final. Elle dépend de la qualité du produit et de la productivité du système, et de spécificités du procédé de transformation une fois qu'il est choisi.

La qualité ou plutôt les qualités du produit sont fixées par l'industriel. En fait, elles sont un reflet des spécifications ou des attentes des clients et constituent un ensemble de propriétés qui doivent être absolument respectées, voire améliorées. Ce respect des qualités produit est générique et doit être parfaitement compris pour proposer des modifications du système de production entraînant des gains énergétiques. En agro-alimentaire par exemple, tout ce qui relève directement ou indirectement de la sécurité sanitaire suppose une compréhension profonde du contrôle des proliférations bactériennes lors de la production ou lors de la gestion des effluents.

La productivité de l'usine est un facteur dépendant de l'industriel et est un élément essentiel de la rentabilité en fonction du niveau de productivité de ses concurrents. Ce critère se traduit par des contraintes temporelles quantitatives (par exemple une production journalière minimale fixée par l'industriel) ou de l'intensité capitaliste associée aux machines de production.

Pour déterminer l'EMR, une analyse moléculaire doit être effectuée, déterminant ainsi les paramètres principaux influant sur la qualité du produit et/ou sur la productivité du système de production. L'analyse moléculaire consiste à analyser la transformation du produit. Selon la taille de l'équipe d'audit, cette analyse est conduite ou non par l'énergéticien. Dans tous les cas, elle est indispensable à la compréhension du processus spécifique de transformation et aux caractéristiques du produit. Le recours à la littérature scientifique et technique est indispensable pour accélérer la compréhension des opérations unitaires de transformation. La connaissance des experts procédés sert, entre autres, à définir les paramètres influant sur la qualité du produit.

2.1.1. Description du procédé et des options techniques

La description du procédé consiste en une description de chaque opération unitaire de transformation du produit, et son rôle sur la qualité du produit final. La transformation du produit nécessite souvent un apport d'énergie (calorifique, frigorifique ou mécanique). Cette quantité d'énergie est l'objet de la description du procédé.

La description moléculaire du procédé de transformation résulte en un/des synoptique(s) de processus de transformation du produit. Il s'agit en effet des différentes méthodes de transformation de la matière première en produit final. Ce synoptique est représenté schématiquement par la Figure 2-3.

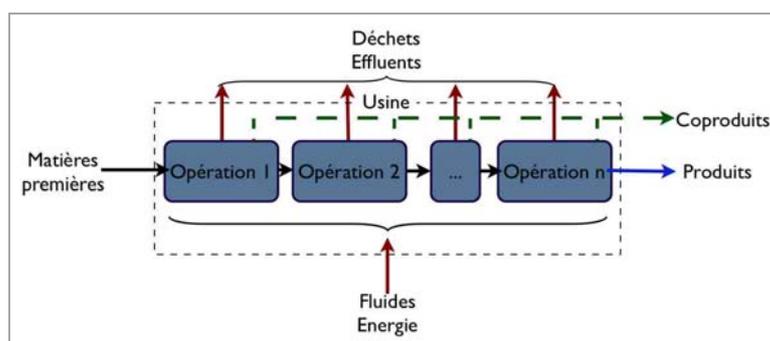


Figure 2-3. Synoptique d'un procédé de transformation

Une fois établie cette description procédé, une étape d'étude des options sur les opérations unitaires aussi bien que sur l'enchaînement des opérations est indispensable pour définir des alternatives au procédé actuel incluant le maintien ou l'amélioration de la qualité produit et la diminution de l'intensité énergétique du produit ($le = kJ / kg$ de produit).

Une autre approche plus générique peut être adoptée, et est applicable lors d'une étude globale d'un/de secteur(s) d'activité(s) industrielle(s). Dans ce cas, une analyse sur des opérations unitaires de transformation de produit peut être menée, en vue de déterminer le(s) meilleur(s) moyen(s) de transformation en associant aussi les utilités industrielles adaptées. Cette approche possède l'avantage de cibler plusieurs activités industrielles à la fois, cependant elle ne permet pas l'analyse système qui consiste en la détermination des interactions énergétiques entre opérations. Il sera cependant montré plus tard (au chapitre 3), que cette approche est intéressante et sert à diminuer le temps de travail d'un audit énergétique.

2.1.2. Critères de productivité et exigences industrielles

A la qualité du produit s'ajoutent les critères de productivité, dépendant directement du débit de production du système. En effet, lors de l'étude d'un processus de transformation alternatif, ce dernier doit assurer les critères de productivité requis. D'autre part, à ces critères s'ajoutent des critères industriels particuliers, qui ne peuvent pas être déterminés avant la visite de l'usine étudiée. Ces exigences relèvent souvent d'une culture d'entreprise, de contraintes géographiques, ou de contraintes économiques, et risquent d'imposer un processus de transformation par rapport à d'autres consommant moins d'énergie. Par la suite, il est vital d'anticiper ce type de critères, qui peuvent parfois être génériques. Pour ce faire, la totalité des processus de transformation doit être étudiée, et leur consommations optimales respectives doivent être déterminées. Dans le cas où un critère est imposé par l'industriel, l'alternative serait donc présente. L'expertise de plusieurs sites industriels peut servir à relativiser des choix inadéquats et considérés comme immuables.

2.1.3. Calcul de l'EMR

Le calcul de l'EMR repose sur l'étude de l'ensemble des options techniques et permet de comparer le procédé utilisé par rapport à des procédés à plus haute efficacité énergétique. En effet, l'EMR constitue l'énergie minimale requise pour la fabrication du produit selon le meilleur processus de transformation. C'est l'énergie (thermique ou mécanique) absorbée par le produit passant de la matière première au produit final. L'EMR constitue alors la consommation idéale théorique du procédé de fabrication. Dans le cas de l'existence d'un critère de productivité particulier imposant un processus de transformation plutôt qu'un autre, l'énergie idéalement absorbée par le produit lors de ce processus particulier serait l'EMR, et dans ce cas le meilleur processus est déterminé en respectant les critères de qualité et de productivité, d'où l'influence contingente des critères de productivité sur le calcul de l'EMR.

2.2. Analyses Énergétique et Exergétique

L'analyse énergétique du procédé de transformation est basée sur la description des différentes opérations de transformation du produit, obtenue à partir de l'analyse moléculaire.

Une fois les opérations élémentaires de transformation sélectionnées, il s'agit de déterminer le procédé optimal consommant le moins d'énergie possible. Les outils d'intégration thermique sont indispensables pour évaluer les options d'intégration. L'intégration thermique sert à déterminer l'énergie minimale que peut consommer un procédé après la récupération maximale de l'énergie thermique contenue dans les flux chauds (voir chapitre 1). L'intégration des procédés servira dans ce cas à déterminer le besoin optimal du processus de transformation choisi, et à comparer les consommations énergétiques des différents procédés. Cette consommation est cependant liée directement au type d'utilités associées. Il s'agit donc de déterminer les utilités les mieux adaptées au procédé étudié. Pour la

détermination des sources d'énergie adaptées [KIS07], l'analyse exergétique est la plus adaptée.

L'analyse est effectuée une fois pour un produit et vise à être généralisable. La définition de l'intensité énergétique du procédé est essentielle pour établir des comparaisons à l'intérieur d'une branche de production afin de permettre une diffusion des technologies ou des intégrations abaissant cette intensité énergétique. Une combinaison de l'intégration énergétique des procédés et de l'analyse exergétique est introduite pour déterminer le MPT. La représentation selon le Niveau d'Énergie (NE) [FEN97] est alors utilisée. L'équation (1.14) définissant le niveau d'énergie gagné ou perdu lors d'une transformation quelconque est rappelée ci-dessous, une explication plus détaillée peut être retrouvée au chapitre 1 paragraphe 3.3.2. Cette représentation sert à montrer les pertes exergétiques liées à la dégradation de la température comme dans le cas d'un échange thermique. Elle sert aussi à montrer les pertes exergétiques dans des systèmes mécaniques comme des compresseurs ou des turbines. Elle permettra alors de présenter sur un même diagramme (Ω - Δh) les différentes consommations énergétiques quelles que soient les sources d'énergie (énergie fossile, électrique...).

$$\Omega = \frac{Ex}{E} \quad (1.14)$$

Où Ω est le niveau d'énergie, Ex l'exergie gagnée ou perdue et E l'énergie gagnée ou perdue lors de la transformation.

2.2.1. Représentation selon le Niveau d'Énergie

Pour mieux illustrer l'importance de l'analyse exergétique et la représentation du diagramme (Ω - Δh), un exemple simple de l'industrie fromagère est pris. Il n'est pas détaillé dans cette section, et le sera au chapitre 3.

Le procédé est le pré-traitement du lait avant la fabrication du fromage. Le lait est pasteurisé une ou deux fois selon les sites industriels. La Figure 2-4 présente les courbes composites d'une double pasteurisation.

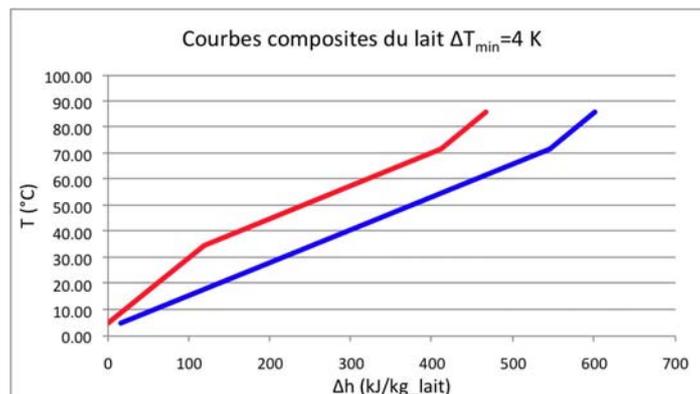


Figure 2-4. Courbes composites du procédé de pasteurisation du lait

En utilisant la Grande Courbe Composite du Niveau d'Énergie (GCCNE), les utilités liées à ce procédé sont déterminées. Cette courbe est représentée par la Figure 2-5. L'utilité chaude traditionnellement utilisée dans ce cas (vapeur saturée) est représentée par une ligne droite correspondant à son NE. Pour ce procédé, un pincement de 5 K est pris et la température ambiante servant à calculer le facteur de Carnot est prise égale à 15 °C.

L'aire située entre une courbe et le NE nul représente l'exergie gagnée (ou perdue) par cette source d'énergie en évoluant d'un état à un autre. En effet, cette surface représente le produit du NE par l'enthalpie. Ce produit n'est autre que l'exergie disponible dans cette

source d'énergie (voir équation (1.14)). Par la suite, sur la GCCNE, l'aire située en dessous de la ligne utilité chaude représente l'exergie délivrée par cette utilité, et l'aire située en dessous de la grande courbe composite représente l'exergie reçue par le produit chauffé, on ne s'intéresse pas dans ce cas à la consommation en énergie frigorifique. Il s'avère donc que l'aire contenue entre la ligne utilité et la ligne produit représente les pertes exergétiques de l'échange de chaleur entre l'utilité et le procédé. D'autre part, l'aire comprise entre la grande courbe et le niveau $\Omega=0$ représente l'exergie absorbée par le produit, donc l'exergie utile.

$$Ex_p = Ex_d - Ex_u \quad (2.1)$$

Avec Ex comme exergie, et les indices :

- p pour pertes
- d pour disponible au niveau de l'utilité vapeur
- u pour utile

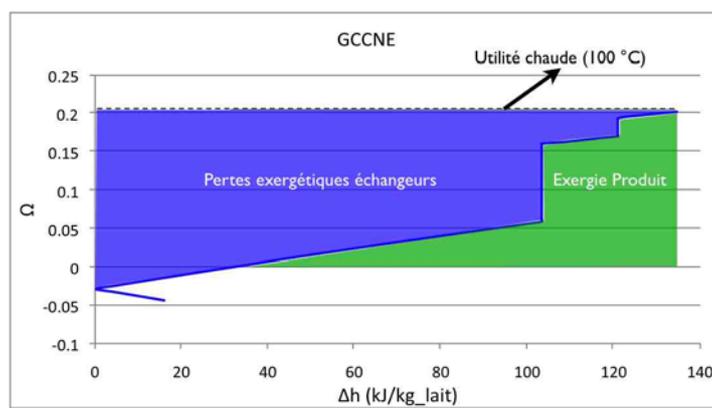


Figure 2-5. GCCNE du procédé de pasteurisation du lait

Note : Deux remarques doivent être tirées en comparant cette représentation selon la GCCNE à la représentation exergétique introduite par Linnhoff et déjà présentée au Chapitre 1, Figure 1-16 et 1-17. Premièrement, dans la représentation exergétique de Linnhoff, l'exergie absorbée par le produit (appelée X à la Figure 1-17) n'est pas représentée sur la grande courbe, contrairement à la courbe présentée à la Figure 2-5. D'autre part, le besoin énergétique ne s'annule pas au niveau du pincement sur les courbes des figures 1-16 et 1-17, contrairement à la représentation de la Figure 2-5. Ceci est sans doute dû à l'absence de l'utilisation des températures corrigées pour les représentation figure 1-16 et 1-17.

Dans cette analyse, il s'agit de remonter le vecteur énergétique pour examiner les pertes exergétiques depuis l'énergie achetée (combustible, électrique ou autre). Pour le cas de la vapeur fabriquée par une chaudière à combustible, il s'agit de remonter jusqu'à l'énergie primaire fournissant la chaleur utile à la production de la vapeur. Cette énergie est dans ce cas l'énergie chimique contenue dans le combustible. La Figure 2-6 représente la totalité des pertes exergétiques liées au procédé utilisant la vapeur saturée.

En utilisant l'équation (1.14), et en augmentant l'échelle de l'axe des ordonnées jusqu'au NE égal à l'unité, la surface représentera l'énergie consommée, car le niveau d'énergie égal à l'unité représente l'énergie noble qui est une exergie pure. En d'autres termes, pour représenter une consommation d'énergie combustible sur la GCCNE, il suffit de calculer la surface comprise entre l'axe horizontal correspondant à $\Omega = 1$ et l'axe $\Omega = 0$ verticalement, et la longueur en abscisse du besoin énergétique correspondant du procédé horizontalement.

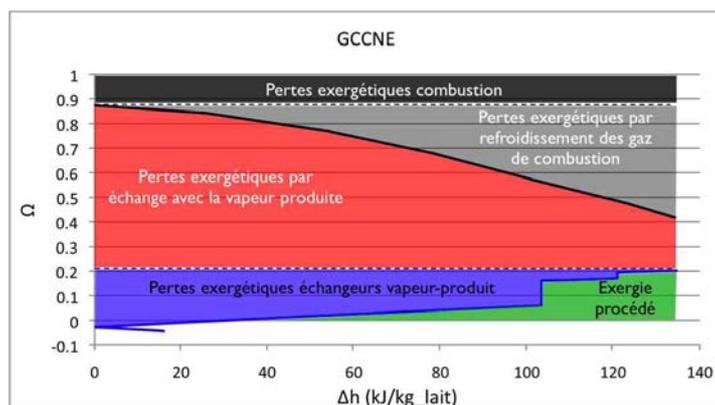


Figure 2-6. GCCNE du procédé de pasteurisation (utilité vapeur)

En effet, les pertes exergétiques sont réparties comme suit.

- **Pertes exergétiques de combustion** : ce sont les pertes exergétiques liées à la dégradation de l'énergie chimique contenue dans le combustible à l'énergie thermique contenue dans la flamme de combustion (un exemple pour une température de 2 000 °C est pris pour cette représentation). Elles sont dues aux irréversibilités de la réaction chimique de combustion. Ces pertes exergétiques sont inévitables, dans la mesure où l'énergie extraite de la réaction chimique de combustion est utilisée sous forme thermique et son niveau d'énergie dépendra donc du niveau de température de flamme.
- **Pertes exergétiques par refroidissement des gaz de combustion** : elles sont liées au refroidissement des gaz de combustion lors de l'échange avec l'eau qui se transforme en vapeur. Ces pertes varient avec le pincement dans la chaudière, et selon la température d'évaporation de la vapeur (donc selon la pression de production de vapeur). Elles dépendent aussi de la composition des gaz de combustion, et de la température de combustion (donc la température de flamme). En effet, la dégradation de l'énergie thermique de la flamme à l'énergie thermique contenue dans les gaz de combustion est représentée symboliquement sous forme d'échange de chaleur, comme si les gaz de combustion étaient chauffés par la flamme avant d'être refroidis selon la même courbe par le chauffage de la vapeur. Cet échange s'effectue avec un pincement nul, la flamme et les gaz étant mélangés dans la réaction chimique de combustion.
- **Pertes exergétiques par échange avec la vapeur produite** : ce sont les pertes exergétiques de transfert de chaleur liées à la dégradation de l'énergie thermique disponible dans les gaz de combustion à l'énergie thermique fournie à la vapeur. Elles sont dues aux irréversibilités de l'échange thermique entre les gaz et la vapeur.
- **Pertes exergétique des échangeurs** : ces pertes exergétiques sont dues aux irréversibilités de l'échange entre la vapeur et le produit.

Dans ce cas, le niveau d'énergie de la vapeur est pris égal à celui de la vapeur à pression atmosphérique. Cependant, la production de vapeur pour le chauffage des systèmes de production se fait généralement à des pressions relativement élevées pour le transport de la vapeur dans l'usine (et donc pour surmonter les pertes de charges dans les tuyauteries).. D'autre part, la représentation de la vapeur à pression atmosphérique (comme dans la Figure 2-6) déplace en fait une partie des pertes exergétiques par échange vapeur-produit aux pertes exergétiques par échange gaz de combustion-vapeur. Le bilan exergétique global reste donc vrai, mais la répartition des pertes exergétiques demande à chaque fois une analyse détaillée.

La représentation des pertes exergétiques dans la chaudière permet de quantifier le potentiel de production d'électricité par cogénération. Dans le cas où cette production se fait par un

cycle de Brayton, deux dégradations de l'énergie des gaz doivent être identifiées : la première étant la dégradation dans la turbine à gaz qui produit l'énergie travail, et la deuxième, de niveau énergétique inférieur, étant le refroidissement des gaz pour chauffer la vapeur servant de fluide de chauffage pour le produit. Dans ce cas, la surface correspondant à la production d'énergie travail sera une surface positive.

La somme des surfaces représente alors la consommation énergétique du procédé. Diminuer cette consommation revient à diminuer ces surfaces. Deux volets d'optimisation existent.

- L'optimisation horizontale : cette optimisation revient à diminuer la longueur des surfaces (horizontalement sur la GCCNE). Concrètement, cette diminution se traduit par une réduction du besoin énergétique du procédé, représentée par la variation d'enthalpie du produit (Δh). Elle relève soit d'une modification apportée à la transformation du produit lui-même, soit d'une modification apportée au procédé sans changer le mode de transformation.
- L'optimisation verticale : cette optimisation revient à diminuer la hauteur des surfaces (verticalement sur la GCCNE). Ceci revient concrètement à changer les utilités liées au procédé, pour les remplacer par des utilités présentant des pertes exergetiques (donc des pertes de niveau d'énergie) minimales.

2.2.2. Optimisation horizontale par modification de la transformation du produit

L'optimisation horizontale revient, comme indiqué ci-dessus, à modifier le procédé de façon à diminuer le besoin énergétique de ce dernier. Dans l'exemple étudié, plusieurs experts de la transformation du lait, tel Veisseyre et al. [VE179], montrent que pour une durée de stockage n'excédant pas 48 heures, une simple pasteurisation peut être suffisante. Dans ce cas, le produit nécessitera moins d'énergie pour sa transformation. Les CC du produit subissant une seule pasteurisation sont alors présentées à la Figure 2-7.

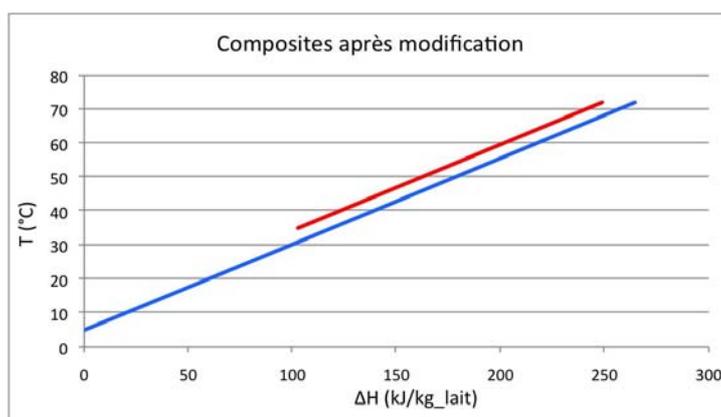


Figure 2-7. Courbes Composites du lait avec une simple pasteurisation

Le besoin énergétique haute température diminue, et ceci est dû à l'élimination de la première pasteurisation. Cependant un besoin énergétique à basse température reste présent. Ce besoin résulte de la température de sortie du lait (35 °C) qui est supérieure à la température d'entrée (5 °C). La demande en énergie calorifique basse température est facilement visible sur la GCCNE du produit. La GCCNE du produit avant et après élimination de la double pasteurisation est représentée par la Figure 2-8.

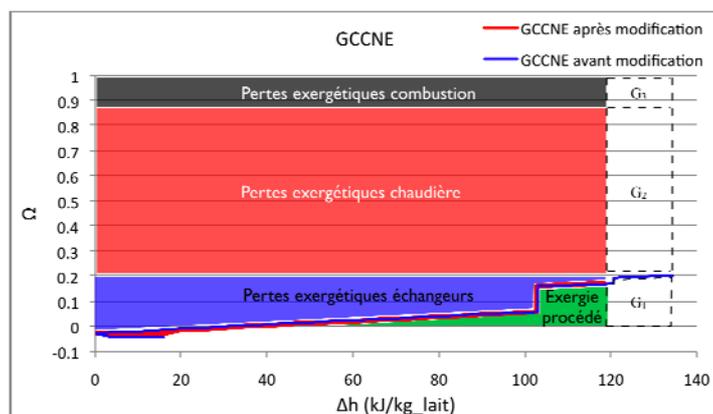


Figure 2-8. GCCNE du lait avant et après modification

Le gain énergétique par rapport à la double pasteurisation est visible horizontalement sur le besoin énergétique de l'opération de transformation du produit. Ce gain se reflète ensuite sur les gains surfaciques, représentés par les surfaces :

- G_1 pour le gain exergétique au niveau du besoin du procédé
- G_2 pour le gain exergétique au niveau de l'échange entre la flamme de combustion et la vapeur produite dans la chaudière
- G_3 pour le gain exergétique au niveau de la chambre de combustion.

En éliminant la double pasteurisation, une partie du besoin énergétique haute température est éliminée, et ceci est visible sur la GCCNE où la surface représentant les gains énergétiques se situe sur la partie où le besoin énergétique du procédé est à haute température. De ce fait résulte un gain exergétique négligeable au niveau de l'échange entre la vapeur et le lait, puisque les pertes exergétiques déjà existantes dans cette partie étaient relativement faibles, grâce à la faible différence de températures entre la vapeur et le lait.

Par la suite, il est possible grâce à la représentation selon la GCCNE de voir les gains énergétiques par optimisation horizontale. Par ailleurs, un autre mode d'optimisation horizontale existe qui consiste en une modification du procédé.

➤ Autre exemple d'optimisation horizontale

Une opération de concentration de lactosérum est prise comme exemple. Les courbes composites de ce procédé sont présentes à la Figure 2-9, pour un pincement de 10 K.

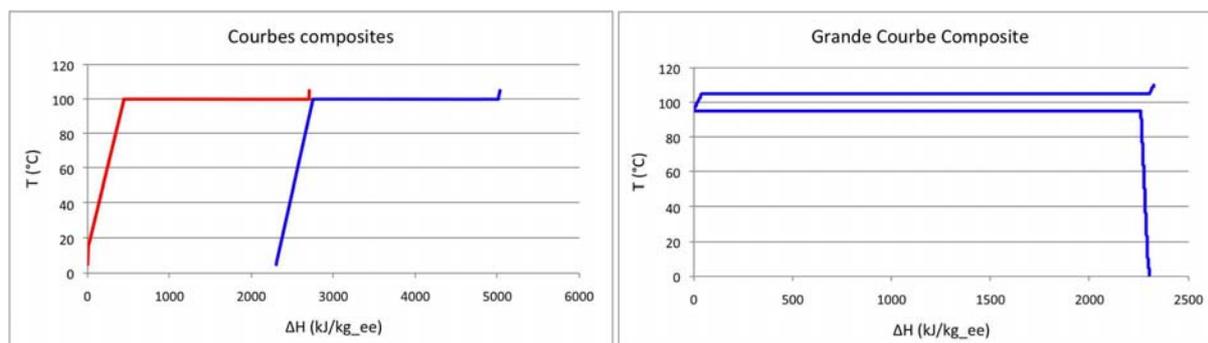


Figure 2-9. Courbes Composites de procédés de pasteurisation de lait et de concentration de lactosérum

Il est important dans cette partie de l'étude de distinguer sur les courbes composites, les courbes représentant le produit et celles qui représentent des coproduits ou des déchets résultant de l'opération de transformation. Les méthodes traditionnelles basées sur l'intégration énergétique restent neutres par rapport à ce sujet, et ceci découle du fait que le procédé appliqué dans l'usine est considéré comme invariable, contrairement à la méthode

AEEP. Cette distinction entre les courbes représentant le produit et celle représentant des déchets ou coproduits résultant de l'opération de transformation revient à distinguer entre les courbes qui affectent la qualité du produit, et celles qui ne l'affectent pas, et ceci est le résultat de l'analyse moléculaire (voir paragraphe 2.1). L'analyse moléculaire permet alors de distinguer sur la courbe composite du procédé la partie qui relève de la qualité et donc de la transformation nécessaire du produit. Dans l'exemple étudié (la concentration du lactosérum) la courbe minimale nécessaire à la transformation du produit n'est autre que la courbe servant à chauffer le produit, à évaporer une partie de l'eau contenue, puis à refroidir ce même produit. Par la suite, les coproduits résultant de l'évaporation, donc les buées évaporées ne sont plus utiles vis-à-vis de la qualité du lactosérum concentré.

En effet, le palier horizontal de la courbe chaude représente les buées évaporées du lactosérum pendant la concentration par évaporation. Ces buées se condensent et se refroidissent jusqu'à la température ambiante. Il est remarquable sur la courbe composite que l'énergie contenue dans ces buées ne peut être récupérée en totalité, parce que la plus grande demande d'énergie du procédé est présente dans l'évaporation qui se produit à la même température que la condensation des buées. Dans ce cas, plusieurs solutions se présentent pour permettre la récupération, comme la dépression d'une partie du lactosérum pour pouvoir l'évaporer à une température inférieure, permettant ainsi la récupération de l'énergie contenue dans les buées de l'évaporation à plus haute pression (cette méthode est appelée la concentration à multiple effets). L'analyse moléculaire du lactosérum dans ce cas montre que l'évaporation à différentes pressions n'affecte pas la qualité finale du produit. Une opération de concentration à 4 effets est prise comme exemple, les courbes composites et la grande courbe composite sont alors présentées à la Figure 2-10.

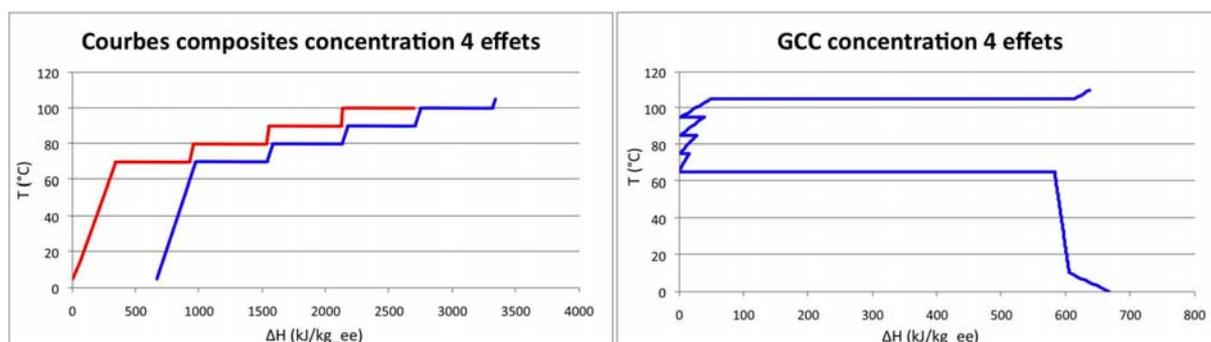


Figure 2-10. CC et GCC de la concentration à 4 effets

Les courbes composites dans ce cas montrent que la concentration à multiples effets permet la récupération de l'énergie contenue dans les buées d'évaporation. Le besoin du procédé diminue, cela consiste en une optimisation horizontale par modification de la transformation du produit sans affecter sa qualité. Le nombre théorique maximal d'effets est infini. Cependant, l'augmentation du nombre d'effets, bien qu'elle diminue la consommation énergétique du système, tend à augmenter le coût d'investissement. Par la suite, il s'agit de trouver un compromis entre le coût d'exploitation et le coût d'investissement. De plus, l'augmentation du nombre d'effets entraîne une diminution de la pression d'évaporation du dernier effet ; la pression minimale admissible limite alors le nombre d'effets maximal.

2.2.3. Optimisation verticale

Le cas d'une concentration à simple effet est repris ici pour illustrer l'optimisation verticale. La GCCNE de cette opération est présentée à la Figure 2-11, ce procédé utilise la vapeur comme fluide de chauffage.

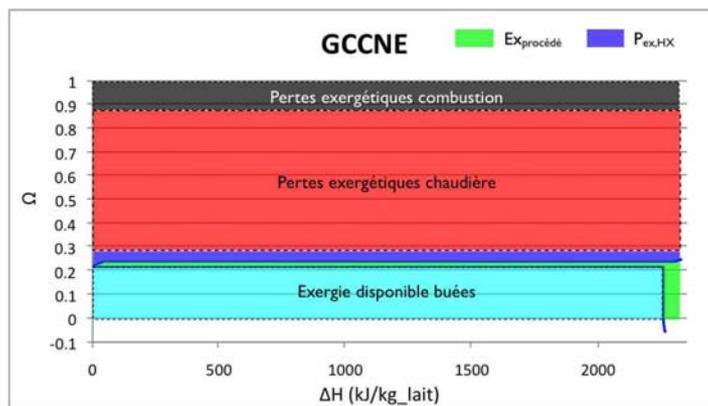


Figure 2-11. GCCNE de l'opération de concentration par simple effet

Avec P_{ex} pour pertes exergétiques, HX pour échangeur de chaleur et Ex pour exergie.

L'optimisation verticale dans ce cas consiste en la diminution de la hauteur de la surface totale. L'exergie disponible dans les buées, classiquement perdue, est en effet récupérable par installation d'une Pompe A Chaleur, augmentant le niveau d'énergie contenu dans celles-ci pour être récupérable par le besoin du procédé. Cette PAC est une PAC à circuit ouvert, appelée aussi Compression Mécanique des Vapeur (CMV), qui consiste à comprimer les buées provenant de l'évaporation, à une pression permettant la récupération tout en respectant le pincement du procédé (à titre d'exemple, la valeur de 10 K est prise pour le pincement dans ce cas). Les surfaces représentant la consommation seront alors modifiées et sont présentées à la Figure 2-12.

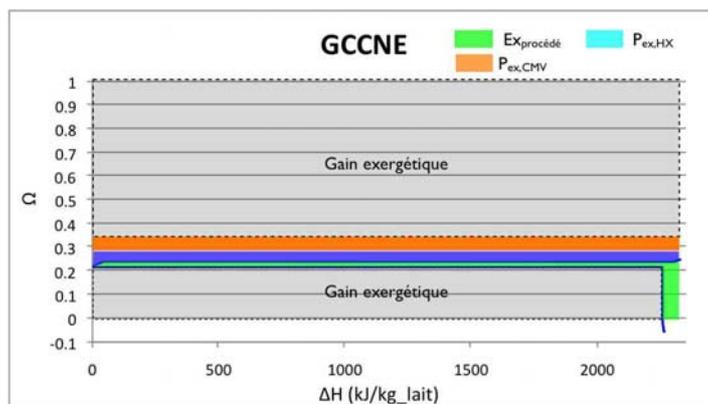


Figure 2-12. GCCNE du procédé de concentration à simple effet utilisant une CMV

Dans cette représentation, l'exergie nécessaire au produit, les pertes exergétiques par échange de chaleur entre la vapeur comprimée et le produit, ainsi que les pertes exergétiques internes au compresseur de vapeur sont représentées. La somme de ces surfaces représente la consommation totale en énergie travail (donc en électricité). Les surfaces éliminées représentent les gains exergétiques par rapport au système classique. Ces gains sont doubles : premièrement par l'élimination des pertes exergétiques de dégradation de l'énergie dans la chaudière (ces gains sont situés au dessus de la courbe produit), et deuxièmement par récupération de l'exergie contenue dans les buées qui se refroidissent (ces gains sont situés au dessous de la courbe produit).

Note : les pertes exergétiques dues à la production d'électricité centralisée ne sont pas prises en compte, et sont spécifiques à chaque pays et même à chaque heure d'utilisation.

La consommation en énergie combustible du système classique est dans ce cas remplacée par la consommation électrique de la CMV.

D'autre part, une deuxième vision de cette optimisation peut être introduite. Il s'agit de la modification du niveau de température des condensats. Lors de l'application de la CMV (ou

la PAC à circuit ouvert), la courbe représentant la condensation des buées chaudes est éliminée et remplacée par une courbe à un plus haut niveau de température, et donc à un plus haut NE. Les courbes composites d'un tel procédé sont alors présentées avec la Grande Courbe Composite à la Figure 2-13.

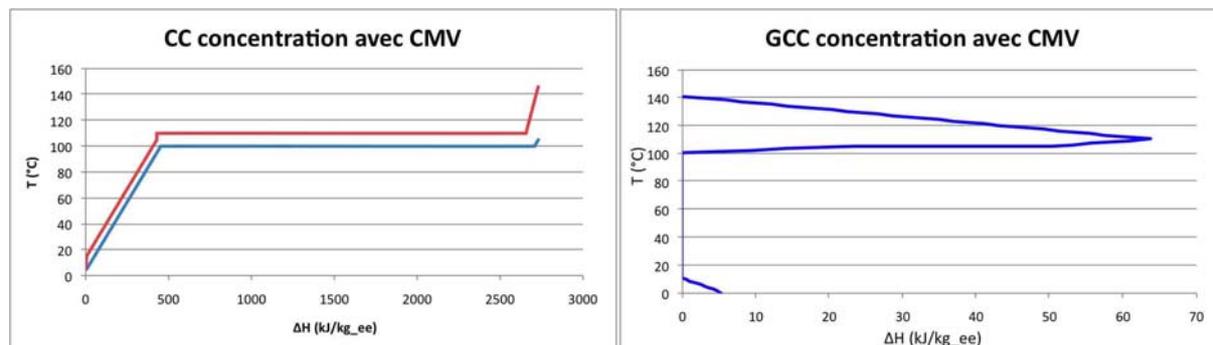


Figure 2-13. Courbes composites du procédé après installation d'une CMV

Cette représentation permet de visualiser le gain en énergie thermique par rapport au procédé classique, mais elle ne permet pas la visualisation de la nouvelle consommation en énergie travail. D'autre part, même dans la représentation selon la GCCNE, cette consommation ne peut pas être présentée, et ce à cause du changement radical de l'échelle de l'axe des abscisses. Ce concept est détaillé dans le chapitre 3 lors de l'analyse détaillée de l'opération de concentration. La nouvelle GCC ainsi représentée peut être expliquée de la manière suivante :

- Le segment situé en dessous du pincement correspond au besoin frigorifique (à une température inférieure à la température ambiante) du lactosérum concentré.
- La zone au dessus du pincement constitue une zone autosuffisante formée par le segment montant correspondant au chauffage du produit à la température nécessaire à l'ébullition ($\Delta T = 5$ K) et par le segment descendant correspondant au refroidissement d'une partie des buées comprimées, refroidissement qui sert à chauffer le lactosérum au dessus de 100 °C.
- La partie correspondant à un besoin nul provient du fait que les courbes froide et chaude se touchent dans la représentation à températures corrigées.

Lors de la représentation du procédé en incluant le nouveau niveau d'énergie des buées, le besoin thermique du procédé est annulé horizontalement. Cette optimisation peut alors être confondue avec une optimisation horizontale. Dans ce cas, le besoin en énergie thermique est annulé, mais il est remplacé par un besoin en énergie travail, essentiellement présenté par la GCCNE. De plus, les buées comprimées ne font plus partie du procédé mais font partie de l'utilité, puisqu'elles contiennent de l'énergie assurée par une énergie externe au procédé. Par la suite, cette optimisation reste une optimisation exergétique verticale.

D'autre part, et dans le cas d'un pincement entre les vapeurs comprimées et le produit supérieur au pincement du procédé, l'échelle de l'axe des abscisses reste invariable par rapport au procédé initial, et une zone autosuffisante apparaît sur la GCCNE. Ceci est dû au fait que les paliers d'évaporation et d'ébullition ne se touchent pas sur les courbes décalées, contrairement au système où le pincement vapeur comprimées / produit est égal au pincement procédé. Le besoin en énergie thermique pour l'évaporation est alors visible, mais il est assuré par le refroidissement des buées comprimées à un niveau supérieur de température. Généralement ce pincement est le même que celui du procédé, puisqu'il est fixé par la capacité d'échange de l'évaporateur de lactosérum.

Cette ambiguïté de la double représentation de la GCCNE du procédé modifié résulte du fait que les buées représentent à la fois un flux du procédé avant compression et un flux utilité

après compression. Il est donc plus judicieux de garder la première représentation (Figure 2-12) pour mettre en valeur la récupération de l'exergie contenue dans la condensation et le refroidissement des buées. Cette représentation montrera alors l'exergie ajoutée au procédé par le travail du compresseur de la CMV.

➤ **Autre exemple d'optimisation verticale**

Le procédé de pasteurisation du lait dans l'industrie fromagère est repris. Ce procédé présente un besoin en chaleur à un niveau de température relativement bas (35 °C), ce qui permet l'installation d'une Pompe A Chaleur (PAC). Cette PAC, utilisant l'environnement comme source d'énergie est représentée alors par une ligne horizontale correspondant au besoin basse température (voir Figure 2-14). Elle consomme de l'énergie électrique noble ; un rendement exergétique moyen de 50 % est pris pour simplifier le calcul, sachant que la conception de la PAC n'est pas la cible de cette étude.

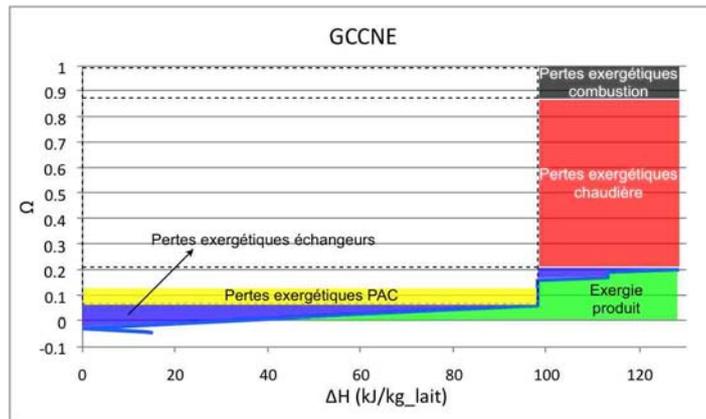


Figure 2-14. GCCNE d'une double pasteurisation avec une PAC et de la vapeur comme utilités

La Figure 2-14 représente le procédé et les pertes exergétiques après l'installation de la PAC. Les gains exergétiques sont représentés par les surfaces :

- G_1 pour les gains exergétiques au niveau des échangeurs vapeur/lait
- G_2 pour les gains exergétiques au niveau de l'échange thermique dans la chaudière (flamme/gaz de combustion/vapeur)
- G_3 pour les gains exergétiques au niveau de la combustion dans la chaudière.

Les pertes exergétiques de la PAC représentent les pertes exergétiques internes totales du système thermodynamique : les pertes du compresseur, les pertes du détendeur et celles des échangeurs. Elles sont calculées en utilisant le rendement exergétique moyen et l'équation (2.2). Par contre, les pertes exergétiques de transfert de chaleur au niveau du condenseur de la PAC ne sont pas incluses dans ce calcul, et ce parce qu'elles sont représentées par les pertes exergétiques des échangeurs de chaleur (surface bleue sur la courbe de la Figure 2-14).

$$P_{ex} = Ex_u \left(\frac{1}{\eta_{ex}} - 1 \right) \quad (2.2)$$

Avec :

- P_{ex} les pertes exergétiques internes à la PAC
- Ex_u l'exergie utile produite par la PAC. Cette exergie est représentée en effet par le besoin exergétique du procédé et les pertes exergétiques de transfert de chaleur des échangeurs entre la PAC et le produit
- η_{ex} le rendement exergétique de la PAC.

Cette représentation introduit un nouveau moyen de visualisation des pertes, gains et consommations énergétiques et exergétiques par changement d'utilité. Il est donc important de noter que la simplicité de visualisation que proposent les courbes composites (et les grandes courbes composites) associées aux avantages de l'analyse exergétique (voir chapitre 1) permet une nouvelle approche de visualisation et de détection des gains énergétiques et exergétiques potentiels.

La consommation énergétique du système est alors décomposée en deux parties :

- La demande énergétique haute température assurée par l'énergie combustible. Ainsi la somme des surfaces correspondant au besoin haute température ($\Omega > 0,65$) représente la consommation en énergie combustible
- La demande énergétique basse température assurée par la PAC. Ainsi la somme des surfaces correspondant au besoin basse température ($\Omega < 0,65$) représente la consommation en énergie électrique. En effet, cette représentation montre clairement comment une diminution (verticale) des pertes exergétiques peut conduire à une diminution de la consommation énergétique. Elle permet également la représentation sur un même diagramme des différentes consommations énergétiques (combustible, électrique, etc.), et des gains réalisables par la substitution d'énergie.

2.2.4. Comparaison des deux modes d'optimisation

Ensuite, l'illustration de deux optimisations (horizontale et verticale) sur un même diagramme est aussi possible. Dans l'exemple de la pasteurisation du lait, la modification de l'opération de transformation (passage d'une double pasteurisation à une simple pasteurisation), et la modification de l'utilité chaude apportant l'énergie au produit (passage de la chaudière de vapeur à la PAC), sont représentables sur un même diagramme (Ω - Δh). Les deux GCCNE du procédé avant et après élimination de la double pasteurisation sont représentées par la Figure 2-15.

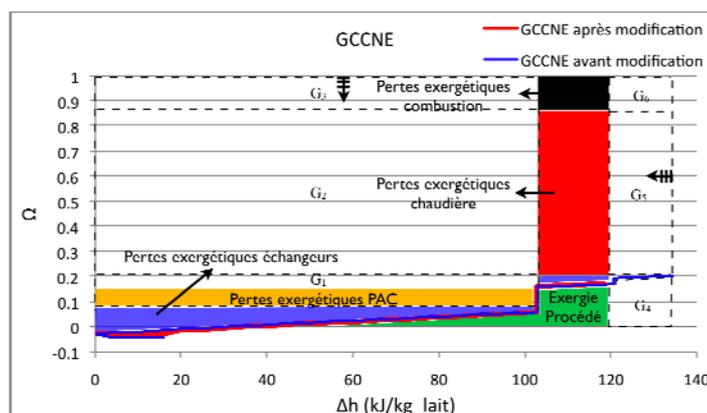


Figure 2-15. Diagramme des optimisations horizontale et verticale de l'opération de pasteurisation

Dans ce diagramme, les surfaces représentant les gains exergétiques sont :

- G_1 pour les gains exergétiques au niveau des échangeurs vapeur/lait, dus au changement de l'utilité
- G_2 pour les gains exergétiques au niveau de l'échange flamme de combustion/vapeur dans la chaudière, dus au changement de l'utilité
- G_3 pour les gains exergétiques au niveau de la combustion dans la chaudière, dus au changement de l'utilité
- G_4 pour les gains exergétiques au niveau de la demande en chaleur du procédé, dus à la modification de l'opération de transformation

- G_5 pour les gains exergétiques au niveau de l'échange flamme/gaz de combustion/vapeur dans la chaudière, dus à la modification de l'opération de transformation
- G_6 pour les gains exergétiques au niveau de la combustion dans la chaudière, dus à la modification de l'opération de transformation

Dans cette représentation, la modification de l'opération de transformation est visible par la nouvelle courbe composite du procédé.

La représentation selon le NE sert donc d'une part à minimiser à la fois verticalement et horizontalement la consommation exergétique d'où une minimisation de la consommation en énergie achetée⁵ du procédé, et d'autre part à représenter sur un même diagramme les consommations énergétiques selon différents types d'énergie (électrique, combustible...etc.). Avec cette analyse basée sur le niveau d'énergie, une comparaison entre différents procédés de fabrication est possible. En effet, sur les mêmes diagrammes, deux procédés différents peuvent être représentés, et les gains énergétiques d'un procédé par rapport à l'autre sont visibles sur les surfaces constituées par la GCCNE.

2.2.5. Critères d'optimisation

Les critères d'optimisation énergétique peuvent varier selon la demande, et donc les gains énergétiques doivent être adaptés, en particulier lors de la substitution d'énergie. En effet, dans les deux exemples montrés dans cette étude, la substitution par l'énergie électrique de l'énergie combustible peut s'interpréter différemment selon les critères recherchés. L'optimisation en général revient à diminuer la consommation énergétique totale du système. Les critères d'optimisation peuvent cependant varier.

a. Critères économiques

Il est nécessaire de baser l'étude économique en utilisant la représentation des surfaces (GCCNE) et d'en déduire les gains économiques correspondants. L'étude doit prendre en compte l'évolution des coûts des énergies sur les horizons temporels associés aux temps de retour souhaités par les industriels.

Le Temps de Retour sur Investissement (TRI) est basé sur les gains énergétiques annuels et les prix des énergies. Pour le calculer, l'équation (2.3) est utilisée, basée sur les prix des énergies, et des gains énergétiques actualisés au cours du temps. En effet, les gains énergétiques créés par les optimisations dépendent souvent de l'âge du système, il faut donc prendre en considération ces évolutions avec les évolutions des prix de l'énergie. Par ailleurs, les contrats de vente d'énergie dans l'industrie varient selon le fournisseur et l'industriel. Il existe ainsi des contrats de vente au prix fixe sur la durée totale du contrat (souvent de l'ordre de 3 ans), et des contrats de vente selon l'évolution du marché de l'énergie où le prix est actualisé par périodes bien déterminées. Il s'agit donc d'utiliser le prix de l'énergie achetée sur la durée de validité envisagée.

$$\sum_{i=1}^{TRI} \left(\sum_{j=1}^n G_{ij} P_{ij} \right) \Delta t \geq C_{invest} \quad (2.3)$$

Avec :

- Δt la durée d'actualisation du prix de l'énergie. Dans le cas d'un contrat prix fixe sur 3 ans par exemple, Δt est égale à 3 ans.

⁵ L'énergie achetée est dans ce cas l'énergie arrivant à l'usine quel que soit son type (combustible, électrique ou même vapeur).

- G les gains énergétiques en $\text{kJ}/\Delta t$ pour la durée i , et le type d'énergie j . En effet, comme déjà indiqué, les gains énergétiques varient avec l'âge du système, et donc doivent être actualisés selon la période concernée.
- P le prix de l'énergie j achetée pendant la durée i correspondante.
- n le nombre de types d'énergies achetées utilisées par le système. Dans le cas où le système consomme par exemple uniquement de l'électricité et un seul type de combustible, n serait égal à 2.
- C_{invest} le coût d'investissement de la solution.

Les gains énergétiques sont calculés par l'équation (2.4).

$$G = (Ie_f - Ie_i) \text{Prod} \quad (2.4)$$

Avec :

- G le gain énergétique en $\text{kJ}/\Delta t$, Δt étant l'unité de temps choisie
- Ie l'intensité énergétique du système en $\text{kJ}/\text{kg_produit}$
- Prod la production du produit par unité de temps choisie, en $\text{kg}/\Delta t$.

Et les indices f pour finale et i pour initiale.

Cependant, pour déterminer le TRI, un itération est nécessaire. En supposant l'évolution des prix de l'énergie connue sur une période suffisamment longue, il faut effectuer la somme de l'équation (2.3) jusqu'à la valeur de i qui assure l'inégalité, i serait donc le TRI.

b. Critères environnementaux

Si les critères d'optimisation sont des critères environnementaux, comme les émissions de Gaz à Effet de Serre (GES), l'équation (2.5) servira à déterminer la rentabilité de la nouvelle solution par rapport au système classique. Elle peut être traduite en prix dès que l'industriel est éligible aux permis d'émissions.

$$\sum_{i=1}^n G_i Fe_i \geq 0 \quad (2.5)$$

Avec :

- G_i le gain en consommation correspondant au type d'énergie i , en $\text{kJ}/\text{kg_produit}$
- Fe_i le facteur d'émission de GES en (teqCO_2/kJ) du type d'énergie i
- n le nombre de types d'énergies achetées utilisées par le système. Dans le cas de la présence d'une seul type de combustible et de l'électricité, n est égal à 2.

2.3. Résultats de l'Analyse Procédé

Les résultats de l'AP serviront à la détection des solutions d'améliorations de la performance énergétique du site industriel audité. Les résultats doivent être génériques et servir pour le secteur industriel considéré. Il est donc important de rapporter les résultats des calculs à l'intensité énergétique du produit, et d'identifier les paramètres variables selon l'usine. Ces paramètres sont généralement liés aux critères de productivité de l'usine fixés par l'entreprise (voir définition paragraphe 2.1).

L'AP sert donc à déterminer le(s) MPT(s) du produit respectant les critères de qualité et de productivité de l'usine. Le procédé intégrant les MPT est déterminé par une comparaison énergétique et exergétique des différents procédés existants.

Il s'agit donc de calculer les grandeurs définissant le procédé de transformation optimal. Ces grandeurs sont :

- la consommation idéale en kJ/kg ; cette consommation idéale n'est autre que l'EMR calculée
- La consommation optimale en kJ/kg ; cette consommation est la consommation du MPT déterminé dans cette étape
- le rendement optimal du procédé ; ce rendement est le rapport entre l'EMR et la consommation optimale du MPT.

3. Le synoptique du système de production

Etablir le synoptique du système de production revient à faire une description du procédé de fabrication du produit appliqué au site industriel étudié, et les différentes utilités et consommations énergétiques liées à ce procédé. La précision des données récupérées sur site, qui est directement liée au niveau d'audit, déterminera la précision des résultats de l'analyse. Les différents niveaux d'audits énergétiques sont définis au chapitre 1. La Figure 2-16 représente schématiquement le synoptique du système de production qui comprend les opérations de traitement du produit, des coproduits, ainsi que le traitement des déchets et effluents, et la quantité d'énergie contenue dans les effluents et déchets sortant de l'usine.

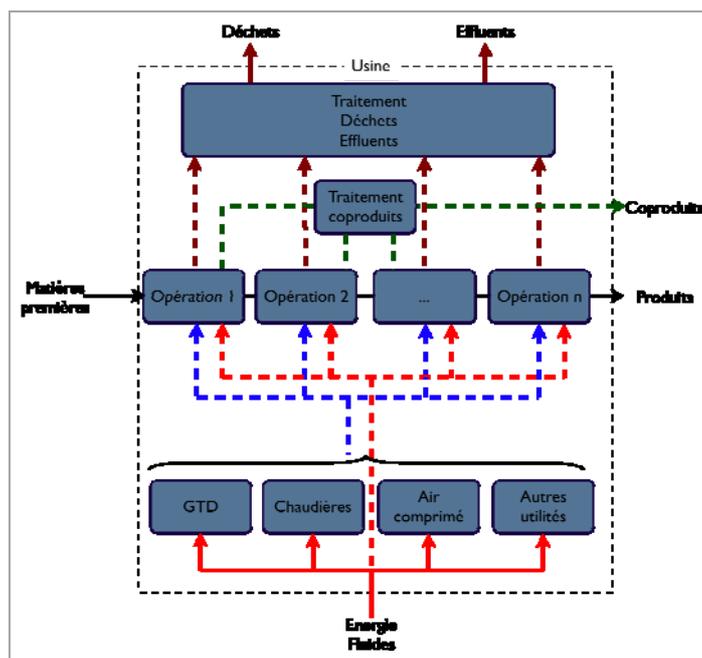


Figure 2-16. Schéma d'un synoptique d'usine

Selon le niveau d'énergie, il s'agit dans cette étape de déterminer la consommation énergétique des différentes opérations. Cependant, et pour des niveaux d'audit moins précis comme le « walk-through » audit (voir chapitre 1), il s'avère nécessaire de remplacer certaines données non disponibles par des valeurs estimées en utilisant les hypothèses convenables. Ces hypothèses doivent être choisies de manière à minorer les gains énergétiques estimés. En d'autres termes, les gains énergétiques estimés lors de ce travail doivent être inférieurs aux gains énergétiques réalisables.

Pour établir les consommations des différentes opérations existant dans l'usine, il faut remonter le vecteur énergétique jusqu'à l'énergie achetée, en passant par le rendement des

différentes utilités. La Figure 2-17 représente schématiquement le vecteur énergétique d'une opération particulière.

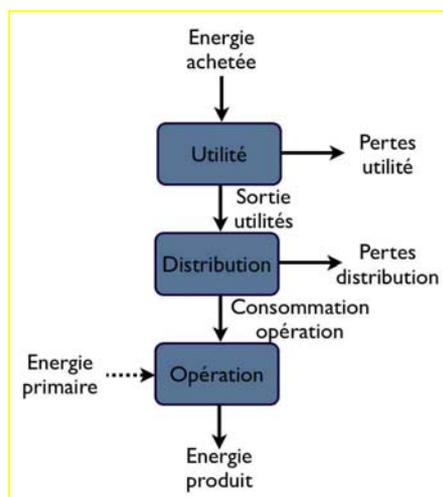


Figure 2-17. Vecteur énergétique de l'opération unitaire à l'énergie primaire

Des guides de relevés de données énergétiques sur site industriel existent, à l'image du référentiel de l'AFNOR pour le diagnostic énergétique [AFN06]. Ces guides sont utiles pour les relevés des différentes données énergétiques, notamment celles liées aux utilités industrielles qui sont généralement indépendantes du procédé de fabrication. IPPC, dans son document sur l'efficacité énergétique [IPP08], présente également des guides d'audits énergétiques.

Les relevés de données serviront plus tard au calcul des grandeurs définissant le procédé. Ces grandeurs sont :

- la consommation réelle du système de production
- la consommation minimale du système actuel. Cette grandeur correspond à la consommation optimisée du système de production existant associé aux technologies installées. Il faut cependant noter que lors d'un audit énergétique de faible niveau, les données sont souvent insuffisantes pour la détermination de la consommation réelle du système de production, et par suite la consommation minimale sera utilisée. Cette grandeur sert à calculer les gains énergétiques par optimisation du système de production actuel sans modifications
- les pertes énergétiques, déterminées par la différence entre l'EMR et la consommation actuelle.

Ces grandeurs représentent l'intensité énergétique de la fabrication du produit respectivement selon le système de production actuel, puis après optimisation énergétique du système actuel, et enfin après remplacement du système par le MPT.

4. Analyse des résultats

Cette étape sert à déterminer les améliorations potentielles de l'efficacité énergétique du système de production. Elle est principalement basée sur l'analyse des pertes énergétiques du procédé et des utilités. L'analyse des pertes énergétiques établit les rendements énergétiques de chaque opération et situe chacune des opérations puis le procédé tout entier sur une échelle d'efficacité énergétique. Cette analyse vise aussi à déterminer les causes de ces pertes. Certaines pertes énergétiques sont fatales tel que le procédé est conçu et par suite ne sont pas éliminables. Les pertes énergétiques doivent être classées en deux grands types : les pertes énergétiques fatales et les pertes énergétiques non-fatales.

Cependant, il faut garder à l'esprit que ce qui est une perte fatale pour une opération unitaire donnée ne l'est plus forcément pour une autre opération unitaire alternative.

4.1. Les pertes énergétiques fatales

Les pertes énergétiques fatales sont définies comme étant les pertes énergétiques liées directement à un procédé de fabrication déterminé. Elles constituent le surplus de consommation énergétique lié à la méthode de transformation ou au procédé industriel lui-même. Cette consommation énergétique n'est pas absorbée par le produit, comme l'énergie absorbée par les moules et les convoyeurs dans certains procédés. Les pertes énergétiques fatales sont calculées par la différence entre la consommation minimale du système actuel et l'EMR.

L'élimination des pertes énergétiques fatales nécessite donc un changement soit du procédé, soit de la méthode de transformation du produit. Dans la partie suivante, des exemples seront présentés pour illustrer le concept de pertes énergétiques fatales.

4.1.1. Pertes fatales liées au procédé

Les pertes fatales liées au procédé sont les pertes fatales dont la diminution ou l'élimination induira un changement au niveau du procédé mais pas au niveau de la méthode de transformation. Un exemple de l'industrie chocolatière illustre ce cas.

Une des étapes de la fabrication du chocolat en tablettes est le refroidissement du chocolat dans les moules. Il s'agit de refroidir le chocolat de la température à laquelle il se trouve pendant les étapes précédentes (30 °C environ) à une température de stockage de l'ordre de 5 à 8 °C. Pour ce faire, le chocolat chaud est convoyé dans des moules qui passent dans un tunnel de refroidissement.

Pour refroidir le chocolat en gardant le goût et la texture souhaités, il est nécessaire de refroidir le moule à une vitesse de refroidissement bien déterminée. Après l'étape de refroidissement, le moule est réchauffé pour que du chocolat y soit à nouveau versé. Le refroidissement du moule, ainsi que son réchauffage constituent des pertes énergétiques, puisque l'énergie dépensée n'est pas absorbée par le produit. Il s'agit donc de pertes énergétiques fatales liées au procédé.

Pour éliminer ces pertes (ou du moins les minimiser), il s'agit de reconcevoir les moules de sorte à ce qu'ils absorbent moins d'énergie, tout en conservant la qualité du chocolat qui se traduit par la vitesse de refroidissement.

4.1.2. Pertes fatales liées à la transformation du produit

Les pertes fatales liées à la transformation du produit sont les pertes énergétiques dont l'élimination ou la minimisation nécessite un changement de méthode de transformation du produit. L'exemple de la pasteurisation du lait est repris pour illustrer ce concept. En effet, comme déjà cité au paragraphe 2.2.2, la double pasteurisation ne s'avère pas nécessaire pour la qualité du produit, elle consomme bien sûr une quantité d'énergie supérieure à celle consommée par une simple pasteurisation. Ce surplus de consommation est considéré comme une perte énergétique fatale liée à la méthode de transformation du produit.

L'élimination de cette perte énergétique nécessite alors un changement de la méthode de transformation du produit. Ce type de pertes énergétiques nécessite une modification radicale du procédé de transformation du produit en conservant la qualité de ce dernier. Il faut donc une expertise suffisante du point de vue sécurité alimentaire et qualité organoleptique pour que le management de l'unité de production accepte de réexaminer cette modification profonde du procédé de transformation.

4.1.3. Elimination des pertes fatales

Les résultats de l'Analyse Procédé se conjoignent avec ceux de l'analyse des pertes énergétiques. Le changement du procédé pour le remplacer par un MPT déterminé dans l'AP permet la minimisation (voire l'élimination) de ces pertes.

La valeur ajoutée de l'étape AP est vérifiée par l'analyse des pertes énergétiques du procédé courant. L'optimisation du procédé de transformation du produit sert directement à éliminer les pertes énergétiques fatales considérées comme nécessaires par les méthodes d'analyse traditionnelles.

La comparaison s'effectue alors entre le procédé existant et le MPT déterminé dans la première étape. Deux types d'actions visant à améliorer la performance énergétique du système de production étudié peuvent alors être appliqués : l'amélioration du procédé et l'amélioration de la méthode de transformation. Ces améliorations consistent en un remplacement du procédé actuel par le MPT. Enfin l'élimination des pertes énergétiques fatales relève d'améliorations radicales apportées au procédé, souvent accompagnées d'investissements non-négligeables, d'où l'importance des critères d'optimisation (voir paragraphe 2.2.5).

4.2. Les pertes non-fatales

Les pertes énergétiques non fatales sont les pertes dont l'élimination ne nécessite pas un changement du procédé de fabrication ni des opérations unitaires de transformation du produit. Un exemple simple et souvent rencontré de pertes non-fatales est celui des pertes énergétiques à travers les parois d'un four. La diminution de ces pertes relève d'une meilleure isolation des parois, et par la suite n'affecte ni le procédé, ni la transformation du produit.

4.2.1. Mesures des pertes non-fatales

Les pertes non-fatales sont propres à l'usine existante, et non pas au procédé industriel appliqué, et par suite elles ne sont pas estimables avant l'analyse du système de production comme les pertes fatales. Il s'agit donc d'utiliser les mesures relevées durant l'audit énergétique de l'usine.

Les pertes non-fatales résultent d'un manque d'optimisation énergétique du procédé tel qu'il est. Cet écart par rapport à un fonctionnement optimal peut être spécifique au site industriel étudié. L'analyse des pertes énergétiques non-fatales dépend donc fortement de la précision des données mesurées, et donc du niveau d'audit énergétique mené sur le site. Ces pertes sont calculées par la différence entre la consommation énergétique actuelle du système de production et la consommation minimale du système actuel.

4.2.2. Elimination des pertes non fatales

L'élimination ou la minimisation des pertes énergétiques non fatales représente les améliorations incrémentales. Ce type d'amélioration est relativement classique. Il s'agit en effet d'analyser les sources de ces pertes (pertes par dissipation énergétique aux parois, pertes pour cause de sous-dimensionnement, etc.). Une fois les sources de ces pertes déterminées, leur élimination peut être simple, même si elle nécessite dans certains cas des investissements, comme dans le cas du sous-dimensionnement d'un échangeur de chaleur.

4.3. Pertes exergetiques et optimisation verticale

Les pertes exergetiques du système actuel sont évaluées en utilisant la représentation selon la GCCNE. L'évaluation de ces pertes exergetiques permet alors de déterminer les gains exergetiques et énergétiques assurés par l'optimisation verticale, déjà étudiée lors de l'AP.

4.4. Analyse globale

Par la décomposition des pertes énergétiques de l'usine, le diagramme de SANKEY de la consommation énergétique est représenté par la Figure 2-18. Ce diagramme sert à déterminer les pourcentages de gains énergétiques réalisables par chaque type d'amélioration énergétique. Le diagramme servira alors au calcul du rendement du procédé. La limite des améliorations énergétiques réside dans le rendement optimal déterminé dans l'étape AP.

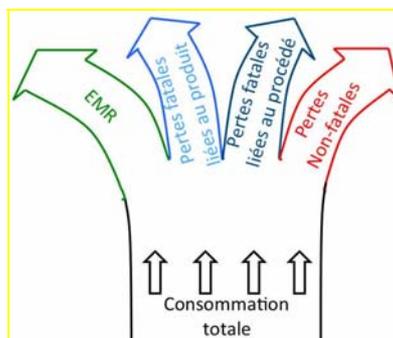


Figure 2-18. Diagramme de SANKEY de la consommation énergétique d'un procédé

5. Conclusions

Dans ce chapitre, la méthodologie d'audit énergétique appelée Analyse Energétique et Exergétique de Procédés a été présentée. Les différentes étapes de la méthode ont été illustrées à l'aide d'exemples concrets pour simplifier leur présentation. Cependant, le travail effectué sur ces exemples n'a pas été détaillé, et ceci pour se concentrer sur les méthodes et leur généralisation et non sur les exemples.

Il a été démontré que la première étape de l'analyse, appelée Analyse Procédé, est fondamentale. En effet, ce travail amont sert d'une part à minimiser le travail de l'auditeur, et d'autre part à identifier des améliorations énergétiques potentielles non identifiables par les méthodes traditionnelles. Ce travail amont doit être effectué une seule fois par type de produit, ou par opération générique de transformation, en prenant en compte la variabilité de certains éléments particuliers selon les produits. Par contre, cette analyse doit être régulièrement remise à jour en fonction des évolutions technologiques.

Le chapitre 3 de cette étude est consacré à l'AP de plusieurs opérations unitaires pour servir de première étape pour de futurs audits énergétiques, et d'autre part pour démontrer la généralité de la méthode AEEP.

6. Références

- [AFN06] AFNOR, « Référentiel de bonnes pratiques, Diagnostic énergétique dans l'industrie », 2006.
- [DOU01] H. Doudedranche, B. Camier-Caudron, J-Y.Gassi et P. SCHUCK, « Procédés de transformation fromagère », Techniques de l'ingénieur, F 6 305, 2001.
- [FEN97] X. Feng et X. X. Zhu, « Combining Pinch and Exergy Analysis for Process modifications », Applied Thermal Engineering, 1997.
- [IPP08] IPPC, « Final Draft Reference Document on Best Available Techniques in the Energy Efficiency », 2008.
- [KIS07] K. Kisssock, K. Hallinan, W. Bayder, M. Braungart, « Energy and Waste Reduction Opportunities in Industrial Processes », Strategic planning for energy and the environment, 2007.
- [VEI79] R. Veisseyre, "Technologies du lait", La maison rustique, Paris, France, 1979

Chapitre 3

Analyse Procédé de quelques opérations génériques

1. Introduction

Dans le chapitre 2, la méthodologie d'audit énergétique de procédés a été décrite en détail. Cette méthodologie est générique et peut s'appliquer sur tous les secteurs industriels. Pour montrer sa généralité, et en particulier sa première étape, une « Analyse Procédé » de certaines opérations génériques sera présentée dans ce chapitre. Ces opérations peuvent être retrouvées dans des processus de fabrication d'une multitude de produits industriels.

2. Concentration de produits liquides

L'opération de concentration de produits liquides est appliquée dans les procédés de fabrication de différents types de produits, comme le lait, le lactosérum, les effluents provenant de l'Industrie Agro Alimentaire (IAA), la métallurgie, la chimie, et d'autres secteurs industriels. Il s'agit donc d'une opération générique qui peut s'appliquer à plusieurs types de produits. Il est nécessaire de modéliser cette opération selon les critères de qualité des produits, et de la productivité des systèmes de fabrication, en vue de déterminer les Meilleurs Procédés de Transformation (MPT) disponibles.

2.1. Analyse moléculaire

La qualité du produit sortant d'une opération de concentration se mesure par le taux de concentration en matières sèches, donné par l'équation (3.1). Cependant, la concentration du produit à l'entrée s'avère importante aussi. Les deux données de concentration (entrée, sortie) étant variables d'un produit à un autre, et d'une usine à une autre, l'étude doit prendre en considération alors la quantité d'eau éliminée. Cette quantité est donnée par l'équation (3.2).

$$C = \frac{m_{ms}}{m_t} \quad (3.1)$$

Avec C la concentration en matières sèches du produit en question, m la masse et les indices :

- ms pour matières sèches
- t pour totale

$$m_{ee} = m_e \left(1 - \frac{C_e}{C_s} \right) \quad (3.2)$$

Avec :

- m_{ee} la masse d'eau éliminée
- m_e la masse totale du produit à l'entrée du système (eau + matières sèches)

- C_e et C_s respectivement les concentrations en matières sèches à l'entrée et à la sortie du système

Le critère de qualité demandé est alors fixé par la concentration finale requise et la concentration initiale. Il s'agit à présent de déterminer le(s) critère(s) de productivité. Ce(s) dernier(s) est(sont) fixé(s) par le débit de produit entrant qui, en le combinant aux taux de concentration d'entrée et de sortie, donnera le débit d'eau éliminée requis pour assurer le critère de productivité. Une fois les critères de qualité et de productivité fixés, il faut déterminer les méthodes de transformation existantes pouvant respecter ces critères. Dans le cas de la concentration, deux méthodes existent et sont largement utilisées dans l'industrie : la filtration membranaire [BOU06] et l'évaporation [LEL92].

2.1.1. Concentration par membranes

Une membrane est une barrière matérielle qui permet le passage sélectif de certains composés du fluide à traiter, sous l'action d'une force motrice comme un gradient de pression, un potentiel électrique ou un potentiel chimique [AIM04]. Selon le type de la membrane (film polymère, céramique ou métallique), l'application peut varier de la concentration en protéines pour des produits alimentaires par exemple, à la concentration en matières sèches comme pour des effluents ou autres produits. Les technologies de séparation membranaire sont nombreuses : la microfiltration, la NanoFiltration (NF), l'ultrafiltration, l'Osmose Inverse (OI), l'électrodialyse, la pervaporation, et la perméation gazeuse. Cette partie de l'étude traite de la concentration en matières sèches.

La performance de la filtration par membrane peut être mesurée par le Facteur de Réduction Volumique (FRV) donné par l'équation (3.3). Dans le cas d'une concentration en matières sèches, le FRV peut être calculé aussi à partir des concentrations initiales en supposant que les pertes en matières sèches à travers la membrane sont nulles, et aussi que le volume total est conservé. Par la suite, le FRV peut être calculé par l'équation (3.4).

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \quad (3.3)$$

Avec :

- V_i le volume initial de produit à concentrer
- V_f le volume final de produit concentré

En supposant une conservation des matières sèches et du volume total, l'équation devient

$$FRV = \frac{C_s}{C_e} \quad (3.4)$$

Pour déterminer l'utilité de la séparation membranaire pour une application donnée, il faut vérifier que cette méthode de transformation permet de respecter la qualité du produit et la productivité du système de production. Comme ces critères dépendent souvent de l'application et/ou du site de production, il s'agit de déterminer un critère général. Ce critère n'est autre que le facteur de concentration, permettant de mesurer la performance de la technologie par rapport aux critères de qualité et de productivité.

En effet, selon les technologies membranaires, les FRV peuvent varier [AIM04]. L'OI et la NF (les deux technologies principalement utilisées pour la concentration en matières sèches) peuvent atteindre des FRV de 3 et de 4 respectivement. Par la suite, pour une opération de concentration dont le FRV est inférieur ou égal à 4, les technologies membranaires peuvent respecter les critères de qualité de produit.

2.1.2. Concentration par évaporation

La concentration par évaporation consiste à évaporer une partie de l'eau contenue dans la solution à concentrer, de manière à augmenter la concentration de celle-ci. Dans le cas d'une concentration par évaporation, la performance de la transformation par rapport à la qualité du produit se mesure aussi par la quantité d'eau éliminée, qui est dans ce cas la quantité d'eau évaporée. Cette quantité est calculée par l'équation (3.2). Cette méthode de transformation nécessite un apport thermique pour évaporer l'eau, et par la suite elle peut affecter la qualité dans le cas où certains produits ne doivent pas être exposés à des températures élevées pendant un certain temps. Dans ce cas, un facteur s'ajoute à la qualité du produit, ce facteur étant le couple (Température-Temps) maximal pouvant être atteint par le produit. Ce facteur ne représente pas un facteur bloquant pour l'utilisation de la méthode de concentration [LEL92] par évaporation, mais influe sur le dimensionnement et la conception des évaporateurs.

La productivité de l'usine est mesurée par le débit de produit à concentrer, associé aux concentrations initiale et finale en matières sèches. Il s'agit donc du débit d'eau éliminée. Par ailleurs, des critères spécifiques de productivité dépendant directement de l'entreprise peuvent être rencontrés.

2.1.3. Calcul de l'EMR

Pour calculer l'Energie Minimale Requise pour la transformation du produit en respectant les critères de qualité et de productivité requis, il s'agit de comparer les deux méthodes de transformation déjà citées, et comparer leurs consommations énergétiques requises. En d'autres termes, il faut déterminer les forces motrices de chacune des deux méthodes, et ensuite déterminer le minimum d'énergie requis pour assurer cette force motrice.

➤ Concentration membranaire

La force motrice d'une concentration par membranes (NF ou OI) est le gradient de pression trans-membranaire (ΔP_{TM}). Le ΔP_{TM} minimum permet alors de déterminer la consommation énergétique nécessaire de l'opération (énergie mécanique dans ce cas). Par contre, cette grandeur dépend directement de la membrane utilisée. Pour déterminer l'EMR, il est donc nécessaire de déterminer la consommation énergétique des technologies permettant ce type de concentration, pour ne pas avoir à analyser la totalité des technologies de membranes existantes. En effet, Aïmar et al. citent des consommations énergétiques types pour la NF et l'OI. Pour la NF la consommation varie de **3 à 7 kWh/m³** de perméat (le perméat représentant la quantité d'eau éliminée). Pour l'OI la consommation énergétique varie de **7 à 40 kWh/m³** de perméat.

Finalement, pour déterminer l'énergie requise pour la concentration du produit par la méthode de transformation membranaire, il faut prendre la qualité du produit et la productivité du système de production comme critères de base. Les conclusions suivantes peuvent alors être tirées :

- pour un FRV requis inférieur à 4, la consommation énergétique requise est comprise entre 3 et 7 kWh/m³ d'eau éliminée, ou entre 10,8 et 25,2 kJ/kg_ee (kg d'eau éliminée)
- pour un FRV requis inférieur à 3, l'OI peut être utilisée, dans ce cas la consommation énergétique est comprise entre 25,2 et 144 kJ/kg_ee.

La NF permet une qualité de produit (mesurée par la FRV) supérieure à celle permise par l'OI. En même temps, elle permet une consommation énergétique minimale. Par contre, si pour une raison de productivité (culture d'entreprise, différence de compacité des technologies, etc.) il est nécessaire d'utiliser l'OI ; alors l'EMR pour assurer la qualité et la productivité serait celle de l'OI. L'étude permet le choix de la méthode de transformation la plus efficace respectant les deux critères de base de l'Analyse Procédé : la qualité de produit

et la productivité de l'usine. L'énergie nécessaire pour la concentration par membrane se calcule alors comme suit :

- Si $FRV < 4$ et NF permise $\Rightarrow EMR_m = 10,8 \text{ kJ}_{\text{mécanique}}/\text{kg}_{\text{ee}}$ (ee pour eau éliminée).
- Si $FRV < 3$ et NF non permise $\Rightarrow EMR_m = 25,2 \text{ kJ}_{\text{mécanique}}/\text{kg}_{\text{ee}}$.

Avec EMR_m pour Energie Minimale Requise pour la **concentration par membrane**.

Par ailleurs, une étude doit être menée sur la deuxième méthode de transformation possible pour ce procédé, l'évaporation. A la suite de cette étude, une comparaison des différentes méthodes de transformation ainsi que des technologies existantes permettra de déterminer l'EMR (ou une équation de l'EMR).

➤ Concentration par évaporation

La force motrice de ce type de concentration est l'énergie thermique nécessaire pour évaporer l'eau. Pour calculer l'EMR, il faut étudier l'évolution du produit au cours de cette transformation. Pour cela, il faut définir les entrées et les sorties du système, et ensuite calculer l'énergie fournie. Ce système de concentration par évaporation est représenté à la Figure 3-1. Il est rappelé que, dans cette phase de l'étude, les technologies et différentes installations ne sont pas étudiées mais uniquement l'évolution du produit au cours de cette transformation.

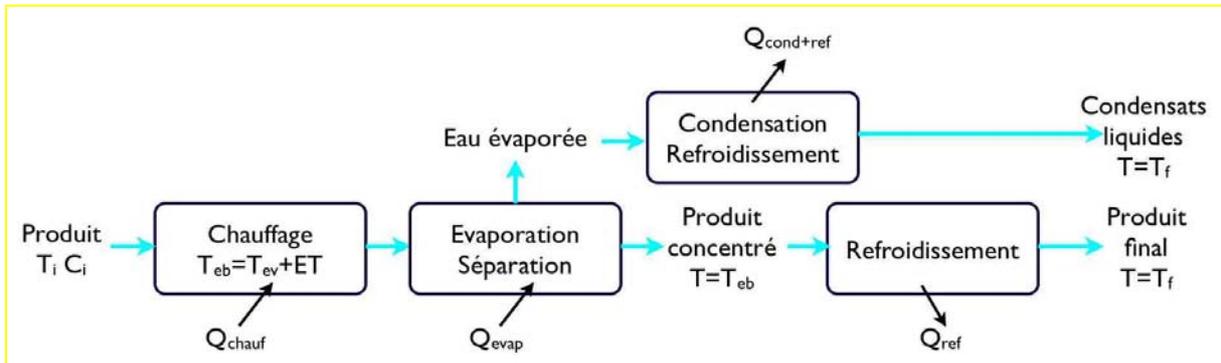


Figure 3-1. Procédé de concentration par évaporation (description de l'évolution du produit)

Avec :

- ET écart de température d'ébullition
- Q_{evap} la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation de la quantité d'eau nécessaire
- Q_{chauf} la quantité de chaleur nécessaire au chauffage du produit à la température d'évaporation
- $Q_{\text{cond+ref}}$ la quantité de chaleur fournie par la condensation et le refroidissement des buées
- Q_{ref} la quantité de chaleur fournie par le refroidissement du produit concentré

Généralement les températures de refroidissement finales des condensats liquides et du produit final sont égales à la température d'entrée du produit, ce qui implique que la somme des quantités de chaleur nécessaires au chauffage et à l'évaporation du produit ($Q_{\text{chauf}} + Q_{\text{evap}}$) est égale à la somme des quantités de chaleur fournies par la condensation et refroidissement des buées et par le refroidissement du produit concentré ($Q_{\text{cond+ref}} + Q_{\text{ref}}$). Par contre, pour récupérer la chaleur latente de changement de phase, il faut un écart de température fini. Pour cela, l'énergie minimale requise est l'énergie nécessaire à la création de cet écart de température, mesurable par un calcul exergétique. L'introduction d'une Compression Mécanique de Vapeur (CMV) est une option intéressante énergétiquement, sa

consommation revient à l'exergie nécessaire pour créer l'écart de température nécessaire pour assurer la récupération de l'énergie contenue dans les buées chaudes. Le schéma de principe d'un tel procédé est présenté à la Figure 3-2. Par ailleurs, l'écart de température nécessaire peut être assuré par la diminution de la température d'évaporation d'une partie du produit par rapport à la température initiale, créant ainsi l'écart requis. Ce procédé est appelé concentration à multiples effets, et son analyse énergétique et exergetique, ainsi que celle de la CMV seront présentées dans le paragraphe suivant.

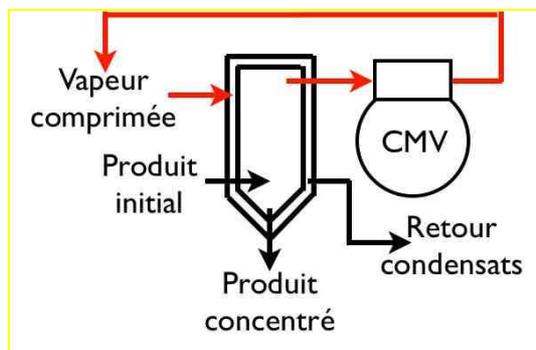


Figure 3-2. Schéma de principe d'une compression mécanique de vapeur appliquée à l'évaporation

Par ailleurs, lorsqu'un usage externe de l'énergie contenue dans les buées est possible, l'augmentation du niveau de température de ces dernières n'est pas nécessaire, dans ce cas cette opération fera l'objet d'une intégration dans un système global.

Les critères de productivité sont aussi dans ce cas directement liés au débit d'eau éliminée. Cependant, il reste des critères de productivité qui dépendent directement de l'industriel et qui sont spécifiques. Par ailleurs, une fois la consommation minimale de la concentration par évaporation déterminée, une comparaison doit être introduite entre les deux modes de transformation.

2.2. Analyses énergétique et exergetique

Comme déjà montré lors du calcul de l'EMR, cette dernière peut varier selon la qualité du produit et les critères de productivité requis. Cette variation entraîne un changement de la méthode de transformation. Il s'agit donc de déterminer la consommation minimale selon les différentes méthodes de transformation.

➤ Concentration par membrane

Comme déjà montré dans le paragraphe 2.1.3, dans le cas où la meilleure méthode de concentration est la concentration par membrane (voir organigramme de décision **Erreur ! Source du renvoi introuvable.**), l'EMR est déterminée selon la technologie de membrane utilisée, puisque la force motrice de la transformation dépend directement de la technologie utilisée. Par la suite la consommation optimale correspond à l'EMR, et possède la même valeur en énergie électrique.

➤ Concentration par évaporation

Dans le cas d'une concentration par évaporation, et pour déterminer le système consommant le moins d'énergie, il est important d'étudier les courbes composites du produit. Pour ce faire, un exemple de concentration de lactosérum, avec les hypothèses ci-après sera traité. Cet exemple peut ensuite servir de modèle de calcul pour d'autres types de produits, en adaptant les différents paramètres.

- Ecart de température d'ébullition de 5 K. Cet écart correspond à un produit de concentration particulière (12 % de matières sèches). En effet, l'étude présentée traite d'un exemple de cas particulier, pouvant être généralisé. Lors d'une étude se

confrontant à un autre cas, il suffit de changer les valeurs particulières sur le modèle de calcul pour adapter les résultats.

- L'évaporation de l'eau se fait à la température de saturation de celle-ci à la pression atmosphérique (100 °C).
- Les pertes énergétiques par les parois de l'évaporateur (convection et rayonnement) sont négligeables.
- Les pertes massiques de la vapeur d'eau éliminée de la solution sont nulles.
- Facteur de Réduction Volumique, FRV = 5.
- Les différentes consommations sont toutes rapportées à l'unité de masse d'eau évaporée.
- En utilisant le FRV et la masse d'eau éliminée, les masses initiale et finale de lactosérum, ainsi que les concentrations sont calculées ; les valeurs sont données au Tableau 3-1.
- La chaleur massique du lactosérum liquide (c_p) est égale à celle du lait [ENG08], et sa variation avec la variation de la concentration est proportionnelle à la variation de la concentration en masse des matières sèches.
- $\Delta T_{\min} = 10 \text{ K}$.

Tableau 3-1. Flux chauds et froids pour la concentration de lactosérum

Flux	Opération	m (kg/kg_ee)	T_e (°C)	T_s (°C)	c_p (kJ/kg.K)	ΔH (kJ/kg_ee)
Froids	Chauffage Lactosérum	1,25	5	105	3,77	471,3
	Evaporation	1	100	100	--	2256,8
Chauds	Refroidissement Lactosérum concentré	0,25	105	5	2,13	-94,3
	Condensation buées	1	100	100	--	-2229,93
	Refroidissement condensats	1	100	15	4,18	-355,3

Selon la définition introduite par la méthode du pincement, les variations d'enthalpie des différents flux sont calculées selon l'équation (1.1), et par la variation de l'enthalpie du flux pour le changement de phase. La consommation énergétique du procédé est alors de 2 324 $\text{kJ}_{\text{ch}}/\text{kg}_{\text{ee}}$. La valeur élevée de cette consommation énergétique s'explique par les températures égales de l'évaporation et de la condensation des buées. En effet, ces températures sont toutes les deux égales à 100 °C, et l'énergie disponible dans les buées est uniquement récupérable pour chauffer le lactosérum de 5 à 100 °C. Pour mieux comprendre et visualiser l'effet des niveaux de température auxquels sont disponibles les différents flux énergétiques du procédé, il faut étudier la Grande Courbe Composite (GCC) [LIN98]. Les CC et la GCC sont toutes les deux présentées à la Figure 3-3.

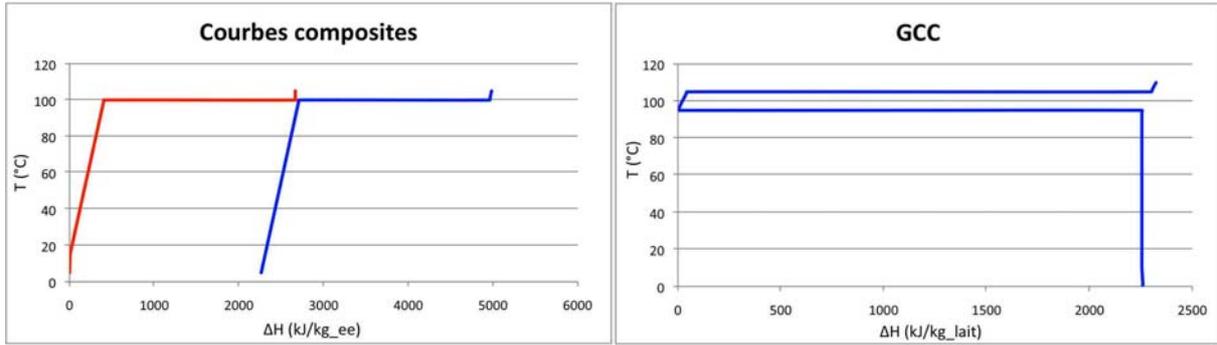


Figure 3-3. GCC de la concentration de lactosérum

L'EMR sert à identifier les raisons de la grande consommation énergétique de ce procédé. En effet, l'EMR calculée par l'équation **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** prend uniquement en compte la variation de l'énergie interne entre l'entrée et la sortie du procédé, et suppose une récupération totale de l'énergie existante dans les buées. Par contre, une analyse exergétique montre que cette énergie ne peut être totalement récupérée. Ceci est dû aux niveaux de température égaux qui imposent des niveaux d'énergie égaux et une impossibilité pratique d'échange thermique. Il s'agit donc, et pour se rapprocher de l'EMR, de modifier le procédé de sorte à permettre la récupération de l'énergie existante dans les buées. Ceci revient à une optimisation horizontale par modification du procédé (voir chapitre 2).

Une quantité d'énergie disponible (correspondant à la condensation de la buée) et un besoin en énergie thermique (correspondant à l'évaporation du lactosérum) forment deux paliers énergétiques de part et d'autre du pincement. La récupération énergétique par échange direct est donc impossible. Pour diminuer la consommation énergétique du système, il faut donc développer un moyen permettant cette récupération énergétique.

2.2.1. Optimisation horizontale

Pour récupérer l'énergie contenue dans les buées, il faut effectuer une évaporation à plusieurs étages appelés effets. La pression du produit est diminuée entre l'effet i et l'effet $i+1$ dans le but d'évaporer ce dernier à une température de saturation inférieure, permettant ainsi l'échange de chaleur entre les buées sortant de l'effet i et le produit à l'effet $i+1$. Le principe de fonctionnement est décrit à la Figure 3-4 qui présente un exemple de concentration à 4 effets. Pour étudier la consommation de ce type de concentration par évaporation, le même produit (lactosérum) sera étudié avec les mêmes caractéristiques de qualité. Il est à noter que théoriquement le nombre d'effets peut être infini, mais ceci nécessitera un coût d'investissement infini, représenté par le nombre d'évaporateurs. Dans le marché, les installations de concentration par multiples effets varient entre 3 et 6 effets [LEL92].

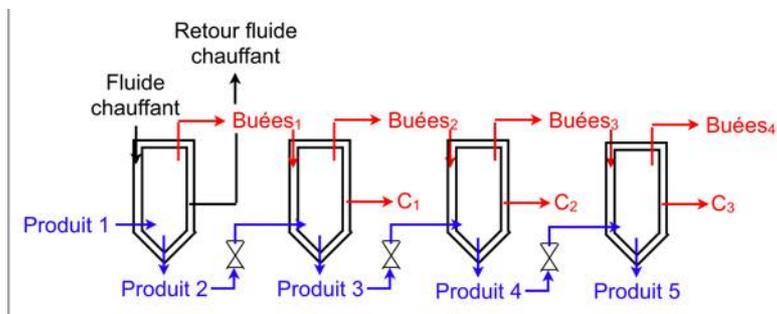


Figure 3-4. Principe de fonctionnement d'un concentrateur à multiples effets

Avec C_i les condensats résultant de la condensation des Buées $_i$.

Tableau 3-2. Flux énergétiques du procédé de concentration de lactosérum à 4 effets

Flux	Opération	Produit	m (kg/kg_ee)	Te (°C)	Ts (°C)	c _p (kJ/kg.K)	ΔH (kJ/kg_ee)
Froids	Chauffage Produit 1	Produit 1	1,25	5	105	3,77	471,25
	1 ^{er} effet évaporation	Produit 1	0,25	100	100	--	564,16
	2 ^{ème} effet évaporation	Produit 2	0,23	90	90	--	528,44
	3 ^{ème} effet évaporation	Produit 3	0,24	80	80	--	545,53
	4 ^{ème} effet évaporation	Produit 4	0,24	70	70	--	562,27
Chauds	Refroidissement	Produit 5	0,25	70	5	2,13	-34,61
	2 ^{ème} effet condensation	Buées 1	0,25	100	100	--	-564,17
		Condensats 1	0,25	100	15	4,18	-88,83
	3 ^{ème} effet condensation	Buées 2	0,25	90	90	--	-570,67
		Condensats 2	0,25	90	15	4,18	-78,38
	4 ^{ème} effet condensation	Buées 3	0,25	80	80	--	-577,04
		Condensats 3	0,25	80	15	4,18	-67,93
	Buées restantes	Buées 4	0,25	70	70	--	-583,27
Condensats 4		0,25	70	15	4,18	-57,48	

Les flux du procédé sont présentés au Tableau 3-2, les courbes composites à la Figure 3-5. Selon la définition introduite par la méthode du pincement, les variations d'enthalpie des différents flux sont calculées selon l'équation (1.1). Pour maintenir le même pincement (10 K dans ce cas), la différence de pression entre l'effet i et l'effet $i+1$ de sorte à ce que la température de saturation de l'eau à l'effet $i+1$ soit inférieure à celle de l'effet i d'une valeur égale à ΔT_{\min} .

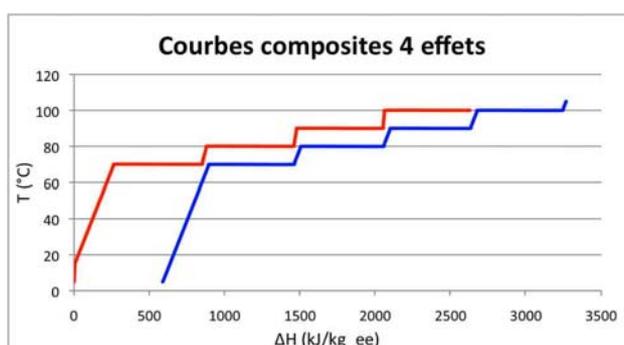


Figure 3-5. Courbes Composites de la concentration à 4 effets du lactosérum

La consommation en énergie calorifique du système est de l'ordre de 638 kJ/kg_ee. Cette consommation est due au premier effet où la température d'évaporation est de 100 °C, et par conséquent l'évaporation de cet effet n'est pas possible à l'aide de vapeurs récupérées du procédé. L'analyse exergétique de la GCCNE montre que l'exergie demandée par le procédé est diminuée horizontalement, mais augmentée verticalement. La comparaison est présentée à la Figure 3-6. La concentration à multiples effets implique un besoin exergétique du procédé de l'ordre de 144 kJ/kg_ee, tandis que la concentration à simple effet implique une demande exergétique de l'ordre de 530 kJ/kg_ee.

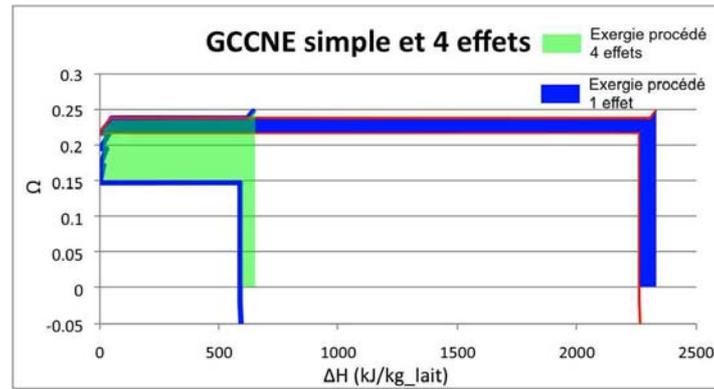


Figure 3-6. GCCNE de la concentration à simple et 4 effets

Dans ce cas, l'optimisation horizontale et l'optimisation verticale sont liées. Il faut donc effectuer ces deux optimisations en parallèle. Par ailleurs, l'optimisation verticale serait introduite par une installation d'une PAC servant à récupérer la chaleur présente dans les buées pour la restituer à une température supérieure. L'étude sera donc menée sur la concentration à simple effet. Ensuite l'influence des effets supplémentaires sera introduite.

2.2.2. Optimisation verticale par Pompe à Chaleur

La grandeur mesurant la performance d'une PAC est le Coefficient de Performance (COP). Il s'agit donc de déterminer le COP idéal de Carnot (COP_c) en vue de calculer plus tard le COP réel. En effet, les deux COP sont liés par l'équation (3.5). Il faut donc déterminer le COP_c de la PAC à installer, pour l'associer plus tard à un rendement exergétique en vue de déterminer le COP réel.

$$COP = \eta_{ex} COP_c \quad (3.5)$$

➤ Estimation du COP_c

Il s'agit de déterminer à partir des courbes composites le COP_c de la PAC à installer. En effet, le COP_c est donné par l'équation (3.6). Il peut être aussi calculé à partir des niveaux d'énergie. Ce calcul est présenté par l'équation (3.8), déduite de la somme des niveaux d'énergie de la source et du puits, le calcul des niveaux d'énergie est donné par l'équation (3.7) ([LEG79], [FEN97]). La Grande Courbe Composite des Niveaux d'Énergie (GCCNE) sert à visualiser le COP_c d'une éventuelle PAC intégrée sur le procédé (voir Figure 3-7).

$$COP_c = \frac{T_{pu}}{T_{pu} - T_{so}} \quad (3.6)$$

$$\Omega = 1 - \frac{T_0}{T} \quad (3.7)$$

$$COP_c = \frac{(1 - \Omega_{so})}{\Omega_{pu} - \Omega_{so}} \quad (3.8)$$

Avec

- Ω pour le niveau d'énergie
- T_0 la température de l'environnement (la valeur de 15 °C est utilisée pour T_0 en France [LEG79])

Et les indices :

- so pour la source de chaleur (dans ce cas la source correspond à l'évaporation du lactosérum)
- pu pour le puits de chaleur (dans ce cas le puits de chaleur correspond à la condensation des buées).

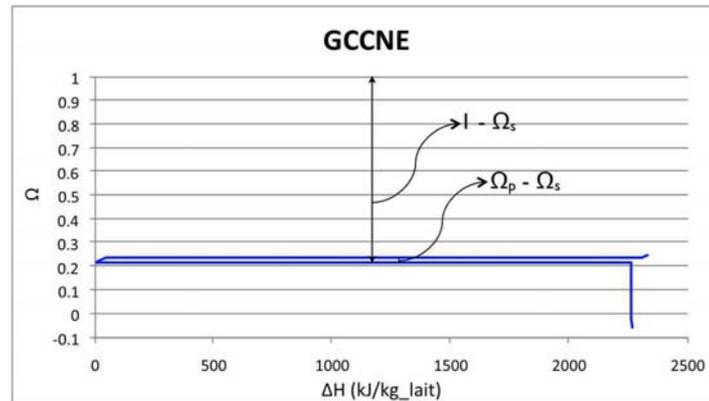


Figure 3-7. Représentation du COP_c par la GCCNE.

En introduisant l'équation (3.8), une visualisation graphique du COP_c d'une PAC intégrée sur le procédé est possible. Ce COP_c , associé à un rendement exergetique, sert alors en première estimation à déterminer la rentabilité de la PAC sans la nécessité d'une conception du système. Cette équation est générique et peut s'appliquer à tout type de procédé, à condition de respecter les pincements d'utilités ou « utility pinch » [LIN98], c'est-à-dire les pincements existants au niveau des échangeurs utilité-produit (dans ce cas l'utilité est la PAC). Pour la concentration, la PAC pouvant être introduite est une PAC à circuit ouvert appelée aussi Compression Mécanique de Vapeur (CMV). Dans une PAC à circuit ouvert, le fluide servant de source et de puits de chaleur est le même, et il sera utilisé comme fluide frigorigène (dans ce cas c'est l'eau).

➤ Détermination du cycle de Carnot équivalent

Pour prendre en compte les pertes exergetiques liées à l'échange de chaleur entre le fluide frigorigène de la PAC et le produit, il faut déterminer les paliers de condensation et d'évaporation de la PAC. Pour une CMV, l'évaporation du frigorigène est en effet confondue avec l'évaporation du produit, puisque les buées sortant de celle-ci sont utilisées comme fluide de la CMV. La température d'évaporation de la PAC est donc égale à la température d'évaporation du produit. Cette transformation peut être assimilée à un échange entre les buées non comprimées et le fluide, un échange à pincement nul. Il s'ensuit donc que Ω_{so} est égale au niveau d'énergie de l'évaporation.

Par contre, la condensation des buées comprimées doit respecter le pincement au niveau de l'évaporateur de lactosérum. La température de condensation de la PAC est égale à la température d'évaporation du lactosérum augmentée de ΔT_{min} .

Le cycle de Carnot équivalent est donc un cycle possédant une température de source égale à la température d'évaporation du produit, et une température de puits égale à la température d'évaporation du produit augmentée de ΔT_{min} .

➤ Détermination du rendement exergetique

Pour déterminer le rendement exergetique, il faut localiser les pertes exergetiques de la PAC adaptée à ce procédé de concentration (figure 3-6).

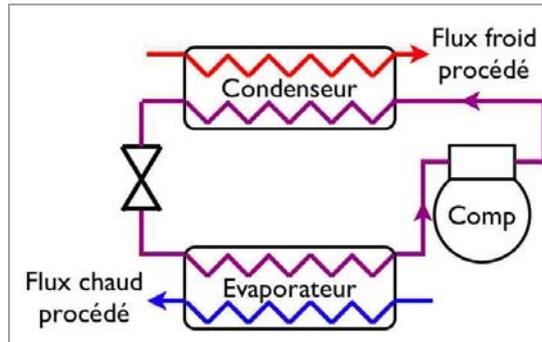


Figure 3-8. Schéma de principe d'une PAC installée sur le procédé

Comme indiqué Figure 3-8, les flux énergétiques du procédé représentent les fluides à chauffer et à refroidir par la PAC (en d'autres termes, ils représentent la source et le puits d'énergie, ou encore l'énergie utile fournie par la PAC). Les pertes exergétiques résultant du transfert de chaleur au condensateur et à l'évaporateur sont prises en compte dans la représentation surfacique de la GCCNE, ainsi que dans la détermination du cycle de Carnot équivalent. Les pertes exergétiques incluses dans le rendement à calculer sont uniquement les pertes exergétiques résultant des irréversibilités du système, et sont représentées par les pertes exergétiques du compresseur et du détendeur. La PAC à circuit ouvert (CMV) pouvant être installée sur le procédé de concentration de lactosérum est représentée schématiquement Figure 3-9.

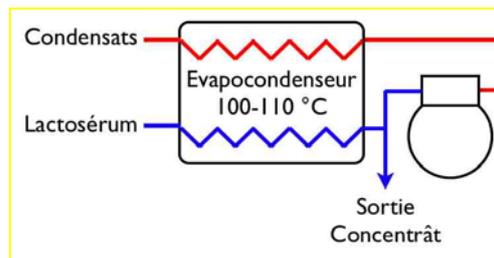


Figure 3-9. Schéma de principe de la CMV

En effet, l'évaporation du lactosérum représente la partie évaporation du fluide frigorigène de la PAC, et la condensation des buées représente la condensation. Dans une PAC à circuit ouvert, le détendeur n'existe pas, parce que les buées condensées sont rejetées à l'atmosphère ou utilisées pour un autre usage. Les pertes par irréversibilités du système sont donc résumées par les pertes exergétiques du compresseur. Le rendement exergétique de la PAC est donc égal au rendement global du compresseur (une valeur moyenne de 60 % sera utilisée dans ce cas). Un seul échangeur représente l'évaporateur et le condensateur, il est appelé évapocondenseur.

Le COP_c calculé en appliquant l'équation (3.8) au procédé de concentration de lactosérum est de 37,8. Cette valeur très élevée du COP_c est expliquée par la très faible différence de températures entre la source et le puits (10 K correspondant au pincement du procédé). En appliquant alors l'équation (3.5), le COP réel de la PAC à installer est d'une valeur de 22,7.

Il s'agit donc de déterminer, à partir du COP réel, la consommation énergétique en travail mécanique du compresseur de vapeur. Pour ce faire, il est plus judicieux de se servir du COP frigorifique (COP_f), parce que l'énergie disponible au niveau de l'évaporateur est connue, contrairement à l'énergie calorifique qui nécessiterait une étude de cycle pour son calcul. Par ailleurs, le COP_f peut être calculé à partir du COP chaud par l'équation (3.9).

$$COP_{cf} = COP_c - 1 \quad (3.9)$$

COP_{cf} étant le COP_c froid. Il est à noter que cette équivalence est uniquement vraie pour les COP de Carnot dans le cas d'une CMV. Le cycle idéal de Carnot est un cycle fermé et cette

équivalence est vraie. Cependant, le cycle réel étant un cycle ouvert, et donc l'équivalence n'est pas obtenue. Par la suite le COP_f réel calculé est de l'ordre de 22,1, et la consommation énergétique de la PAC sera d'environ 102 kJ/kg_ee (voir Tableau 3-1).

Maintenant, une étude sur le cycle de la CMV est présentée pour vérifier les résultats du calcul par la nouvelle méthode. Le diagramme (P-H) du circuit est tracé Figure 3-10.

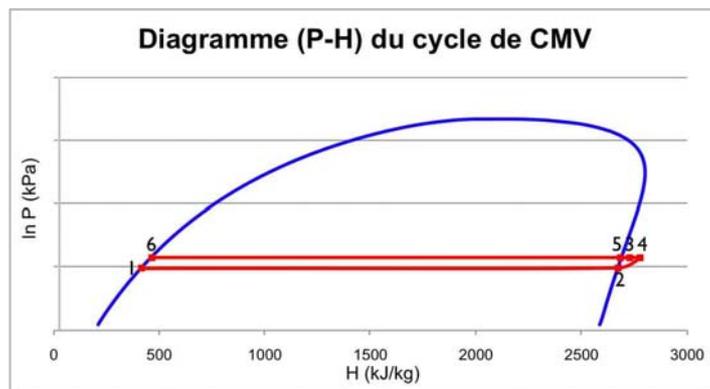


Figure 3-10. Diagramme (P-H) du cycle de compression de vapeur

Le même rendement isentropique du compresseur (60 %) est pris pour l'étude. Les différents points du cycle sont calculés et présentés Tableau 3-3.

Tableau 3-3. Calcul du cycle de compression de vapeur (par kg d'eau éliminée)

Point	Etat	Température (°C)	Pression (kPa)	Enthalpie (kJ/kg_ee)	Entropie (kJ/kg.K)
1	Liquide saturé (lactosérum)	100	101,32	419,10	1,31
2	Vapeur saturée (buées)	100	101,32	2675,77	7,35
3	Vapeur surchauffée compression isentropique	132	143,24	2737,00	7,35
4	Vapeur surchauffée compression réelle ($\eta_{is}=0,6$)	152	143,20	2777,82	7,45
5	Vapeur saturée (buées comprimées)	110	143,24	2691,31	7,24
6	Liquide saturé (condensats)	110	143,24	461,38	1,42

Le travail du compresseur est donc obtenu par la différence d'enthalpie entre le point 4 et le point 2, il est d'une valeur d'environ 102 kJ/kg_ee. Le calcul par la nouvelle méthode est donc vérifié vu l'erreur nulle. Cependant, des incertitudes sur les estimations des rendements exergetiques peuvent être présentes. Ces incertitudes pourront être déterminées lors de la conception du système.

➤ Calcul de la consommation énergétique totale du système

Pour calculer la consommation énergétique totale du système, il faut faire la différence entre la consommation d'énergie mécanique (ou électrique) et la consommation d'énergie thermique (combustible). Par contre, les méthodes de visualisation traditionnelles ne permettent pas la représentation de ces deux types de consommation énergétique sur un même diagramme. La méthode de représentation selon les GCCNE introduite dans le chapitre 2 est alors utilisée. Par l'introduction de la CMV, la condensation des buées change de température. Cependant, comme indiqué au paragraphe précédent lors de la détermination du cycle idéal de Carnot, il est supposé un échange virtuel entre les buées se

condensant à la même température et le fluide frigorigène de la PAC, cet échange virtuel se faisant à un pincement nul. La représentation de la GCCNE conserve la température de condensation initiale. La Figure 3-11 présente la consommation énergétique totale du système.

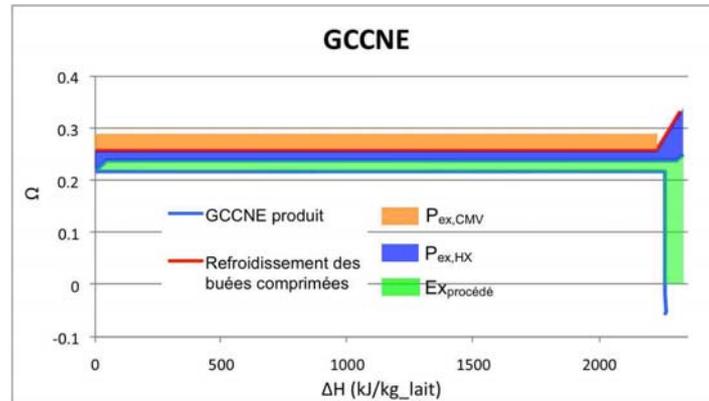


Figure 3-11. GCCNE du procédé de concentration simple effet avec CMV

Les niveaux d'énergie dans cette figure sont rapportés aux niveaux d'énergie corrigés de $\Delta T_{\min}/2$ lors de la construction de la Grande Courbe Composite [LIN98]. Cette représentation est nécessaire pour déterminer les niveaux de température des différentes utilités aux différents niveaux de température. Cependant, lors des calculs des surfaces, les valeurs réelles de ΔT_{\min} doivent être utilisées. Il est aussi noté qu'une légère demande en énergie frigorifique pour refroidir le lactosérum concentré à la température de 5 °C subsiste. Cette quantité d'énergie nécessaire est négligeable et ne sera pas traitée.

2.2.3. Optimisation combinée verticale horizontale

Il s'agit à présent d'optimiser la consommation électrique de la CMV ainsi introduite. Cette optimisation repose sur une analyse de l'équation de variation de cette consommation. Cette variation est calculée par l'équation.

$$W = \frac{Q_s}{COP_f} \quad (3.10)$$

Avec :

- Q_s la quantité de chaleur disponible à la source de la PAC (donc à l'évaporateur). Cette quantité correspond en réalité à la quantité de chaleur absorbée par le produit durant la phase évaporation, et donc la chaleur latente d'évaporation à la pression donnée (pression atmosphérique)
- COP_f est le COP frigorifique de la CMV.

Le COP_f est utilisé à la place du COP_{ch} parce que la quantité de chaleur à l'évaporateur est connue (elle correspond à la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation).

En utilisant alors l'équation (3.8), l'équation (3.10) devient :

$$W = \frac{Q_s (\Omega_p - \Omega_s)}{\eta_{ex} (1 - \Omega_p)} \quad (3.11)$$

En supposant Ω_s constante car dépendant directement de la température d'évaporation du produit, la minimisation du travail du compresseur nécessite une analyse des différents termes de l'équation.

- Ω_p : ce terme correspond à la température de condensation des buées comprimées. Cette température est fixée par le pincement sur le procédé. Diminuer le pincement revient à diminuer la température de condensation et donc le terme $(\Omega_p - \Omega_s)$ diminue et en même temps $(1 - \Omega_p)$ augmente, induisant ainsi une diminution de la consommation totale.
- Q_s : ce terme correspond à la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation. Cette quantité est directement proportionnelle à la quantité de vapeur comprimée. Par la suite, diminuer Q_s revient à diminuer la quantité de vapeur comprimée.

Pour mieux illustrer ce concept, la GCCNE est utilisée. Le numérateur de la fraction représentant le travail du compresseur (équation (3.11)) représente la surface comprise entre les deux paliers. Diminuer le travail total du compresseur peut alors être effectué de deux manières : horizontale et verticale.

➤ **Diminution verticale**

La diminution verticale revient à diminuer le terme $(\Omega_p - \Omega_s)$. Pour une température d'évaporation constante, ceci revient à diminuer le pincement du procédé.

➤ **Diminution horizontale**

Ceci revient à diminuer la quantité de vapeur comprimée. Cette diminution est possible dans le cas où l'énergie disponible par la condensation des buées est récupérable sans nécessité de compression. Ce concept est possible à l'aide de l'évaporation à multiples effets (voir paragraphe 2.2.1).

D'après la GCCNE de la Figure 3-6, l'installation d'une CMV peut être envisagée dans le cas d'une évaporation à multiples effets. Dans le cas étudié (4 effets avec $\Delta T_{\min} = 10$ K), le COP_c de cette installation est de 8,58, et cette faible valeur est due à la valeur élevée du taux de compression dû au pincement élevé et au nombre d'effets. En effet une CMV nécessitera la compression des buées sortant du dernier effet pour servir de fluide chauffant pour le premier effet (voir Figure 3-6). Or la différence de températures et par suite la différence de pressions entre le premier et le dernier effet est proportionnelle au pincement et au nombre d'effets.

Pour minimiser la consommation totale de la CMV, il faut déterminer le nombre optimal d'effets combiné avec le pincement optimal. Pour ce faire, il faut déterminer l'équation de la variation du travail du compresseur en fonction du pincement et du nombre d'effets. Il faut donc déterminer l'expression de chaque terme de l'équation (3.10) en fonction de ces deux variables.

- En ce qui concerne la quantité de chaleur Q_f , elle est égale à la chaleur latente correspondant à l'évaporation au dernier effet. En supposant une répartition égale de la quantité d'eau évaporée entre les différents effets, la quantité de chaleur est alors donnée par l'équation (3.12)

$$Q_s = \frac{Q_{1\text{effet}}}{Ne} \quad (3.12)$$

Avec Ne le nombre d'effets et $Q_{1\text{effet}}$ la quantité de chaleur correspondant à l'évaporation par simple effet, en d'autres termes la quantité d'eau éliminée.

- Le COP_f est donné par l'équation (3.13).

$$COP_f = \eta_{ex} \frac{T_{so}}{T_{pu} - T_{so}} = \eta_{ex} \frac{T_1 - (Ne - 1)(\Delta T_{\min} + RE)}{Ne(\Delta T_{\min} + RE)} \quad (3.13)$$

Avec T_1 la température d'évaporation du premier effet et RE le retard à l'ébullition. Le travail du compresseur s'exprime selon l'équation (3.14).

$$W = \frac{Q_{\text{effet}} (\Delta T_{\text{min}} + RE)}{\eta_{\text{ex}} [T_1 - (Ne - 1)(\Delta T_{\text{min}} + RE)]} \quad (3.14)$$

Par ailleurs, le rendement global du compresseur varie avec la variation du taux de compression, et le rendement exergetique de la PAC varie aussi selon le taux de compression (voir paragraphe 2.2.2). Ce taux de compression dépend de la pression du premier et du dernier effets, et aussi du ΔT_{min} . La variation du rendement exergetique doit être prise en compte. Un exemple d'étude est présenté par la Figure 3-12, avec les données suivantes :

- le compresseur possède un rendement global variant de 50 à 70 %, pour un taux de compression variant de 1,2 à 2,2, avec le maximum de rendement pour un taux de compression de 1,8. La courbe de rendement de ce compresseur est prise d'une étude sur un concentrateur industriel utilisant une CMV, cette étude est confidentielle.
- le nombre d'effets varie de 1 à 3, un 4ème effet provoquant un taux de compression minimal supérieur aux capacités du compresseur de référence.
- le pincement varie de 4 à 15 K. La valeur de 4 K est la valeur minimale que peut atteindre le pincement en maintenant un coût acceptable de l'évaporateur. Toutefois, pour 2 effets, un pincement supérieur ou égal à 10 K impose un taux de compression dépassant les capacités du compresseur considéré. De même, un pincement supérieur ou égal à 5 K provoque ce dépassement pour 3 effets.

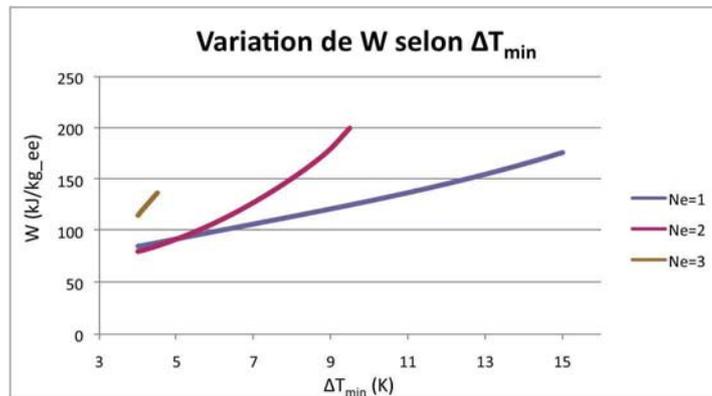


Figure 3-12. Variation du travail du compresseur en fonction de ΔT_{min}

Il est remarqué que la consommation électrique du compresseur augmente avec le nombre d'effets, à cause de la diminution du COP de l'installation. Par contre, pour des valeurs du pincement inférieures à 5 K, le taux de compression faible de la concentration à simple effet cause un rendement global faible du compresseur et par suite une consommation supérieure à celle de l'installation à 2 effets. Pour un pincement inférieur à 5 K, une concentration à double effets combinée avec une CMV est plus efficace. Le minimum de la consommation est alors à 2 effets de 80 kJ/kg_ee.

Enfin, pour le choix de l'installation optimale, il s'agit de différencier entre une nouvelle installation et une installation de remplacement. Dans le premier cas, il suffit de choisir l'installation qui permet un TRI acceptable pour l'industriel (voir chapitre 2). Par contre, pour une installation de remplacement, il est généralement plus acceptable pour un industriel de garder les évaporateurs existants (dans le cas d'une installation à multiples effets existante). Le pincement du procédé est fixé par l'installation en place, il s'agit de déterminer le nombre d'effets optimal à utiliser selon les courbes de la Figure 3-12. Toutefois, ces courbes sont données à titre indicatif, et peuvent ne pas correspondre à l'installation étudiée, selon le type

de compresseur choisi. Il est donc plus judicieux de reprendre le calcul de la courbe en utilisant l'équation (3.14) et les caractéristiques précises du compresseur.

2.3. Comparaison des deux modes de concentration

Pour comparer les deux modes de concentration, il faut déterminer la consommation minimale en se rapportant aux critères de qualité et de productivité. Les critères de qualité, comme vu au paragraphe 2.1, dépendent directement du Facteur de Réduction Volumique. Par contre, les critères de productivité dépendent de l'industriel, qui peut accepter ou refuser un mode de concentration proposé. Pour cela, le meilleur procédé sera choisi par l'intermédiaire de l'organigramme de décision présenté Figure 3-13, sa consommation serait alors la consommation minimale pouvant être atteinte pour l'opération de concentration du lactosérum. Il est à noter que la concentration de lactosérum est prise comme exemple dans ce cas. Par contre, dans le cas de l'étude de la concentration d'une autre type de produit, il suffit de modifier les paramètres nécessaires de ce produit (chaleur massique, concentration, écart de température, etc.) dans le modèle de calcul de la CMV, afin d'obtenir la consommation minimale de la concentration par évaporation, et modifier l'organigramme en conséquence.

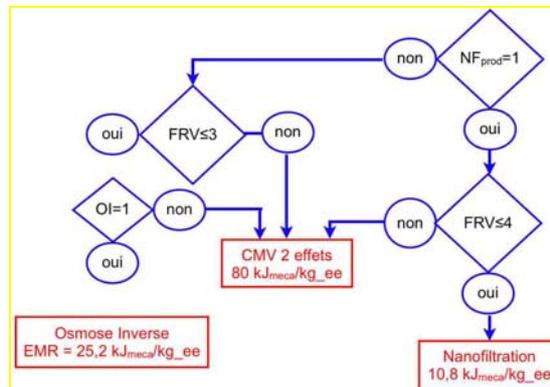


Figure 3-13. Organigramme de détermination du MPT de concentration

3. Opération de séchage des produits solides

L'opération unitaire de séchage de corps solides est une opération générique qui peut être retrouvée dans plusieurs secteurs industriels, comme la papeterie, la chimie, l'agro-alimentaire (séchage de fruits ou légumes). Il est important de noter que, dans certains procédés agro alimentaires, des opérations de cuisson de produits peuvent être assimilées à une opération de séchage, comme par exemple la cuisson du pain qui consiste à évaporer une certaine quantité d'eau existante dans le pain. Etudier ce type d'opérations serait donc intéressant, car elles présentent un potentiel de généralisation à plusieurs secteurs industriels. Une étude des différents moyens de séchage doit être effectuée de manière à prendre en considération leur effet sur la qualité du produit et/ou sur la productivité du système de production. Le séchage qui sera étudié est le séchage thermique et non mécanique (comme l'essorage). Il est supposé que les produits séchés possèdent une teneur en eau initiale qui ne peut pas être éliminée par séchage mécanique.

3.1. Analyse moléculaire et Calcul de l'EMR

Dans le cas d'une opération de séchage, les paramètres affectant la qualité du produit sont divers et donc difficiles à lister de manière exhaustive. Une revue des différentes méthodes de séchage de produits solides et leurs effets sur la qualité sera effectuée. Il est important de noter cependant, que le paramètre fondamental définissant la qualité du produit est la teneur en eau du produit à l'entrée et à la sortie de l'opération unitaire. Par analogie avec l'opération de concentration, la quantité d'eau éliminée définit donc toute opération de séchage. A ce

critère peuvent s'ajouter d'autres critères de qualité dépendant du type de produit. En général, le séchage d'un produit solide consiste à évaporer l'eau contenue dans ce dernier. Quelques contraintes imposées par différents produits existent.

- **Contraintes sur la température du gaz de séchage.** Les produits présentant des contraintes sur la température du gaz de séchage sont appelés produits thermosensibles, et leur exposition à une température élevée pendant une longue durée affecte leur qualité. Il s'agit dans ce cas d'étudier l'effet du couple (Temps-Température) sur la qualité finale du produit.
- **Contraintes sur la teneur en eau de l'air de séchage** (humidité relative de l'air). Ces contraintes s'imposent selon la structure géométrique du corps (porosité, épaisseur, etc.). Ce type de produit impose une humidité relative minimale à l'air de séchage (dans le cas d'un séchage convectif). En effet, un air de séchage à faible humidité relative produira certainement un coefficient d'échange (de matière et de chaleur) plus important, et parfois trop important. La surface du solide se sèche alors trop rapidement et devient un frein à l'échange et parfois étanche à la vapeur, c'est le phénomène de croûtage. La pression de la vapeur à l'intérieur du produit sera donc plus élevée et cette vapeur sortira du produit par explosion à travers des fissures, non souhaitées bien évidemment selon les critères de qualité. Il est donc imposé selon la structure du produit et la vitesse d'écoulement, un seuil pour la valeur de l'HR de l'air de séchage interdisant le phénomène de croûtage. Par ailleurs, et dans certains procédés comme la cuisson du pain (qui peut être assimilée à une opération de séchage à haute température de la pâte), un phénomène de croûtage est souhaité, dans la mesure où le séchage de la surface du produit est souhaité être plus important que son intérieur. Dans ce cas, il faut toujours maîtriser les phénomènes de fissurations de la surface, ce qui nécessite une humidité relative bien précise pour l'opération.
- **Contraintes sur la température du produit.** Ces contraintes sont dues à la composition chimique du produit. Elles s'imposent souvent sur la température maximale que peut atteindre le produit et le temps de maintien de cette température. En effet, certains produits peuvent se transformer, ou même brûler (par réactions chimiques ou autres) à certaines températures.

Pour respecter les différentes contraintes imposées par les produits, le transfert de chaleur de la source vers le produit doit être étudié. Trois moyens existent pour transférer la chaleur au produit : la conduction, la convection et le rayonnement.

➤ **Le séchage par conduction**

Le séchage par conduction consiste à chauffer le produit par contact avec une paroi chauffée par la source d'énergie utilisée. En général, la source d'énergie peut être de la condensation de vapeur (comme pour les rouleaux chauffeurs), par des résistances électriques ou par chauffage par induction de la pièce métallique de contact [NAD95].

Les sources d'énergie utilisées dans ce type de séchage dépendent de la géométrie du sécheur et de celle du produit. Quelques types de sécheurs par conduction sont cités dans la littérature [NAD95, VAC93, BON08], comme les tambours rotatifs, les sécheurs à cylindre tournant, etc. Le séchage par conduction est le plus utilisé pour sécher les produits minces (papiers, purée) et ceci pour éviter les phénomènes de croûtage pouvant prendre place au niveau de la surface de contact du produit, le coefficient de transfert conductif entre la surface chauffée et le produit étant élevé. Les sécheurs conductifs facilitent la récupération de l'eau évaporée.

➤ **Le séchage par convection**

Le séchage par convection est le plus utilisé dans l'industrie. Il consiste à chauffer le produit par un gaz (généralement l'air). Selon le type de produit, l'écoulement du gaz de séchage

peut varier entre écoulement parallèle (appelé aussi léchage) à co-courant ou contre-courant, ou perpendiculaire au produit (courants croisés). Les courants croisés produisent un coefficient d'échange plus élevé, et permettent un échange direct avec l'intérieur du solide. Leur application dépend de la géométrie du produit (porosité, taille des pores, etc.), cette géométrie déterminant la capacité du gaz de séchage à pénétrer le produit.

Les sources d'énergie utilisées dans ce type de séchage pour chauffer le gaz de séchage varient selon la géométrie du sécheur, la composition du gaz de séchage, etc. Quelques types de chauffage du gaz de séchage sont cités dans la littérature [NAD95].

- Chauffage direct : le gaz de séchage représente les gaz de combustion d'une source combustible. Ce type de chauffage d'air exige un produit dont la qualité ne peut être affectée par les gaz de combustion.
- Chauffage par échangeur : l'énergie contenue dans la source (vapeur, eau chaud, fumées de combustion, etc.) est transférée par le moyen d'un échangeur de chaleur au gaz de séchage. Les échangeurs les plus utilisés dans ce type d'application sont les échangeurs tubes-ailettes.
- Chauffage par résistances électriques : le gaz de séchage passe à travers des résistances électriques chaudes possédant une surface d'échange très élevée.
- Chauffage par capteurs solaires : des capteurs solaires chauffent le gaz de séchage. Ce type de sécheurs dépend fortement des saisons et de l'alternance jour-nuit.
- Chauffage par Pompe à Chaleur : ce type de chauffage permet de récupérer l'énergie contenue dans le gaz de séchage à la sortie du sécheur. En effet, l'évaporateur de la PAC est chauffé par le gaz de séchage sortant du sécheur.

➤ **Séchage par rayonnement**

Le produit est chauffé par rayonnement. La source d'énergie est constituée d'émetteurs infrarouge mais plus généralement tous les fours à température élevée (> 900 °C) transfèrent l'énergie essentiellement par rayonnement. D'autres types de chauffage sans contact sont aussi utilisés, notamment les micro-ondes qui permettent de faibles puissances. Les micro-ondes agissent sur les molécules d'eau contenues dans le produit, créant ainsi une forte agitation moléculaire de l'eau conduisant à son chauffage et par suite son évaporation. Les micro-ondes sont efficaces dans la mesure où ils permettent un séchage volumique direct et non surfacique.

Cette courte description des modes de séchage vise à poser les bases d'une méthodologie de calcul et d'optimisation énergétiques de l'opération, selon les contraintes générales imposées par le produit, pour calculer l'EMR et ensuite déterminer le(s) meilleur(s) procédé(s) de transformation.

Calcul de l'EMR

Le point commun de tous les types de séchage est la méthode d'élimination de l'eau qui est la vaporisation. Pour déterminer l'EMR, il s'agit de décrire le procédé de manière générique de sorte à ne pas prendre en compte le produit ou la méthode de séchage. Ce procédé peut alors être assimilé à un procédé de concentration pour le calcul de l'EMR (voir Figure 3-1). En effet, les méthodes d'élimination mécanique de l'eau ne sont pas appelées séchage, et donc par opération de séchage est entendue toute opération thermique consistant à évaporer l'eau contenue dans le produit traité.

Donc, par analogie avec l'opération de concentration, et étant donné que la récupération de l'énergie contenue dans l'eau éliminée nécessite un gradient de température fini, il est nécessaire d'effectuer l'analyse énergétique et exergétique des courbes des niveaux d'énergie, afin de déterminer la consommation minimale de l'opération.

3.2. Analyses énergétique et exergetique

Pour analyser l'opération de séchage, il faut étudier l'évolution du produit lors de cette opération. Il s'agit donc de tracer ses courbes composites, pour ensuite associer le meilleur moyen de transférer l'énergie à ce produit. Cependant, l'opération de séchage est plus compliquée que celle de concentration, car l'évaporation de l'eau ne se fait pas forcément à sa température d'ébullition sous la pression de l'opération. En effet, l'évaporation de l'eau se fait à la température humide du gaz de séchage (dans le cas d'un séchage convectif) [BON08, NAD95] et à la température d'ébullition de l'eau à la pression de l'enceinte dans le cas d'un séchage conductif ou radiatif. L'étude doit s'effectuer sur chacun de ces types de chauffage, généralement imposés par la structure du produit et sa qualité finale requise.

3.2.1. Séchage conductif

Comme déjà indiqué, le séchage conductif est généralement appliqué aux produits de faible épaisseur. Le produit est rapidement porté à la température d'ébullition de l'eau à la pression de l'enceinte. Le séchage sous vide est fréquemment pratiqué pour diminuer la température d'évaporation de l'eau et donc la température de chauffage nécessaire. Il présente un avantage pour les produits thermosensibles ne pouvant pas supporter une température élevée pendant une longue durée, la température d'ébullition est alors diminuée grâce à la dépression. Lors du séchage conductif sous vide, l'élimination de l'eau se fait par vaporisation [KNE64] et donc à la température d'ébullition de l'eau à la pression considérée. Ce procédé est possible lorsque le séchage est arrêté après l'étape de séchage à température constante. En effet, l'étape de séchage impliquant une élévation de la température du produit afin d'assurer l'énergie nécessaire à la séparation de l'eau liée est supposée ne pas prendre place pour les produits thermosensibles et pour les produits minces. Dans le cas où cette étape est réellement présente, l'énergie de sorption doit être prise en compte.

Dans le cas d'un séchage à pression atmosphérique, des transferts de chaleur et de matière se font avec l'air au contact de la surface libre du produit. Ce transfert par diffusion peut souvent être négligé, surtout quand le flux de chaleur appliqué par la surface chauffante est suffisamment élevé.

Un produit possédant les propriétés suivantes a été étudié :

- Température initiale : $T_i = 15 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Température finale : $T_f = 15 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Teneur en eau initiale : $W_i = 28 \text{ } \%$.
- Teneur en eau finale : $W_f = 0 \text{ } \%$.
- Chaleur massique du produit sec : $c_p = 3 \text{ kJ/kg.K}$.
- Masse d'eau évaporée : $m_{ee} = 1 \text{ kg}$.
- Le pincement du procédé est de 10 K .
- Le procédé de séchage s'effectue à pression atmosphérique.
- A l'échelle de l'étude, la faible épaisseur du produit permet de supposer une température uniforme sur la longueur de propagation du flux de chaleur.

En réalité la teneur finale en eau n'est pas de $0 \text{ } \%$. Par contre, en supposant la teneur en eau de $0 \text{ } \%$ et en prenant en considération la quantité finale d'eau dans la détermination de la chaleur massique du produit sec, l'erreur de calcul est éliminée. Par ailleurs, dans le cas d'une étude de régime dynamique, l'eau contenue dans le produit influe non seulement sur la chaleur massique du produit mais aussi sur sa conductivité thermique, et par suite cette équivalence ne peut être utilisée. De plus, pendant le chauffage du produit, la chaleur

massique de ce dernier doit inclure l'eau présente qui est au point de se vaporiser. Pour remédier à ce problème, le flux de chauffage du produit avant vaporisation est décomposé en deux corps purs : le premier étant le produit supposé sec (avec la chaleur massique corrigée) et le second étant la quantité d'eau au point d'être éliminée. En se basant sur ces hypothèses, les courbes composites et la grande courbe composite sont tracées Figure 3-14.

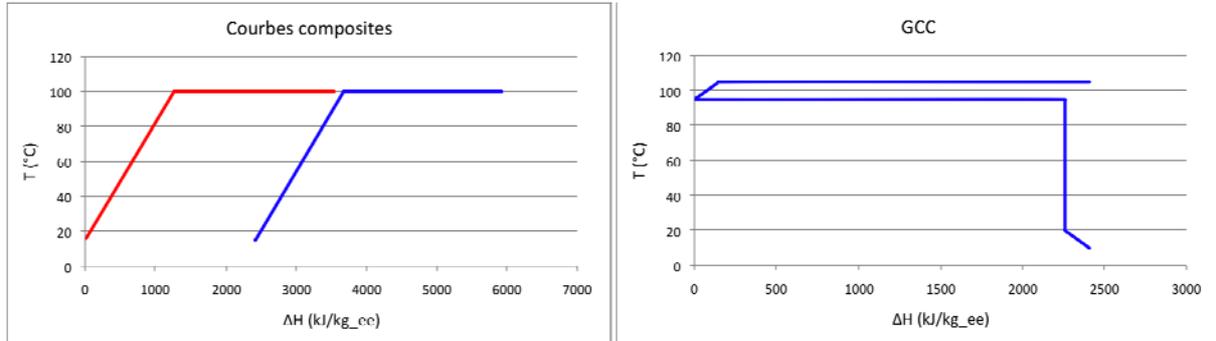


Figure 3-14. Courbes composites et grande courbe composite du produit étudié

Il est notable que les CC et la GCC sont similaires à celles de l'opération de concentration. En effet, le procédé dans le cas d'un séchage conductif est similaire, puisque le produit est chauffé à la température d'ébullition de l'eau pour ensuite évaporer l'eau contenue, la condenser et finalement la refroidir avec le produit.

➤ Optimisation horizontale

L'optimisation horizontale revient à diminuer le besoin énergétique du procédé. Par analogie avec l'opération de concentration, ceci revient à installer un séchage multiple effets. Par contre, dans le cas d'un solide, ceci est pratiquement impossible, et l'optimisation horizontale ne peut pas être effectuée.

➤ Optimisation verticale

Par analogie avec l'opération de concentration, l'installation d'une PAC est potentiellement intéressante, et ces systèmes existent déjà [NAD95]. Par contre, les PACs utilisées sont des PACs à circuit fermé, et ceci est dû à la difficulté de récupération de la vapeur sans des infiltrations d'air, infiltrations qui créent des pertes exergétiques non négligeables. Il est cependant possible d'utiliser une CMV à condition de maintenir l'étanchéité du système. La GCCNE du procédé est alors présentée à la Figure 3-15. Il est visible sur cette figure qu'un besoin en énergie thermique persiste, notamment pour le chauffage du produit. L'énergie thermique fournie par de la vapeur est donc nécessaire. La consommation finale du procédé est alors de l'ordre de $101 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kgK}$ et de $90 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg_ee}$.

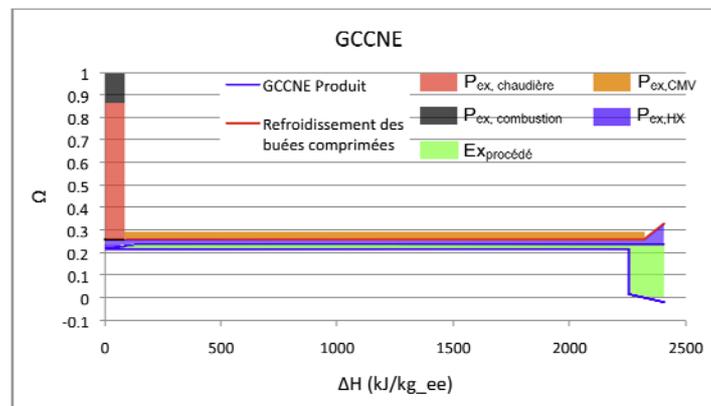


Figure 3-15. GCCNE du procédé de séchage conductif avec CMV

3.2.2. Séchage convectif

Pour étudier le séchage convectif, il faut étudier le phénomène d'évaporation. L'évaporation prenant place lors du séchage convectif est différente du phénomène de vaporisation de l'eau prenant place lors d'un séchage conductif. En effet, l'évaporation consiste en une vaporisation de l'eau par transfert de chaleur et de matière, et la température d'évaporation de l'eau dans ce cas ne correspond pas à la température de saturation de l'eau à la pression du sécheur du fait de la présence de l'air. Pour représenter les courbes composites du produit séché, il faut étudier le phénomène de séchage par convection.

Le séchage convectif comporte 3 phases.

- Mise en température du produit. La température d'évaporation de l'eau contenue à la surface du produit correspond à la température humide du gaz de séchage. La première phase du procédé de transformation consiste à porter le produit à cette température humide du gaz, alors une quantité d'eau est transférée au gaz par diffusion de matière.
- Le séchage à vitesse constante. Le produit dans ce cas reste à température constante (température humide du gaz). Une quantité suffisante d'eau contenue dans le produit se trouve à la surface en contact avec le gaz tant que le transfert d'eau de l'intérieur du produit vers la surface est suffisamment rapide pour assurer cette vitesse de séchage.
- Le séchage à vitesse décroissante. Cette étape prend place en fin de séchage lorsque la quantité d'eau liée contenue dans le produit ne se transfère pas à une vitesse suffisante vers la surface pour être évaporée. Dans ce cas, une élévation de la température du produit a lieu. Dans la plupart des cas, et surtout pour les produits thermosensibles ne supportant pas les températures élevées, le séchage est arrêté avant cette étape.

La quantité de chaleur fournie par le gaz de séchage au liquide se trouvant à la surface du produit crée une diminution de la température du gaz. Cette énergie cédée par le gaz vers le produit est compensée par l'apport en matière de la vapeur d'eau évaporée de la surface du produit. Pour mieux illustrer ce phénomène, l'air humide est pris comme gaz de séchage (l'air est en effet le plus utilisé dans l'industrie dans les sécheurs convectifs [KNE64, NAD95]).

Dans le cas d'un séchage, les flux froids sont représentés par le chauffage et l'évaporation de l'eau. En négligeant la faible évaporation ayant lieu lors de la montée en température du produit, le flux froid du procédé est l'évaporation de l'eau, tandis que le flux chaud est représenté par l'air de séchage. Cependant, l'air de séchage à l'état initial comprend une certaine humidité absolue, et évolue ensuite sur la courbe isenthalpe vers l'état de saturation, en absorbant l'eau évaporée du produit, augmentant ainsi son humidité absolue. Le cycle de l'air depuis son entrée dans le sécheur est représenté sur le diagramme de l'air humide de la Figure 3-16. Cette figure représente le cycle de l'air utilisé pour le séchage d'un produit thermosensible dont la température maximale d'évaporation est de 30 °C et l'humidité relative minimale d'attaque est de 30 %.

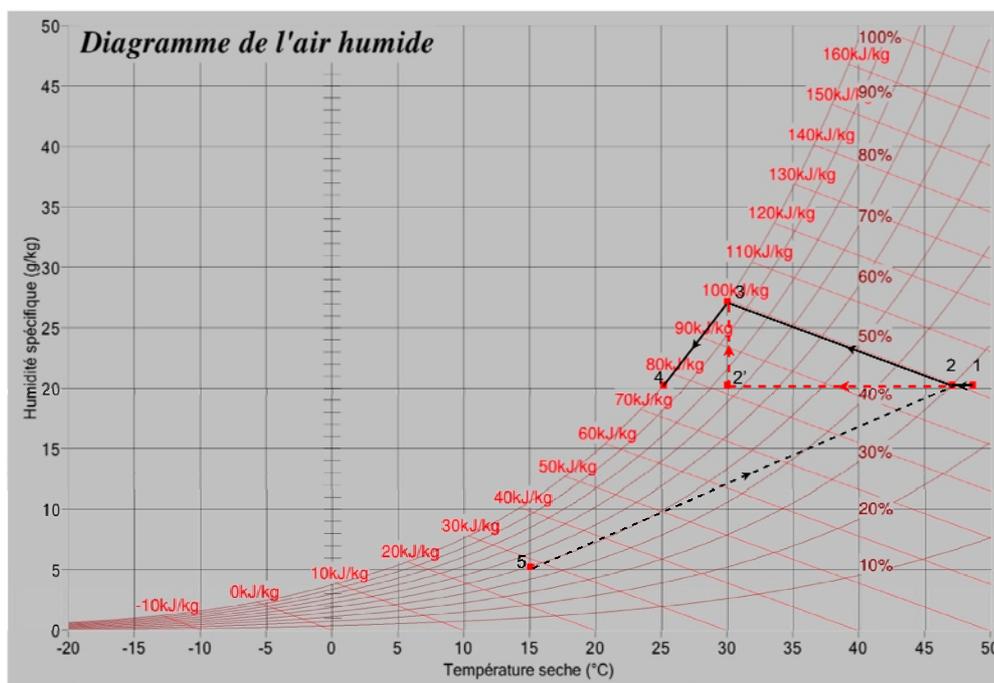


Figure 3-16. Evolution de l'état de l'air de séchage

Les différentes étapes du cycle de l'air de séchage sont :

- 1-2 : Refroidissement sensible de l'air. Dans cette étape, le produit se réchauffe pour atteindre la température humide de l'air ; la quantité d'eau évaporée durant cette étape est négligeable.
- 2-3 : Evolution isenthalpe. Le mélange air-eau absorbe l'eau évaporée de la surface du produit. Sa température sèche diminue mais son enthalpie reste constante. En réalité, sur la courbe composite, il faut distinguer l'évaporation du refroidissement de l'air. L'air à l'état 2 représente en fait le fluide utilisé. Son évolution est une évolution à humidité absolue constante (2-2'). Dans cette évolution, l'air cède de l'énergie sensible à l'eau contenue à la surface du produit. D'autre part, l'eau évaporée évolue sur une courbe à température constante égale à 30 °C (celle de saturation de l'air de séchage à l'état initial). L'eau absorbe l'énergie sensible de l'air par une évaporation à 30 °C. L'absorption de l'eau par l'air de séchage déplace le mélange du point 2' au point 3. La décomposition de l'étape 2-3 en deux étapes 2-2' et 2'-3 sert à distinguer le flux froid représenté par l'eau évaporée et le flux utilisé représenté par l'air à l'état initial 1.
- 3-4 : Evolution à humidité absolue constante. L'air de séchage est recyclé en condensant l'eau absorbée du produit. L'utilisation de l'air extérieur (généralement à une température de 15 °C et une humidité relative de 50 %, point 5) représente une consommation énergétique plus importante (voir évolution 4-1 sur le diagramme). Il est donc plus intéressant d'utiliser l'air recyclé. L'évolution 3-4 représente alors la condensation de l'air (par refroidissement).
- 4-1 : Chauffage à humidité absolue constante. Ce chauffage sert à diminuer l'humidité relative de l'air avant de le renvoyer au sécheur.
- 5-1 : Chauffage et humidification de l'air extérieur. Dans le cas du non recyclage de l'air extérieur, il doit être chauffé du point 5 (15 °C, représentant l'état moyen de l'air extérieur) à une température sèche de 48,6 °C (température sèche de l'air à l'entrée du sécheur) et ensuite l'humidifier par ajout d'eau. Cette procédure consomme visiblement une quantité d'énergie plus importante que le recyclage de l'air.

Bien que l'air de séchage représente le fluide utilisé, il est important de représenter son refroidissement (du point 3 au point 4 sur le diagramme de la Figure 3-16) comme fluide chaud sur les courbes composites. En effet, le refroidissement de l'air représente un besoin. De plus, la condensation de la vapeur d'eau évaporée du produit est confondue avec le refroidissement de l'air. Sur la Figure 3-16, la condensation de la vapeur éliminée est représentée par l'évolution du point 3 au point 2' (perte de chaleur latente), tandis que le refroidissement de l'air représente l'évolution du point 2' au point 4. En réalité l'évolution est du point 3 au point 4, et donc les niveaux de température de ces deux transformations confondues doit être visible sur la courbe composite. Les courbes composites sont présentées Figure 3-17. Ces courbes composites représentent une évolution linéaire de la température en fonction de l'enthalpie des flux thermiques chauds et froids, comme définies par Linnhoff [LIN98]. Cependant, cette linéarisation n'est pas exacte, surtout dans le cas d'un gaz (ici l'air de séchage) pour lequel la chaleur massique ne peut pas être considérée comme constante. Par contre, cette représentation sert uniquement à déterminer les potentiels de récupération d'énergie selon la variation de l'enthalpie et du niveau de température. Dans ce cas, l'erreur introduite par la linéarisation n'est pas significative, et cette représentation sera donc adoptée.

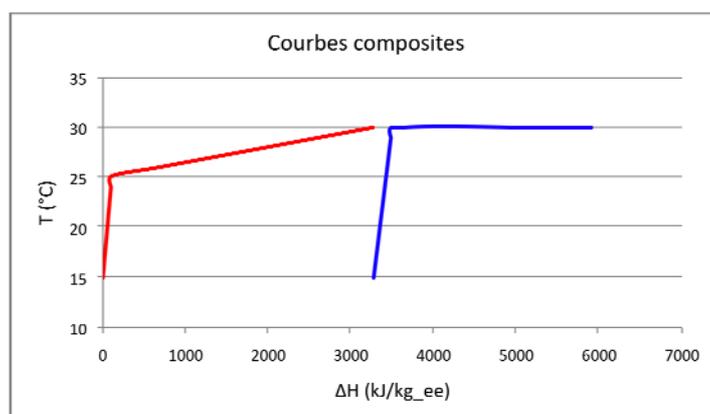


Figure 3-17. Courbes composites du procédé de séchage à l'air à basse température

Comme l'indique les courbes composites de la Figure 3-18, l'échange entre le refroidissement de l'air et le pré-chauffage du produit n'est pas possible. L'air se refroidissant en suivant sa courbe de saturation (HR = 100 %), le contact avec le produit produira une condensation de l'eau contenue dans l'air et donc un mouillage du produit, qui est contraire au but de l'opération de séchage. Le produit ne peut être préchauffé que par le refroidissement du produit sec. Cependant, cet échange n'est possible que par l'intermédiaire d'un fluide augmentant ainsi le pincement entre les deux courbes (produit sec-produit mouillé). Ce pincement permettra alors une récupération d'énergie négligeable qui présentera sûrement des coûts d'investissements supérieurs aux économies pouvant être réalisées, et donc cette récupération n'est pas rentable. Le produit entrera dans le sécheur à sa température initiale, et sera chauffé par l'air de séchage avant d'être séché. L'énergie nécessaire au préchauffage et au séchage du produit doit être entièrement assurée par l'air de séchage. Il est donc plus judicieux de représenter sur les courbes composites l'air de séchage en tant que fluide froid (pour son chauffage) à la place du produit. Cette courbe composite sera la courbe composite utilité, en rajoutant le besoin du refroidissement du produit, et ce pour représenter, sur la même courbe, la totalité des besoins en énergie thermique et la quantité d'énergie disponible au niveau des flux chauds. Les flux à représenter sont alors les suivants :

- les flux froids, composés du réchauffage de l'air recyclé après condensation de l'eau absorbée du produit
- les flux chauds composés :

- du refroidissement du produit sec. Ce produit est en effet refroidi de la température d'évaporation de l'eau (30 °C) à la température initiale (15 °C)
- de l'énergie disponible dans le refroidissement de l'air de l'état 3 à l'état 4 (voir diagramme Figure 3-16). Dans cette transformation, une partie de l'eau contenue dans le mélange air-eau (masse égale à la masse d'eau évaporée) est condensée. Par contre, cette condensation ne s'effectue pas à température constante, elle suit la courbe d'humidité relative 100 % du mélange.

Les courbes composites et la grande courbe composite sont alors tracées Figure 3-18.

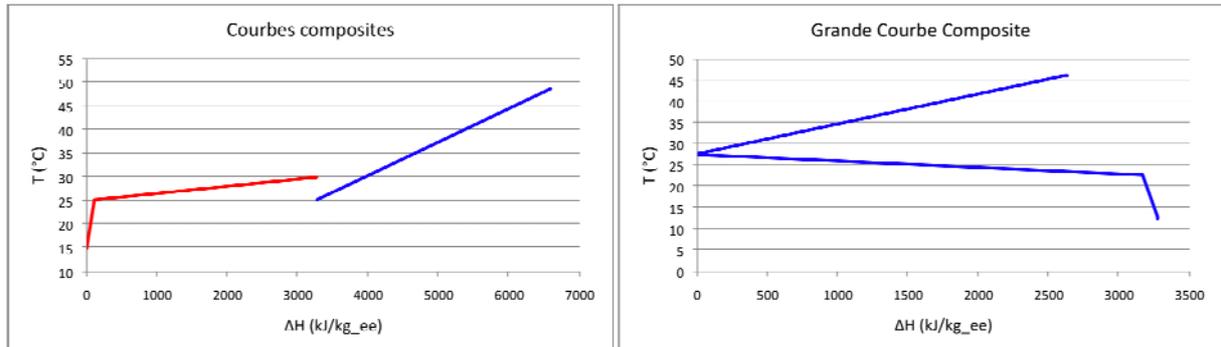


Figure 3-18. Courbes composites et grande courbe composite du procédé étudié

Pour tracer ces courbes composites, les hypothèses suivantes sont prises pour le produit et les différents flux :

- Température maximale pour l'évaporation égale à 30 °C (déterminée par un produit thermosensible ne pouvant pas dépasser 30 °C en température de séchage)
- Température initiale du produit : $T_i = 15$ °C
- Température finale du produit : $T_f = 15$ °C
- Teneur en eau initiale : $W_i = 28$ %
- Teneur en eau finale : $W_f = 0$ %. Les valeurs utilisées pour les teneurs en eau du produit sont indicatives. En effet, la teneur initiale et la teneur finale sont plus élevées. Par contre, 28 % de la masse initiale du produit humide sont évaporés en supposant que le séchage est arrêté à la fin de l'étape à vitesse constante, et l'eau restante dans le produit est prise en compte dans la masse totale et la chaleur massique du produit sec
- Chaleur massique du produit sec : $c_p = 3$ kJ/kg.K
- Masse d'eau évaporée : $m_{ee} = 1$ kg
- Le procédé de séchage est effectué à pression atmosphérique
- Pour éviter un phénomène de croûtage sur le produit, l'humidité relative de l'air de séchage à l'entrée est limitée à la valeur seuil de 30 %. Cette valeur de l'humidité relative de l'air et la température humide de 30 °C permettent d'évaluer l'humidité absolue à l'entrée, sa valeur est d'environ 20 g/kg_air_sec. Pour que l'air atteigne la courbe de saturation en recevant 1 kg d'eau évaporée, son débit unitaire doit être égal à 136 kg d'air humide par kg_ee. Ce calcul, effectué en établissant les bilans de masse sur l'air humide et sur l'eau contenue dans l'air humide, permet de déterminer la masse d'air humide disponible à l'état de saturation à la sortie du sécheur, et l'enthalpie disponible au niveau des flux chauds du procédé

Comme le montre les courbes composites de la Figure 3-18, pour un pincement supérieur à 5 K, la récupération de l'énergie contenue dans le refroidissement de l'air sortant du sécheur n'est pas possible. De plus, dans le cas où le pincement est inférieur à 5 K (ce qui

demanderait une surface d'échange non négligeable créant des coûts d'investissement très élevés), la quantité d'énergie récupérable reste négligeable devant le besoin total du procédé. Ceci est dû à la différence des niveaux de température requis pour les différents flux thermiques du système. En effet, l'énergie de récupération est disponible dans le refroidissement de l'air d'une température de 30 à une température de 25 °C, tandis que l'énergie requise pour le chauffage de celui-ci varie d'une température de 25 à une température de 48 °C environ. Une optimisation horizontale n'est donc pas possible. Cependant, l'analyse exergétique permet une optimisation verticale.

3.2.2.1. Optimisation verticale par PAC sans conception

Comme cela apparaît sur la GCCNE de la Figure 3-19, le faible niveau d'énergie des flux chauds peut être remonté par une PAC pour chauffer l'air (flux froid). Cependant, les flux froids disponibles présentent une quantité d'énergie supérieure au besoin en chaleur ; ceci est dû au fait que l'air chauffé ne contient pas l'eau évaporée, tandis que l'air sortant du sécheur contient l'eau évaporée qu'il faut condenser, ce qui crée une différence de débit massique entre l'air à refroidir et l'air à chauffer. Or, dans une PAC, la puissance thermique disponible au niveau du condenseur est égale à la puissance frigorifique disponible au niveau de l'évaporateur augmentée du travail du compresseur. D'autre part, les flux froids sont disponibles à un niveau d'énergie décroissant par rapport à l'axe des abscisses (ΔH). Si la puissance frigorifique au niveau de l'évaporateur de la PAC diminue, le COP augmente car le niveau d'énergie Ω de l'évaporation augmente. Il s'agit donc de déterminer la puissance nécessaire optimale permettant un COP maximal, ce qui implique de déterminer le COP_f pour une variété de températures de sources. Pour déterminer l'intervalle de températures de sources pour lesquelles il faut effectuer le calcul, le palier froid (voir GCC Figure 3-18) sera examiné en entier. Une fois le COP_f déterminé pour chaque température, la quantité de chaleur disponible au niveau du condenseur sera calculée et comparée à la quantité de chaleur nécessaire au niveau du palier chaud (voir GCC Figure 3-18). La température de source qui permet une différence nulle (ou minimale positive) sera utilisée comme température de source pour la PAC. Dans ce cas, un besoin frigorifique restera non assuré par la PAC. Ce besoin frigorifique peut être assuré par un système frigorifique indépendant et présentant un COP supérieur à celui de la PAC et par conséquent une consommation inférieure.

En effet, en utilisant la température de source optimale, la quantité d'énergie à haute température sera produite uniquement pour le besoin thermique du procédé, avec un surplus minimal en chaleur (voire nul dans le cas idéal). Par contre, l'utilisation de la totalité des flux chauds comme source de chaleur pour la PAC, induira une diminution du COP ainsi qu'une production d'un surplus de chaleur non négligeable. Dans le cas où cette chaleur n'est pas utilisable au même niveau de température (hors opération de séchage), son évacuation entraîne des pertes exergétiques non négligeables. Le besoin frigorifique résiduel peut être assuré par un système frigorifique qui présente un COP plus élevé que celui de la PAC, car sa température de condensation est proche de celle de l'environnement et par suite inférieure à celle de la PAC. La détermination de cette température de source donne en résultat une température corrigée de l'ordre de 24,3 °C correspondant à une température des flux chauds de 26,8 °C. Un pincement identique sur l'évaporateur et le condenseur est pris de l'ordre de 10 K, ce qui donne une température d'évaporation d'environ 16,8 °C associée à une température de condensation d'environ 58 °C. En réalité, la température d'évaporation ne peut pas être contrôlée exactement, il faut donc appliquer un facteur de sécurité qui diminuerait la température d'évaporation au risque de produire un surplus de chaleur. Par contre, dans cette étude, le procédé optimal étant recherché, un contrôle idéal de la PAC est pris comme hypothèse. Le COP_f calculé est alors de l'ordre de 4,46 en utilisant un rendement exergétique froid de 50 %. Ainsi la consommation électrique de la PAC serait de l'ordre de **604 kJ_{meca}/kg_{ee}**. Le refroidissement du produit est réalisé à la température de l'environnement, il est donc supposé s'effectuer sans consommation énergétique. Cependant, ce refroidissement représente une quantité d'énergie perdue.

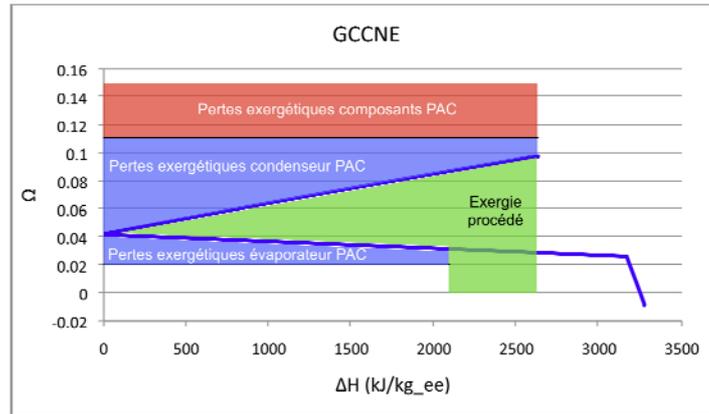


Figure 3-19. GCCNE représentant la consommation totale du système de séchage.

La consommation de la PAC peut encore être diminuée verticalement. En d'autres termes, les pertes exergétiques créant une hausse de consommation en énergie électrique peuvent être diminuées en changeant les niveaux d'énergie de la source et du puits de chaleur de la PAC. Cependant, les niveaux d'énergie de la source et du puits sont fixés par le procédé et le pincement utilisé. Les niveaux de température et par suite les niveaux d'énergie du procédé sont invariables sans une variation de la qualité du produit, donc il faut travailler sur le pincement utilisé. Le pincement utilisé élevé est dû à un faible coefficient d'échange entre l'air et le fluide frigorigène d'une PAC (l'air est le fluide d'échange à l'évaporateur et au condenseur). Il serait donc intéressant d'étudier la possibilité de changer le gaz de séchage. L'air peut être remplacé par de la vapeur surchauffée, à condition d'annuler (ou du moins limiter) les infiltrations d'air au sécheur.

3.2.2.2. Séchage convectif par vapeur d'eau surchauffée

L'utilisation de la Vapeur d'Eau Surchauffée (VES) doit cependant respecter la qualité du produit, et par suite les limitations de température imposées par ce dernier. Il s'agit de ne pas dépasser 30 °C (dans le cas du produit exemple traité) au niveau de la surface du produit, et par suite la température d'évaporation de l'eau contenue dans ce dernier sera égale à 30 °C. Pour un séchage à l'air, la pression partielle de saturation de vapeur correspondait à une température d'évaporation de 30 °C. Cependant pour un séchage à la vapeur, la pression totale de celle-ci détermine la température d'évaporation parce que la pression d'évaporation est égale à celle de la vapeur de séchage. La pression de séchage est donc déterminée par la température limite d'évaporation. Pour une température d'évaporation de 30 °C, cette pression est d'environ 4,2 kPa. Maintenir la pression à l'intérieur du sécheur à une valeur aussi basse est difficile. Pour le séchage conductif sous vide, ce problème ne se posait pas parce qu'il suffit d'évacuer l'air de la chambre de séchage par une pompe à vide, sans l'utilisation d'un flux de convection forcée. En effet, les sécheurs à vapeur surchauffée existent déjà [BON08], cependant le coût d'une installation sous vide est élevé et la mise sous vide d'un procédé en défilé est très difficile, et par la suite le séchage par VES se fait en général à pression atmosphérique. Il est donc intéressant d'étudier le cas d'un séchage par VES sous pression atmosphérique. Il est à noter, que lors de l'analyse moléculaire, si le produit traité s'avère thermosensible, cette application doit être adaptée à la pression permettant une température d'ébullition de l'eau à la température limite du produit, à condition de respecter les critères d'étanchéité du système. Dans le cas où la pression nécessaire est relativement basse, le séchage à l'air devient plus intéressant.

Il faut cependant étudier le cycle des différents produits interagissant pour pouvoir déterminer les flux chauds et les flux froids composant les courbes composites.

La vapeur de séchage doit être à l'état surchauffée avant l'entrée dans le sécheur afin d'éviter sa condensation au contact du produit froid et pour éviter le mouillage du produit au lieu de son séchage. La courbe d'évolution de la vapeur surchauffée est déterminée par le

ΔH de celle-ci dans le sécheur. Cette valeur est déterminée par l'énergie nécessaire pour le chauffage du produit et l'évaporation de l'eau qui y est contenue. D'autre part, l'évolution de la température de la vapeur est déterminée de manière à atteindre l'état de saturation à la sortie du sécheur. La différence de températures entre l'entrée et la sortie de la vapeur surchauffée est déterminée par la pente de la courbe vapeur surchauffée. Cette pente est donnée par le débit calorifique (m_{c_p}) de la vapeur, le contrôle du procédé est donc régi par le débit massique de vapeur surchauffée.

En même temps, la différence maximale de températures entre le produit et la vapeur est déterminée par une limitation au niveau de la température de vapeur afin d'éviter le croûtage à de la surface du produit. En réalité, et lors de l'utilisation de l'air comme gaz de séchage, le phénomène d'évaporation est régi par deux grandeurs : le transfert de chaleur et le transfert de masse. Par la suite, la limitation de la température d'attaque de l'air de séchage limite le transfert de chaleur (en limitant la force motrice ΔT de ce transfert), tandis que la limitation de l'humidité relative limite le transfert de matière. Ces deux critères imposés sur l'état de l'air de séchage limitent la vitesse de séchage. Dans le cas du séchage par vapeur d'eau surchauffée, la force motrice du séchage est supposée limitée au transfert de chaleur, ce qui permet de limiter le phénomène de croûtage par une régulation de la température d'attaque de la vapeur. Déterminer la valeur maximale que peut atteindre cette température (valeur qui correspond à l'optimum du point de vue productivité) revient à modéliser l'échange de chaleur entre la vapeur et le produit, travail difficile à généraliser. En effet selon l'épaisseur du produit traité, sa température initiale, la forme de sa surface et sa teneur initiale en eau, cet échange peut varier. Pour maintenir le caractère générique de cette étude, il est donc plus judicieux d'effectuer des analyses énergétique et exergetique sur un cas où la température initiale (et maximale) de la VES est connue. Pour chaque produit, le phénomène de croûtage doit être étudié lors du dimensionnement d'un nouveau sécheur. De là, la température d'attaque de la VES peut être déterminée, et la présente étude pourra alors être adaptée à cette valeur.

Le procédé de séchage est décrit sur le schéma de la Figure 3-20. Dans ce schéma, les différents flux énergétiques du système sont décomposés en flux froids et flux chauds.

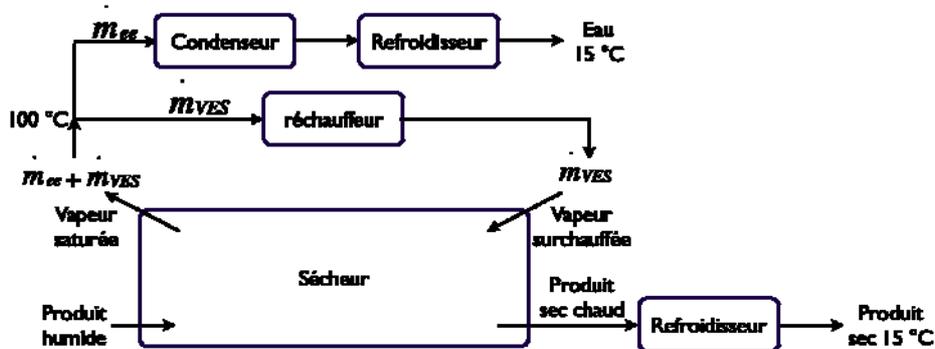


Figure 3-20. Schéma du procédé de séchage par vapeur surchauffée.

Comme le montre le schéma, l'évolution de la vapeur passe par les étapes suivantes :

- Séchage. Lors de cette étape, la vapeur surchauffée, avec un débit massique m_{VES} , entre dans le sécheur, et absorbe le débit d'eau évaporée (m_{ee}) du produit. Son évolution est similaire à celle de l'air de séchage, donc isenthalpe. La chaleur sensible cédée par la VES au produit est compensée par la chaleur latente d'évaporation de l'eau. La vapeur sort alors du sécheur avec un débit égal à $m_{VES} + m_{ee}$.
- Séparation. La vapeur issue du séchage est séparée en deux débits massiques (m_{VES} et m_{ee}). Elle est alors à l'état saturé.

- Le débit massique m_{VES} est ensuite réchauffé à la température de 150 °C par exemple pour être renvoyé au sécheur. Ce réchauffage représente un flux froid.
- Le débit massique m_{ee} est ensuite condensé et refroidi à la température de l'environnement de 15 °C. Cette évolution représente un flux chaud.

Contrairement au cas de séchage à l'air sec, la séparation de la vapeur d'eau éliminée du fluide de séchage (VES) ne nécessite pas le refroidissement du mélange, car le mélange est un corps pur (l'eau). Il est donc possible de représenter sur les courbes composites l'évolution du produit sans les utilités (représentées par l'évolution de la VES).

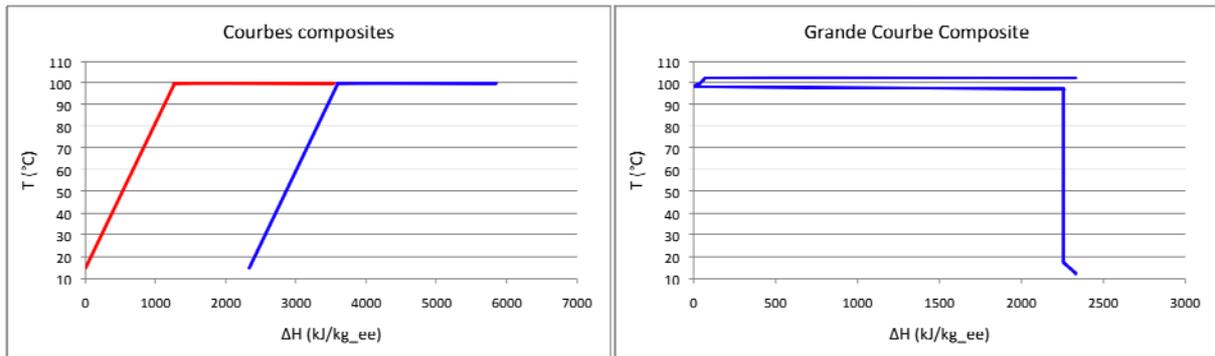


Figure 3-21. Courbes Composites et Grande Courbe Composite du procédé de séchage par VES

Les courbes sont ainsi semblables à celles de la concentration des produits liquides (voir paragraphe 2.2), et l'installation d'une CMV est par analogie intéressante. Cependant, dans ce cas, l'échange entre la vapeur comprimée et le produit doit se faire à l'aide d'un fluide intermédiaire (la VES), contrairement à la concentration ou au séchage conductif où l'échange entre la vapeur comprimée et le produit se fait sans fluide intermédiaire. Il s'agit donc de connaître les températures d'entrée et de sortie de la VES au sécheur. Comme déjà mentionné, déterminer la température d'entrée optimale de la VES de façon générique n'est pas possible, et donc une valeur de 130 °C sera prise. Dans le cas où le produit impose une température d'entrée différente, cette étude peut être facilement adaptée. En supposant alors un pincement utilité (dans l'échangeur vapeur comprimée-VES) égal au pincement du procédé (5 K), la vapeur comprimée doit avoir une température de condensation de 135 °C. Le COP_f de Carnot ainsi calculé par l'équation (3.8) est d'environ 10,66, donnant un COP_f d'environ 6,4 en utilisant un rendement global du compresseur égal à 60 %. Cependant, la température de condensation impose un taux de compression élevé (de l'ordre de 3) pour un compresseur de vapeur d'eau, ce qui dégrade le rendement global de ce dernier. Une compression bi-étagée peut alors être conçue en vue d'augmenter le rendement de compression. L'étude de la CMV bi-étagée est alors effectuée et ensuite comparée à la valeur obtenue en utilisant l'équation (3.8).

Le schéma du système est présenté Figure 3-22 avec :

- PI la Pression Intermédiaire de compression
- HP la Haute Pression de compression
- C1 le compresseur 1^{er} étage
- C2 le compresseur 2^{ème} étage

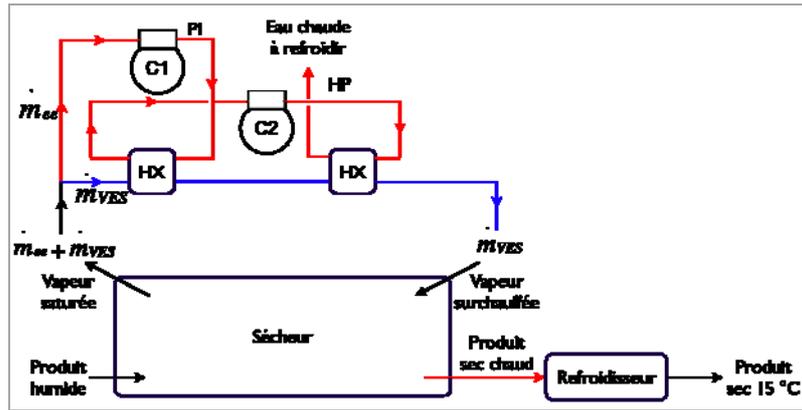


Figure 3-22. Schéma du procédé de séchage par vapeur avec CMV bi étagée.

A la sortie du compresseur, un débit de vapeur égal à celui de l'eau évaporée est séparé du reste de la vapeur se trouvant alors à l'état de saturation. Ce débit est ensuite comprimé à la pression intermédiaire, refroidi par échange avec la VES et recomprimé à la pression finale de 313 kPa (pour T saturante égale à 135 °C) pour être refroidi, condensé et sous-refroidi dans l'échange avec la VES froide. Pour déterminer la pression intermédiaire optimale, la courbe du travail des compresseurs est tracée pour un intervalle de pressions intermédiaires [101,3 ; 313] kPa (Figure 3-23). Cependant, dans ce cas la consommation des compresseurs n'est pas le seul critère à optimiser. Il s'agit de choisir la pression intermédiaire optimale de manière à minimiser cette consommation mais aussi à récupérer l'énergie de désurchauffe de la vapeur à cette pression intermédiaire, pouvant servir à chauffer la VES.

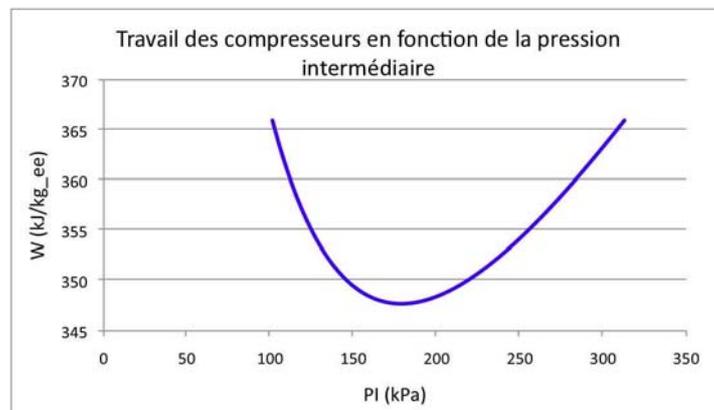


Figure 3-23. Variation du travail total des compresseurs selon la pression intermédiaire

La pression intermédiaire permettant un travail minimal des deux compresseurs est de l'ordre de 180 kPa, correspondant à une consommation totale de 347,6 kJ/kg_ee. La température de saturation de l'eau à cette pression est d'environ 117 °C, ce qui permet une récupération totale de la désurchauffe à pression intermédiaire tout en maintenant le pincement. Le COP_f réel ainsi calculé est de l'ordre de 6,5, imposant une erreur de 1,5 % par rapport au calcul du COP selon l'équation (3.8). Lors de l'utilisation de la totalité de l'eau évaporée pour la compression, une surproduction de chaleur a lieu, produisant ainsi des pertes exergétiques se manifestant sur la consommation totale des compresseurs. Une étude plus poussée pourrait être réalisée pour déterminer la quantité optimale d'eau éliminée à compresser, surtout en l'absence d'utilisation de ce surplus de chaleur (hors séchage). Cette étude ne sera pas menée dans le travail présent. La GCCNE est présentée Figure 3-24.

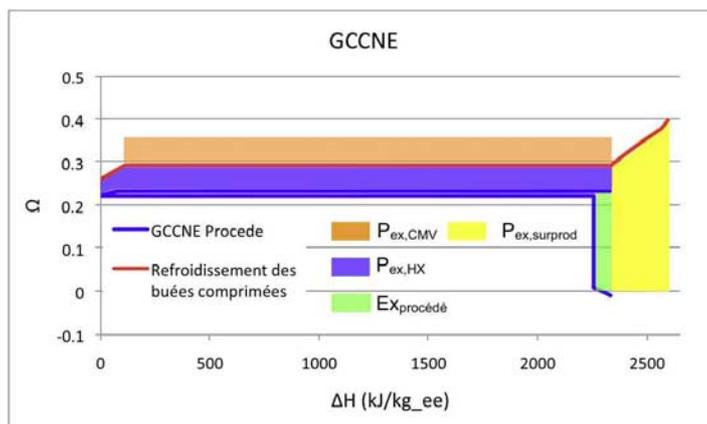


Figure 3-24. GCCNE du procédé de séchage par VES avec CMV

Lors de l'utilisation de la CMV, le pré-chauffage du produit sera assuré par le refroidissement de la vapeur comprimée condensée, et par le refroidissement du produit sec. Comme pour le séchage conductif, cet échange nécessite un fluide intermédiaire qui augmentera le pincement. La représentation de l'évolution de ce fluide n'est cependant pas nécessaire, à condition d'augmenter le pincement local du procédé au niveau de cet échange. Le pincement est alors augmenté de 5 K.

Le séchage par VES utilisant la CMV pour remonter le niveau d'énergie de la vapeur éliminée consomme **347 kJ/kg_ee**.

3.2.2.3. Comparaison du séchage par vapeur au séchage à l'air chaud

Les deux systèmes de séchage étudiés ne peuvent pas être comparés d'une manière systématique. En effet, le séchage à l'air étudié est un séchage effectué à une température d'évaporation de 30 °C, tandis que le séchage par vapeur étudié est effectué à une température d'évaporation de 100 °C. Pour comparer les deux systèmes, les températures de séchage doivent être comparables. Par contre, la comparaison des avantages de chacun des deux systèmes est possible.

➤ Contraintes sur la température de séchage

La température de séchage est généralement imposée par la qualité du produit (produits thermosensibles par exemple). Si le produit ne présente pas de contraintes au niveau de la température limite de séchage, le choix du meilleur système sera basé sur le critère de la consommation énergétique ainsi que sur la productivité. Il est donc intéressant de comparer les deux systèmes selon la température de séchage maximale imposée par le produit.

➤ Séchage à basse température

Lors d'un séchage à basse température, la consommation énergétique du séchage par VES reste largement inférieure à celle d'un séchage à l'air. Cependant, la basse température de séchage impose un vide partiel. Ce vide partiel conduit à l'augmentation de la consommation totale du compresseur de vapeur, ainsi que de la consommation du système par ajout d'une pompe à vide. De plus, le vide partiel est difficilement assuré lors de la présence d'un produit solide, en particulier pour un procédé continu. Cependant, le séchage basse température à l'air peut s'effectuer à la pression atmosphérique, et par suite éliminer cette consommation. Le choix optimal dans ce cas peut être déterminé une fois que le produit et l'architecture du sècheur sont déterminés.

➤ Séchage à haute température

Quand le produit permet une température de séchage relativement élevée (supérieure à 100 °C, la température de saturation de l'eau à pression atmosphérique), le séchage par VES présente des avantages du point de vue énergétique. L'utilisation de la VES comme

fluide de séchage permet une séparation systématique du mélange VES-vapeur éliminée, tandis que le séchage à l'air nécessite un refroidissement du mélange puis son chauffage pour permettre de le séparer. Même dans le cas de l'utilisation d'une PAC, qui récupère l'énergie disponible lors du refroidissement de l'air humide pour la restituer à plus haute température au chauffage de l'air, les pertes exergétiques inévitables dans la PAC et les différents échangeurs augmentent sa consommation énergétique.

D'autre part, l'utilisation de fluides frigorigènes possédant des températures critiques élevées (permettant l'utilisation de la PAC entre 90 et 140 °C) et en même temps répondant aux critères environnementaux (protection de la couche d'ozone, réchauffement climatique, etc.) n'est pas évidente. Il s'ensuit que la PAC à circuit ouvert, utilisant l'eau comme fluide frigorigène est mieux adaptée dans ce cas. L'utilisation du circuit ouvert permet un pincement nul au niveau de l'évaporateur, et donc des pertes exergétiques moindres, conduisant à une consommation énergétique moins importante.

Finalement, le choix du procédé de séchage le mieux adapté ne peut pas se faire d'une manière absolue, les différents points cités doivent être pris en compte pour chaque cas étudié. Les analyses énergétique et exergétique détaillées du séchage à l'air à 30 °C et du séchage par VES à 100 °C ont été effectuées pour généraliser l'étude. Pour un procédé particulier, ces deux études peuvent être adaptées et les deux systèmes comparés d'une manière quantitative pour déterminer le meilleur procédé de transformation.

3.2.3. Séchage radiatif

Différentes techniques de séchage par rayonnement sont utilisées dans l'industrie. Une liste de leurs avantages et inconvénients est donnée ci-après.

➤ Séchage par rayonnement infrarouge

Ce type de séchage consiste à chauffer le produit par l'intermédiaire d'un rayonnement infrarouge provenant d'un émetteur. L'émetteur est alimenté soit en énergie électrique, soit en énergie combustible. Les avantages du rayonnement infra-rouge résident dans la vitesse de montée en température. Cependant cet avantage ne vaut que pour les produits minces. Les produits d'une certaine épaisseur ne peuvent pas être chauffés avec une vitesse très élevée afin d'éviter les phénomènes de croûtage lorsque l'apport d'énergie (dans ce cas le rayonnement) ne permet pas une pénétration minimale dans l'épaisseur du produit. Or le rayonnement infrarouge ne possède pas cette capacité de pénétration [NAD95].

Les inconvénients du séchage par rayonnement infrarouge se présentent par la limitation aux produits minces, ainsi que par l'impossibilité de récupérer la chaleur disponible dans la vapeur éliminée du produit.

➤ Séchage par micro-ondes

Les micro-ondes agissent sur l'eau contenue dans le produit. Leur pouvoir de pénétration est plus important que celui du rayonnement infrarouge. En effet, les micro-ondes pénètrent le produit et agissent sur l'eau contenue en provoquant une vibration élevée des particules d'eau, et par suite leur chauffage. L'avantage principal de ce procédé de séchage est présent dans le chauffage volumique. Il permet un transfert de chaleur volumique au produit, éliminant ainsi le risque du croûtage.

D'autres types de séchage par rayonnement existent encore (comme le rayonnement haute fréquence ou autre). En général, les pertes énergétiques dans ce système de séchage sont limitées, et la consommation énergétique est donc proche du besoin énergétique pour le chauffage du produit et l'évaporation de l'eau contenue. Ce type de séchage ne sera pas analysé. D'autre part, le séchage par rayonnement n'est recommandé que lorsque la qualité du produit l'exige, car le séchage conductif et le séchage par convection permettent la récupération de l'énergie disponible dans l'eau éliminée (sous forme de vapeur) par

l'intermédiaire d'une PAC. Les procédés de séchage par convection ou par conduction sont donc plus économes en énergie.

4. Nettoyage des équipements industriels

Le nettoyage des équipements industriels constitue une opération générique du point de vue procédé et du point de vue énergétique. En effet, dans les industries agro-alimentaires, pharmaceutiques ou chimiques, le nettoyage et la désinfection des matériels représentent une opération régulière (généralement effectuée tous les jours). Cette opération consomme de l'énergie thermique pour le chauffage des différentes solutions de nettoyage. Il est donc intéressant d'étudier cette opération dans le but de déterminer un procédé optimal selon l'approche AEEP et notamment l'étape « Analyse Procédé » de cette méthode.

4.1. Analyse moléculaire

Pour analyser l'opération de nettoyage des équipements, il faut tout d'abord définir le terme « nettoyage » et les buts de cette opération. Shapton définit le terme « propre » de trois points de vue différents [SHA98].

- D'un point de vue chimique : quand les substances chimiques utilisées pour le nettoyage ou autres opérations sont éliminées de la surface en question par rinçage.
- D'un point de vue physique : quand tous les résidus de produits ou autres sont éliminés par le nettoyage.
- D'un point de vue microbiologique : quand le nombre et le type de micro-organismes est réduit à un niveau acceptable.

Cette définition reste valable pour toutes les industries. Pour les industries chimiques, alimentaires et pharmaceutiques, les 3 critères de nettoyage sont exigés.

Par ailleurs, l'évaluation du nettoyage ne peut pas être régulièrement effectuée (lors de chaque lavage), ce qui amène à une diversité des critères de qualité. Selon les industriels, les cycles de lavage sont prédéfinis et généralement peu modifiables, leurs durées sont intégrées dans la productivité du procédé. Le cycle de lavage comporte différentes étapes, chacune visant à atteindre l'un et/ou l'autre des trois principes définissant le nettoyage. Dans les industries agro-alimentaires par exemple, le nettoyage comporte en général 5 étapes ([ABO06a], [ABO06b]).

- Un pré-lavage à l'eau froide. Cette étape est réalisée en premier lieu, pour éliminer les résidus de produits sur les équipements. Selon la définition ci-dessus, cette étape sert à nettoyer « physiquement » le matériel.
- Un lavage à la solution basique. Généralement, la solution utilisée est la soude, à une température de l'ordre de 75 °C. Cette étape répond aux critères physiques et microbiologiques du nettoyage, la soude pouvant éliminer certains types de micro-organismes et servant aussi à mieux éliminer les résidus de produits persistants après le pré-lavage. La température élevée de 75 °C sert à l'élimination des micro-organismes, qui ne peuvent pas survivre à des températures supérieures à 72 °C généralement.
- Un premier rinçage à l'eau froide. Cette étape a un but chimique. Il s'agit d'éliminer les résidus de solution basique, et de neutraliser le PH du liquide mouillant les matériels.
- Un lavage à la solution acide. L'acide est utilisé à une température pouvant aller de 65 à 75 °C. L'acide élimine les micro-organismes persistants après le lavage à la soude. Certains industriels appliquent le lavage acide à un rythme hebdomadaire tandis que le lavage à la soude représente une opération journalière.

- Un deuxième et dernier rinçage à l'eau froide. Ce rinçage a un but chimique : éliminer les résidus de la solution acide. D'une manière générale, et pour l'économie de la consommation en eau, l'eau du dernier rinçage est recyclée pour être réutilisée pour le pré-lavage d'autres matériels.

Déterminer l'énergie requise pour le nettoyage nécessite de déterminer les opérations nécessaires. Cependant, ce type d'opérations est différent d'autres types d'opérations de transformation déjà étudiées, où le chauffage du produit est dominant d'un point de vue qualité. De plus, le produit fabriqué de l'usine n'intervient pas dans ce cas, mais par contre, les matériels de fabrication (des échangeurs, des tuyauteries, des cuves, etc.) sont l'objet principal de cette opération. Il s'agit donc de déterminer l'énergie nécessaire pour que le matériel soit nettoyé. Les durées des opérations de nettoyage présentent des hétérogénéité selon les procédés. Il est donc difficile de généraliser sur tous les cycles de lavage existants. Les critères de qualité et de productivité dépendent des spécificités de chaque procédé. Il est donc intéressant d'étudier un exemple réel de cycle de nettoyage, la même démarche pouvant être appliquée aux autres cycles de nettoyage existants avec des adaptations.

L'énergie minimale théoriquement consommée par le produit est nulle, parce qu'il est nécessaire uniquement de laver le matériel avec le produit à la température donnée. Par contre, les différentes températures des solutions de nettoyage (eau de rinçage, solution acide, solution soude) provoquent un échange de chaleur entre ces solutions et le matériel. Le produit de lavage perd ou gagne de la chaleur vis-à-vis du matériel. Pour déterminer l'énergie consommée, il faut étudier l'évolution énergétique du matériel durant le cycle, ainsi que l'énergie récupérable disponible dans les différents flux rejetés (notamment l'eau de rinçage).

4.2. Analyses énergétique et exergetique

Le schéma de la Figure 3-25 représente le cycle de lavage étudié. Il est supposé que le débit des solutions de lavage, ainsi que la durée de chaque étape sont tels que les températures du matériel et de la solution sont égales à la fin de l'étape concernée. Cette forme d'échange est similaire à un échange à co-courant idéal.

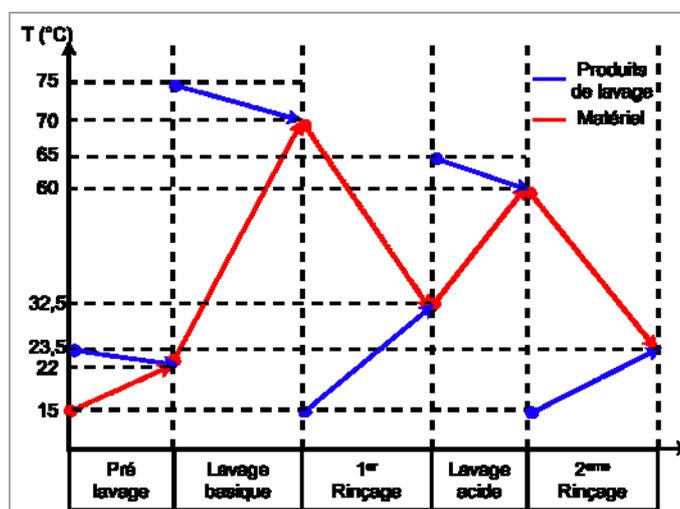


Figure 3-25. Schéma d'échange de chaleur dans un cycle de lavage

L'énergie minimale requise pour l'opération est déterminée par le gain énergétique du produit (le matériel dans ce cas) à chaque étape de l'opération. En supposant un refroidissement à la température initiale après le dernier rinçage, cette énergie est nulle. Par contre, le calcul de cette quantité d'énergie suppose la récupération totale de l'énergie absorbée par le produit. Cette récupération ne peut se faire que par l'intermédiaire de l'eau de rinçage. Or, pour des raisons de qualité et de sécurité bactériologique, ces eaux ne peuvent pas entrer en contact avec les produits de lavage (eau de rinçage propre par

exemple). Pour toute récupération de l'énergie contenue dans les eaux de rinçage sales, un circuit intermédiaire est nécessaire.

Pour représenter les courbes composites du procédé, il faut déterminer les flux « produit » et les flux « utilités ». Logiquement, le matériel représente le produit et les solutions de lavage associées aux eaux de rinçage représentent les utilités. Il faut cependant prendre en considération que la méthode du pincement suppose que tout échange entre différents flux est possible. Par ailleurs, l'échange entre le produit chaud et le produit froid n'est pas réellement possible selon la définition du procédé de lavage, sauf l'échange par le fluide intermédiaire que représente l'eau du 2^{ème} rinçage. En effet, le produit en se refroidissant durant la dernière étape du cycle (voir Figure 3-25), chauffe l'eau du dernier rinçage. Cette eau est réutilisée à la même température (en supposant des pertes de chaleur nulles), et par suite elle chauffe le produit durant la première étape. Les courbes composites « imposées » sont présentées par la Figure 3-26.

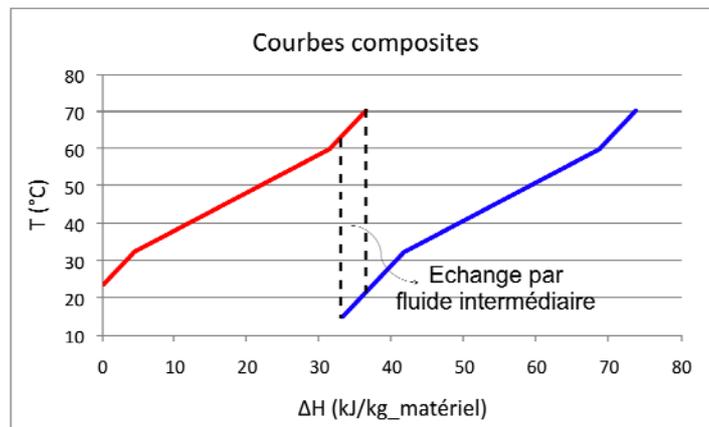


Figure 3-26. Courbes composites de l'évolution du matériel lavé

Cependant, ces courbes induisent en erreur, parce qu'elles supposent l'échange entre le matériel chaud et le matériel froid à un endroit erroné. De plus, elles présentent un besoin énergétique à un niveau de température allant d'environ 22 °C à 70 °C. Lors d'une analyse composite classique, les utilités associées à ce besoin sont normalement adaptées au niveau de température. Cependant, dans le cas d'un lavage de matériel, la température des utilités et leur débit thermique (mc_p), et donc leur évolution sur la courbe, sont fixés par la qualité du produit (dans ce cas la propreté du matériel). La production des utilités (acide et base) représente le besoin réel du procédé, et non le chauffage du matériel à laver. Pour représenter le besoin en énergie et l'énergie disponible pour ce procédé, il faut représenter l'évolution des solutions de lavage (besoin) et celle des eaux sales à la sortie (disponibilité). Il faut donc les déterminer. Les flux se composent comme suit.

- La solution basique : la qualité impose que cette solution soit à 75 °C avant son entrée dans le cycle de lavage. D'autre part, la solution cède de l'énergie au contact du matériel froid, et sort du procédé à 70 °C. Elle est ensuite recyclée pour être réutilisée à nouveau dans le procédé. Elle représente un besoin énergétique pour la chauffer de 70 °C à 75 °C.
- La solution acide : elle suit le même cycle que la solution basique avec les températures d'entrée et de sortie dans le cycle de lavage respectivement de 65 et de 60 °C. Elle représente donc un besoin énergétique pour la chauffer de 60 à 65 °C.
- Les eaux de rinçage : deux débits d'eau de rinçage sont distingués, l'eau du premier rinçage et l'eau de pré-lavage. En effet, l'eau du deuxième rinçage est recyclée pour être utilisée lors du pré-lavage ; elle est ensuite rejetée à l'égout, comme l'eau du premier rinçage. Ces débits d'eau représentent de l'énergie disponible. Cependant, lors de l'utilisation de ces eaux sales, il est impératif d'utiliser un fluide intermédiaire

(voire 2) pour la récupération de l'énergie, parce que le contact entre l'eau de rinçage sale et l'eau de rinçage propre est interdit par les critères de sécurité.

Les flux sont présentés Figure 3-27.

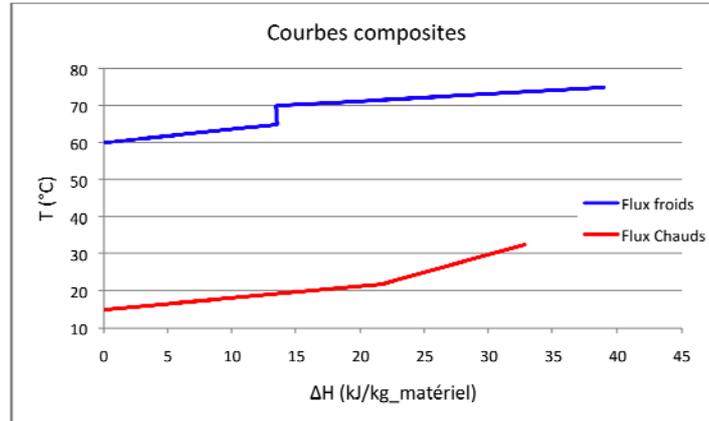


Figure 3-27. Courbes composites des besoin et disponibilité du procédé de lavage étudié

Il est clair d'après la définition du besoin énergétique et de l'énergie disponible que les flux chauds et les flux froids ne peuvent pas échanger de chaleur entre eux. En effet, l'énergie des flux chauds (les eaux sales de rinçage et de pré-lavage) est disponible sur l'intervalle de température [15 ; 32] °C, tandis que les flux froids (solution acide et solution basique) sont présents sur l'intervalle [60 ; 75] °C. Les courbes composites dans ce cas ne servent pas. Cependant, pour l'installation d'une PAC afin de relever le niveau de température de l'énergie disponible dans les rejets d'eaux sales, ces courbes peuvent identifier les besoins et les niveaux de température correspondants. Il est à noter que la courbe chaude et la courbe froide commencent toutes les deux à un niveau de ΔH nul, puisqu'un échange direct n'est pas possible. Elles sont présentées Figure 3-27. Comme le montre cette figure, la diminution horizontale du besoin énergétique n'est pas possible par récupération directe. Cependant, étant donné que le besoin réellement nécessaire pour la qualité du produit (donc le degré de propreté du matériel à laver) est défini par le débit et la température des solutions acide et basique, ce besoin peut être diminué par une modification du cycle, de manière à limiter le refroidissement des solutions dans le procédé. Un préchauffage des eaux de rinçage peut remédier à ce problème, en déplaçant le besoin énergétique de la haute température des solutions à la basse température des eaux de rinçage. La Figure 3-28 présente le nouveau cycle de lavage avec le préchauffage des eaux de rinçage.

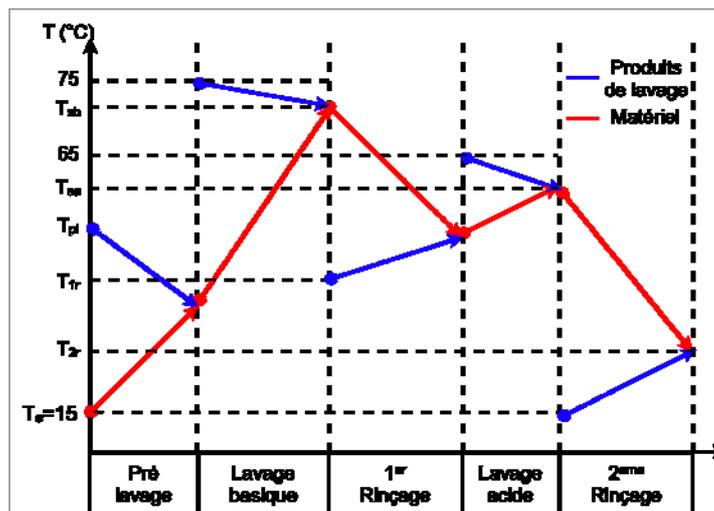


Figure 3-28. Nouveau cycle de lavage avec pré chauffage des eaux de rinçage

Avec :

- T_{sb} : température de sortie de la solution basique
- T_{sa} : température de sortie de la solution acide
- T_{pl} : température de pré chauffage de l'eau de pré lavage
- T_{1r} : température de pré chauffage de l'eau du 1^{er} rinçage
- T_{2r} : température de sortie de l'eau du dernier rinçage
- T_e : température de l'environnement

Le besoin en énergie thermique sera donc réparti comme suit :

- besoin de chauffage de la solution basique de T_{sb} à 75 °C
- besoin de chauffage de la solution acide de T_{sa} à 65 °C
- besoin de chauffage de l'eau du premier rinçage de T_e à T_{1r}
- besoin de chauffage de l'eau sortant du deuxième rinçage de T_{2r} à T_{pl}

Le préchauffage des eaux de rinçage et de prélavage peut s'effectuer en partie (voire en totalité) par échange (avec fluide intermédiaire) avec les mêmes eaux sortantes. Ensuite, il faut déterminer le couple (T_{pl}, T_{1r}) optimal pour une dépense énergétique minimale.

Pour ce faire, il s'agit de déterminer la température de préchauffage de l'eau du 1^{er} rinçage ainsi que celle du prélavage, permettant un besoin énergétique minimal.

Il est donc nécessaire d'étudier l'évolution des températures de sortie du matériel et des produits en contact (eaux de rinçage ou solution de lavage). Il suffit d'appliquer le premier principe de la thermodynamique à chaque étape du cycle successivement, et déterminer les différentes températures, en supposant une température égale à la sortie de chaque étape. L'équation sert à déterminer la température de sortie de chaque étape, connaissant les températures d'entrée de chaque flux.

$$T_s = \frac{mc_{p,f1}T_{e1} + mc_{p,f2}T_{e2}}{mc_{p,f1} + mc_{p,f2}} \quad (3.15)$$

Avec :

- mc_p le débit thermique du flux
- T_s la température de sortie des deux flux
- T_e la température d'entrée du flux

Connaissant les débits thermiques des différents flux d'après la définition initiale du cycle, les températures de sorties peuvent alors être calculées pour des températures d'entrée de l'eau de prélavage et de l'eau du 1^{er} rinçage incluses dans des intervalles bien définis, afin de déterminer le couple permettant la consommation énergétique minimale. Lors du calcul de l'énergie récupérable par échange de chaleur entre les eaux sales et les eaux froides, un pincement de 4 K est pris pour chacun des échangeurs. En utilisant un fluide intermédiaire, le pincement de l'échange entre les eaux sales et les eaux propres est alors de 8 K.

Par ailleurs, le déplacement du besoin en énergie thermique permet de récupérer directement une partie de l'énergie cédée au matériel. Ainsi les besoins en énergie ainsi que l'énergie disponible, seront premièrement déplacés en niveau de température, et deuxièmement l'énergie disponible restante diminue. Le COP d'une PAC éventuelle change selon la température de préchauffage des eaux de rinçage et de prélavage. Il est donc important de déterminer le COP de Carnot pour chaque température. Pour ce faire, il faut déterminer les températures moyennes d'évaporation et de condensation en vue de déterminer les caractéristiques du cycle équivalent de Carnot. De plus, pour diminuer les

pertes exergétiques au niveau du condenseur et de l'évaporateur, un mélange de fluides à glissement de température est intéressant.

L'énergie thermique assurée par la PAC est requise à une température de 75 °C quelles que soient T_{pl} et T_{1r} . Par la suite, la température de condensation ne varie pas avec la variation de ces dernières. En supposant un pincement de 4 K au condenseur, un glissement de température maximal de 15 K [MUR08], la température moyenne de condensation est alors de l'ordre de 75,5 °C.

La température d'évaporation est plus compliquée à déterminer, car la température de disponibilité énergétique (eaux sales) change selon la variation du couple (T_{pl}, T_{1r}). De plus, la température finale du refroidissement des eaux sales n'est pas forcément égale à celle de l'environnement. En effet, lorsque l'énergie des effluents est récupérée par échange direct pour le préchauffage des eaux de rinçage et de pré lavage, l'énergie restante n'est pas toujours suffisante pour produire la quantité de chaleur requise au niveau du condenseur. Il faut donc refroidir ces eaux à une température inférieure à celle de l'environnement, diminuant la température d'évaporation du cycle.

Pour la simplicité du calcul, la puissance frigorifique nécessaire au niveau des flux d'effluents est prise égale à la puissance calorifique du besoin. Dans ce cas de calcul, la production de chaleur au niveau du condenseur est en excès par rapport au besoin réel, et donc la température d'évaporation calculée est inférieure à la température réelle. Cependant, l'incertitude de calcul sur la valeur de la température d'évaporation provoquée par cette hypothèse est négligeable, et par suite l'hypothèse peut être adoptée pour la détermination de la température moyenne d'évaporation.

Finalement, pour calculer la température d'évaporation équivalente du cycle de Carnot, il faut :

- déterminer la température de refroidissement nécessaire des effluents pour assurer la quantité de chaleur requise au condenseur. Ceci est fait en déterminant la quantité d'énergie manquante au niveau de l'évaporateur, et ensuite en déterminant la température de refroidissement nécessaire pour assurer cette quantité d'énergie
- déterminer la température minimale d'évaporation en prenant un pincement de 4 K (un fluide intermédiaire n'est pas nécessaire au niveau de l'évaporateur). Utilisant la même valeur du glissement de température maximal, la température moyenne d'évaporation est alors calculée.

Ensuite, le rendement exergétique moyen de la PAC revient au rendement exergétique moyen du compresseur associé au détendeur, les pertes exergétiques du condenseur et de l'évaporateur étant déjà prises en compte respectivement par les températures moyennes de condensation et d'évaporation. Un rendement d'environ 50 % semble raisonnable. Le COP réel de la PAC est alors calculé par l'équation (3.5). La Figure 3-29 présente l'évolution du besoin en énergie mécanique de la PAC en fonction de la température d'entrée de l'eau de pré lavage (T_{pl}) et de la température d'entrée de l'eau de rinçage (T_{1r}).

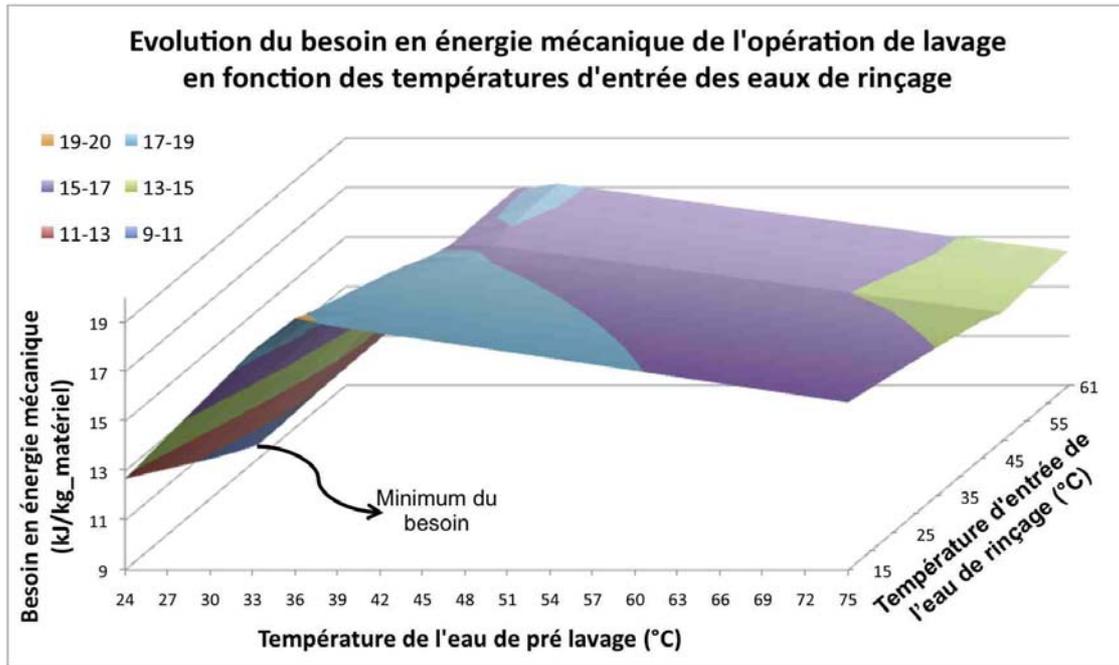


Figure 3-29. Evolution du besoin en énergie mécanique de l'opération de lavage en fonction des températures d'entrée des eaux de rinçage.

Le minimum de la consommation est obtenu pour une température d'entrée de l'eau de pré lavage de l'ordre de 24 °C (donc sans besoin de préchauffage) et pour une température de préchauffage de l'eau de rinçage de l'ordre de 45 °C. Cette consommation est d'environ 9,57 kJ/kg_matériel, elle correspond à un COP de la PAC de l'ordre de 2,9. En effet, le COP obtenu n'est pas le COP maximal pouvant être obtenu pour une PAC installée sur les effluents. La consommation en énergie mécanique de la PAC dépend en effet de deux paramètres : le COP et le besoin en énergie thermique du procédé de lavage. L'optimum obtenu correspond en effet à un besoin minimal en énergie thermique, ce qui montre que la variation de la température de préchauffage de l'eau de rinçage possède un effet plus important sur le besoin thermique qu'elle ne le possède sur le COP final de la PAC. Le procédé optimal serait de préchauffer l'eau du premier rinçage à une température de l'ordre de 45 °C en récupérant l'énergie des eaux sales sortant avec un fluide intermédiaire, et installer une PAC utilisant les effluents sortant comme source de chaleur.

Le cas optimal étant déterminé, il est possible de visualiser les différents échanges entre les eaux de rinçage sortant du procédé, les eaux de rinçage propres avant préchauffage, et les solutions acide et basique froides sortant du procédé. Les courbes composites sont alors tracées Figure 3-30.

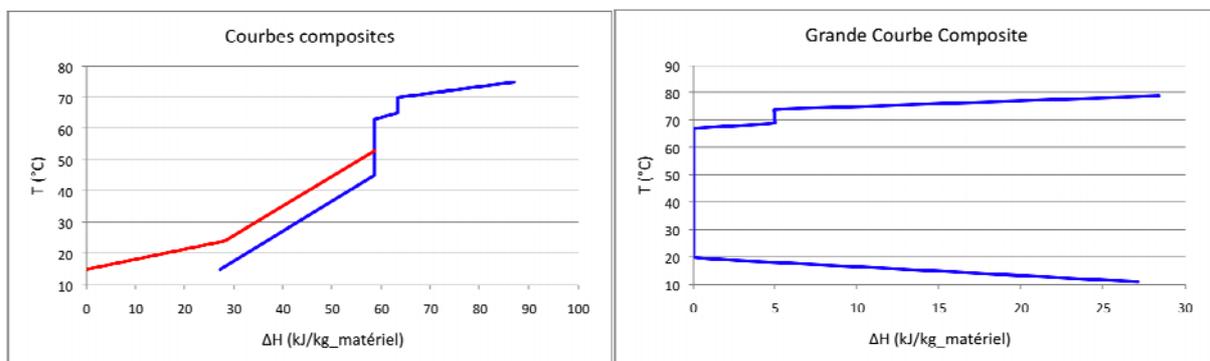


Figure 3-30. CC et GCC du procédé de lavage modifié

Par ailleurs, une comparaison de la consommation selon la GCCNE du procédé initial et modifié est présentée à la Figure 3-31.

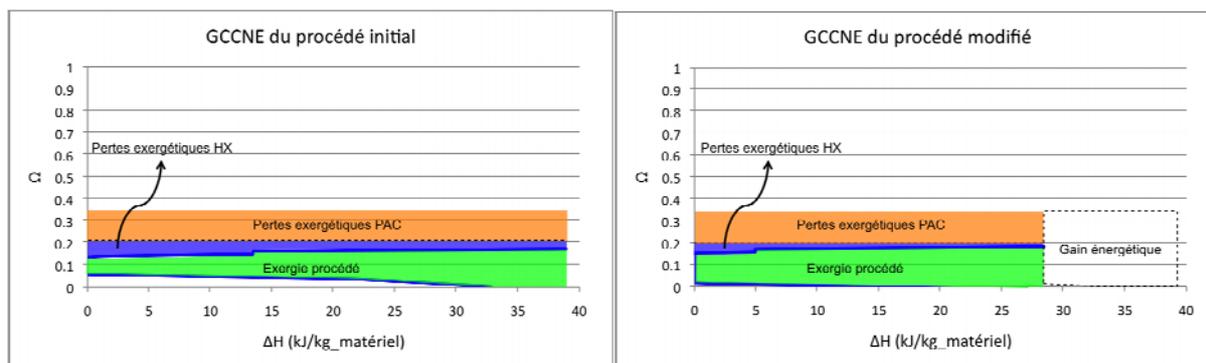


Figure 3-31. Comparaison sur GCCNE des consommations du procédé initial et modifié

Une remarque doit être faite sur les GCCNE présentées à la Figure 3-31. En effet, le procédé initial présente un pincement négatif (les températures des flux froids étant supérieures aux températures des flux chauds). Par la suite, la correction de température en passant des courbes composites à la GCC n'est pas effectuée, par contre elle est effectuée pour le procédé modifié.

Finalement, le meilleur procédé de lavage est donc appliqué en préchauffant les eaux du premier rinçage à une température de 45 °C en utilisant un fluide intermédiaire chauffé par le même débit d'eau sortant du procédé. Ensuite, les eaux sales sortantes seront utilisées comme source de chaleur pour une PAC qui servira à chauffer les solutions basique et acide à la température requise. La consommation finale du procédé est de l'ordre de **9,57 kJ_{méca}/kg_{matériel}**.

5. Epuration bactérienne des produits alimentaires

Dans l'industrie alimentaire, la durée de vie des produits et par suite leur qualité dépendent de leurs contenus bactériologique et microbien. L'opération d'épuration bactérienne est donc une opération fondamentale et générique pour ce secteur. Il est donc intéressant de modéliser ce type d'opérations, selon les qualités requises des différents produits, en vue de déterminer les meilleurs procédés de transformation.

Il s'agit d'effectuer les étapes de l'AP sur cette opération. La première action à mener dans ce cas est l'analyse moléculaire portant sur la qualité du produit et la productivité de l'usine.

5.1. Analyse moléculaire

Dans l'opération d'épuration bactérienne, la qualité du produit se mesure par le nombre de bactéries pathogènes contenues, ainsi que par le nombre d'autres types de bactéries, non nuisibles mais capables de causer des défauts organoleptiques, comme certaines bactéries psychotropes contenues dans le lait et qui peuvent influencer la qualité finale et le rendement de production des fromages ou yaourts [GOU01]. La qualité du produit ainsi que la productivité sont affectées directement par le nombre de bactéries contenues dans la matière première. Pour déterminer les meilleures technologies, il faut déterminer le nombre initial contenu dans la matière première, qui peut largement varier. Une grandeur générique est alors utilisée, le taux de diminution du nombre d'organismes dans le produit appelé Réduction Décimale (RD). La RD est calculée par l'équation (3.16) [GES07].

$$RD = \lg\left(\frac{C_0}{C_f}\right) \quad (3.16)$$

Avec :

- RD la réduction décimale

- C_0 la concentration initiale en microorganismes
- C_f la concentration finale en microorganismes.

Une fois la qualité du produit et la productivité du système de production respectées, il faut déterminer les consommations énergétiques des différentes méthodes de transformation. Pour cela, il faut décrire les procédés de transformation et analyser la consommation énergétique des technologies disponibles.

Différentes méthodes de transformation existent. Ces méthodes peuvent être classées selon deux types de transformation, la séparation par membrane et le traitement thermique.

5.1.1. La séparation membranaire

La microfiltration (MF) est une technologie membranaire permettant l'épuration bactérienne de produits alimentaires comme le lait, les ovoproduits, les boissons, etc. [GES07] sans recours à un traitement thermique à haute température qui peut parfois causer une altération de la qualité organoleptique des produits (comme dans le cas de la bière) [GOU01], [BEA03]. La RD permise par les technologies de microfiltration est supérieure à 3,5 [GES07].

Il s'agit donc, et lorsque la qualité requise correspond aux critères d'application de la microfiltration, d'une technologie innovante. La consommation électrique de l'opération de microfiltration seule est de 2 kWh/m³ de produit traité.

Pour calculer la consommation totale de l'opération d'épuration bactérienne par microfiltration il faut associer toutes les opérations nécessaires. Ces opérations peuvent varier d'un type de produit à l'autre. Pour cela, l'étude est menée sur un type de produit particulier, elle pourra être ensuite étendue à d'autres types, en utilisant la même méthodologie. Le procédé de pré-traitement du lait par microfiltration est présenté Figure 3-32, pour environ tous les produits laitiers [GES07, GOU01]. Ce procédé a été choisi parce qu'il représente l'activité agro-alimentaire la plus utilisatrice de l'épuration bactérienne. Cet exemple sera étudié durant les différentes phases de cette démarche.

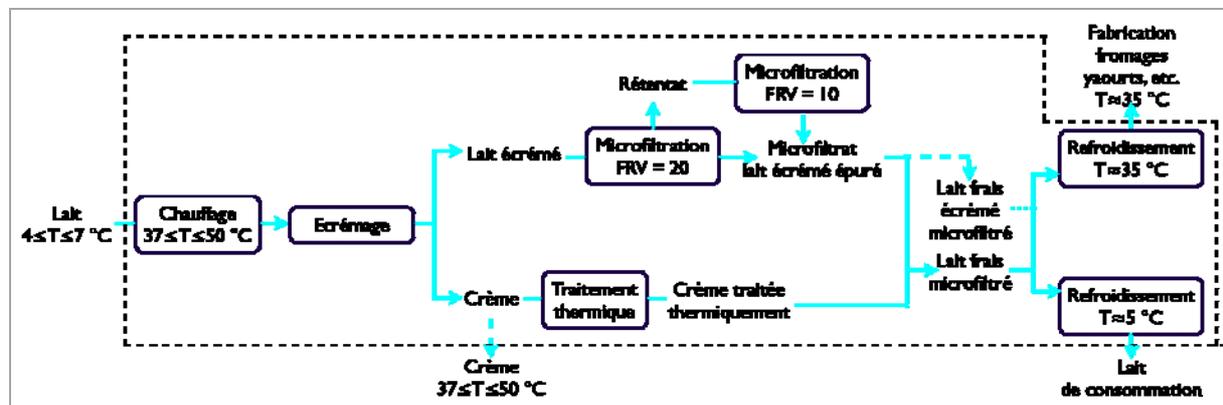


Figure 3-32. Procédé d'épuration bactérienne du lait par microfiltration

Cette description ainsi que les critères d'application permettront plus tard de calculer la consommation énergétique idéale et optimale de cette méthode de transformation, et la comparer aux autres méthodes existantes, en vue de déterminer les MPT. Enfin, pour un critère de qualité représenté par une RD inférieure à 3,5, la MF peut servir comme opération d'épuration bactérienne.

5.1.2. Le traitement thermique

L'épuration bactérienne par traitement thermique est pratiquée traditionnellement pour une grande variété de produits, comme les produits laitiers, végétaux (jus de fruits, concentrés, conserves), ou les boissons. En effet, le traitement thermique appelé pasteurisation varie selon le produit et la qualité désirée, le couple (température de chauffage, temps de

chambrage) varie de (66 °C, 30 s) à (95 °C, 5 minutes) selon les produits et la RD requise. Le traitement thermique d'une intensité supérieure ou égale à (72 °C ; 15 s) conduit à une destruction acceptable des bactéries pathogènes [GOU01]. Le couple Température-Temps varie aussi selon la RD requise. La Figure 3-33 [LEV01] représente l'allure de la courbe de survie d'un type de bactéries en fonction du temps, pour un traitement à une température déterminée.

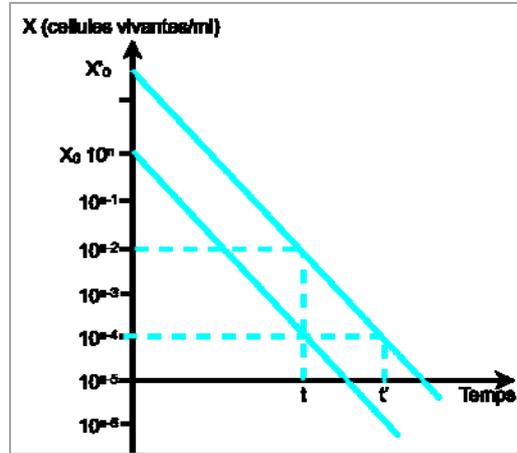


Figure 3-33. Evolution du nombre de bactéries survivantes en fonction du temps

Il est à noter que pour certains produits comme le yaourt, le traitement thermique possède une double fonction, celle de l'épuration bactérienne et celle de changer les propriétés physiques du produit (comme la viscosité) [BEA03]. Dans ce cas le traitement thermique devient indispensable, et par suite non remplaçable par la MF. Comme pour la MF, pour déterminer la consommation énergétique totale du procédé d'épuration bactérienne par traitement thermique, il faut décrire les opérations associées. Pour cela, le prétraitement du lait est aussi pris comme exemple d'étude. Pour un type de produit différent, la même méthodologie peut être appliquée. La Figure 3-34 présente le procédé de transformation de traitement thermique du lait pour épuration bactérienne.

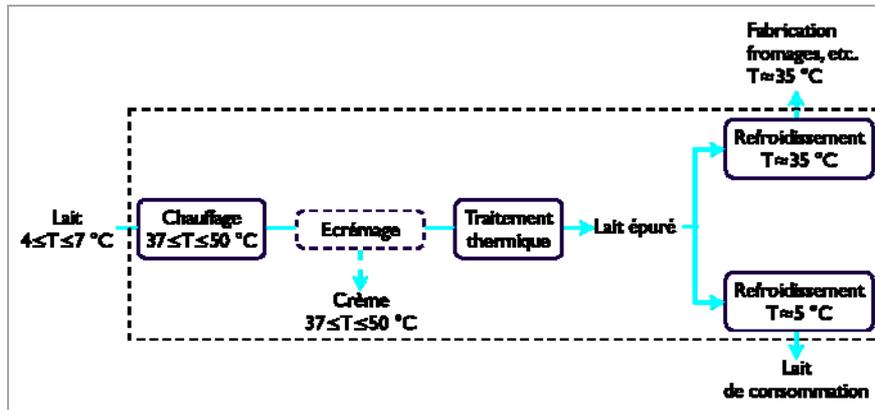


Figure 3-34. Procédé d'épuration bactérienne du lait par traitement thermique

➤ Critères de productivité

Les critères de productivité (comme déjà définis dans le chapitre 2) dépendent des propriétés de l'installation étudiée. Les critères dépendant de l'installation d'une opération de microfiltration peuvent être résumés par la surface des membranes qui varie selon le débit de lait traité. Le calcul de ces surfaces peut être tiré des références citées concernant la microfiltration, [AIM04] et [GES07].

Une étude de terrain sur le secteur agro-alimentaire a été conduite lors de ce travail, de laquelle un critère industriel générique peut être tiré en ce qui concerne le traitement

thermique pour épuration bactérienne du lait. Souvent, et surtout pour les produits laitiers, un double traitement thermique est appliqué lors de la production de produits fabriqués (produits nécessitant de la fermentation ou autres opérations après le traitement thermique, comme les fromages ou les yaourts). En effet, comme le traitement thermique ne peut détruire complètement les bactéries contenues dans le produit, elles peuvent se reproduire si la durée de stockage augmente, la basse température ne pouvant pas arrêter la reproduction bactérienne, mais agissant sur la limitation de sa vitesse [VEI79]. Par suite, lorsque la réception du produit et la production sont décalées temporellement, les industriels jugent plus judicieux d'effectuer un premier traitement thermique à la réception pour ensuite le stocker à une basse température (5 °C pour le lait par exemple). Le deuxième traitement thermique prend alors place avant la production et à sa suite le produit est refroidi à la température de fabrication (par exemple 35 °C pour la fabrication des fromages).

Un double traitement du produit présente bien sûr des pertes énergétiques lorsqu'il n'est pas nécessaire. Par la suite, il est intéressant d'étudier s'il est nécessaire ou non. En effet, selon le type de produit et le type de microorganismes présents, le développement de ces derniers varie selon une courbe bien déterminée. L'allure de cette courbe est présentée à la Figure 3-35 [LEV01].

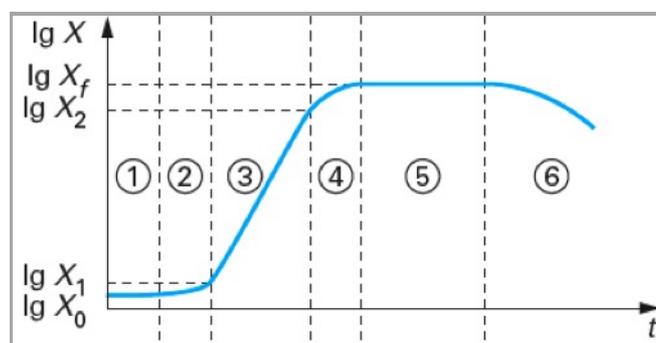


Figure 3-35. Croissance cellulaire de microorganismes en fonction du temps

D'après cette courbe de croissance, propriété du produit et de la température de stockage, pendant les phases 1 et 2 (voir Figure 3-35), la concentration en microorganismes reste acceptable. Par contre, à partir de la phase 3, la croissance devient exponentielle, et par suite la concentration des microorganismes devient inacceptable du point de vue qualité organoleptique et même du point de vue sécurité alimentaire. Dans le cas où la durée de stockage du produit permet de ne pas atteindre la phase 3 de la croissance, le double traitement thermique n'est pas nécessaire. Donc, avec une gestion adaptée de la production, cette deuxième opération de traitement thermique peut être éliminée

5.1.3. Calcul de l'EMR

L'EMR est définie comme étant l'énergie minimale requise pour la transformation du produit en respectant les critères de qualité et de productivité. Il s'agit donc de déterminer la force motrice des différentes méthodes de transformation et calculer ainsi leurs consommations idéales.

➤ Méthode membranaire

Pour calculer l'EMR pour la transformation du produit par la méthode de microfiltration, il s'agit de déterminer les consommations idéales en énergies thermique et mécanique de l'opération de MF ainsi que des opérations nécessaires associées. Pour ce faire, il faut revisiter le système de production décrit à la Figure 3-32. En effet, d'après le schéma du système de production, les opérations consommant l'énergie mécanique sont :

- l'écémage

- la MF
- le pompage du produit

Les opérations thermiques sont :

- le chauffage de la température initiale à la température d'écémage (37-50 °C)
- le traitement thermique de la crème (chauffage à une température de 72-95 °C)
- le mélange de la crème traitée thermiquement et du lait écémé microfiltré. Ce mélange est isenthalpique
- le refroidissement du lait entier (de la température de sortie du mélange à la température finale T_f)

Dans ce cas, il faut distinguer deux cas : le lait entier et le lait écémé. Pour le lait écémé, il est le seul à être refroidi. Pour déterminer l'énergie idéale requise pour l'épuration bactérienne par MF, il faut calculer la consommation idéale de toutes les opérations. Par ailleurs, il faudra ensuite comparer cette consommation à celle de l'épuration par traitement thermique. Pour simplifier le calcul, les opérations communes seront négligées. Ces opérations sont l'écémage et le pompage du produit.

L'énergie mécanique nécessaire concerne donc uniquement l'opération de MF. Comme pour la concentration par membranes, cette consommation idéale dépend directement de la technologie et de la taille de la membrane utilisée. Il est donc plus judicieux d'utiliser les consommations types des technologies de MF. A titre d'exemple, Aimar et al. citent une consommation type des technologies de microfiltration pour les industries laitières, évaluée à environ 7,2 kJ/kg de lait traité.

Par ailleurs, l'énergie thermique idéale consommée dépend directement de la température de refroidissement finale du lait. Pour une température $T_f = 35$ °C, cette consommation est calculée (par opération) et présentée au Tableau 3-4 pour le lait entier, et au Tableau 3-5 pour le lait écémé. La différence entre les deux cas est de l'ordre de 0,32 kJ/kg_lait (représentant 0,3 % de la consommation totale), et par suite les pertes énergétiques associées à la non récupération de la crème peuvent être négligées. La consommation thermique totale est donc de l'ordre de 113,11 kJ/kg.

Tableau 3-4. Calcul de l'EMR thermique pour produits à base de lait entier

Produit	Opération	m (kg/kg_lait)	C_p (kJ/kg.K)	T_e (°C)	T_s (°C)	ΔH (kJ/kg_lait)
Lait entier	Chauffage	1,00	3,77	5,00	37,00	120,64
Crème	Traitement Th.	0,04	3,77	37,00	95,00	9,62
Lait entier	Refroidissement	1,00	3,77	39,55	35,00	-17,15
Somme						113,11

Tableau 3-5. Calcul de l'EMR thermique pour produits à base de lait écémé

Produit	Opération	m (kg/kg_lait)	C_p (kJ/kg.K)	T_e (°C)	T_s (°C)	ΔH (kJ/kg_lait)
Lait entier	Chauffage	1,00	3,77	5,00	37,00	120,64
Lait écémé	Refroidissement	0,96	3,77	37,00	35,00	-7,21
Somme						113,43

Cette consommation idéale correspond à la variation de l'enthalpie du produit entre l'état initial avant la transformation et l'état final à la sortie de la transformation (voir

Figure 3-32), en supposant les différentes étapes de transformation comme adiabatiques réversibles. La consommation idéale est alors donnée par l'équation (3.17). Cette équation permet de calculer l'énergie thermique idéale requise pour l'épuration bactérienne par microfiltration.

$$Q = m_p (h_f - h_i) = m_p c_p (T_f - T_i) \quad (3.17)$$

Avec :

- Q l'EMR thermique à fournir au produit pour la transformation
- m_p la masse du produit (en kg)
- h l'enthalpie du produit (en kJ/kg)
- c_p la chaleur massique du produit (en kJ/kg.K)
- T la température du produit (en K)

Et les indices « i » pour initial (à l'entrée de l'opération) et « f » pour final (à la sortie de l'opération).

Pour une épuration bactérienne par membrane, l'énergie idéale requise est l'énergie mécanique consommée par la technologie membranaire, associée à l'énergie thermique Q donnée par l'équation (3.17). Il faut ensuite déterminer l'énergie idéale requise pour l'épuration par traitement thermique.

➤ **Traitement thermique**

Dans le cas du traitement thermique, les opérations consommant de l'énergie mécanique sont l'écémage et le pompage du produit ; ces opérations ont été négligées parce qu'elles sont communes à l'épuration par MF. L'énergie requise est uniquement thermique. Elle est calculée par la variation de l'énergie interne du produit entre l'état initial et l'état final. La même équation (3.17) donne alors cette consommation en énergie thermique.

La consommation idéale en énergie thermique est la même pour l'épuration bactérienne par MF ou par traitement thermique. Par contre, la consommation en énergie mécanique pour la MF est plus élevée. Ceci implique que l'EMR pour l'épuration bactérienne correspond à celle d'une transformation par traitement thermique. Cette méthode de transformation consomme alors idéalement le moins d'énergie pour une épuration bactérienne du lait. La même analyse peut être effectuée pour d'autres types de produits alimentaires liquides (boissons, jus de fruit, légumes, etc.). Il faut alors déterminer l'énergie optimale consommée servant à déterminer le(s) MPT(s).

5.2. Analyse énergétique et exergétique

Les consommations énergétiques des différents procédés définis lors de l'analyse moléculaire et du calcul de l'EMR vont être comparées. Pour ce faire, il faut d'abord étudier les procédés séparément pour ensuite en faire la comparaison. Par ailleurs, la consommation idéale en énergie mécanique est nulle pour l'épuration par traitement thermique et dépend des technologies de membranes dans le cas d'une MF, cette consommation ne sera donc pas analysée, seule la consommation en énergie thermique est analysée.

5.2.1. Méthode membranaire

L'EMR représente la consommation idéale du procédé, et sert à calculer le rendement réel d'un procédé. Comme expliqué dans le chapitre 2, il s'agit dans ce cas d'établir les Grandes Courbes Composites du Niveau d'Énergie (GCCNE) du procédé de transformation, en vue

de déterminer sa consommation énergétique optimale⁶. Le schéma du procédé de la Figure 3-32 est repris dans ce cas. Comme déjà mentionné, pour un produit à base de lait écrémé, l'énergie perdue contenue dans la crème étant négligeable, il est plus judicieux d'analyser le procédé pour du lait entier. D'autre part, les différentes opérations de chauffage et de refroidissement sont présentées sous forme de plages de température dans le schéma du système de production (Figure 3-32). Des valeurs exemples de températures sont prises pour effectuer le calcul. Dans le cas où ces hypothèses ne correspondent pas à la réalité, il est facile d'adapter l'étude aux nouvelles valeurs. La liste des flux énergétiques présents dans cette opération unitaire (épuration bactérienne), peut être reprise du Tableau 3-4.

Une remarque doit être faite concernant la différence entre la somme des flux froids et celle des flux chauds. Cette différence crée le besoin en énergie thermique pour chauffer le produit de la température de 5 °C à la température finale (35 °C dans ce cas). La récupération totale de l'énergie disponible dans les flux chauds est, dans ce cas, possible pour toute valeur du pincement du procédé inférieure à 30 K, comme montré par la Figure 3-36 représentant les courbes composites du procédé pour les valeurs du pincement de 4 et de 30 K.

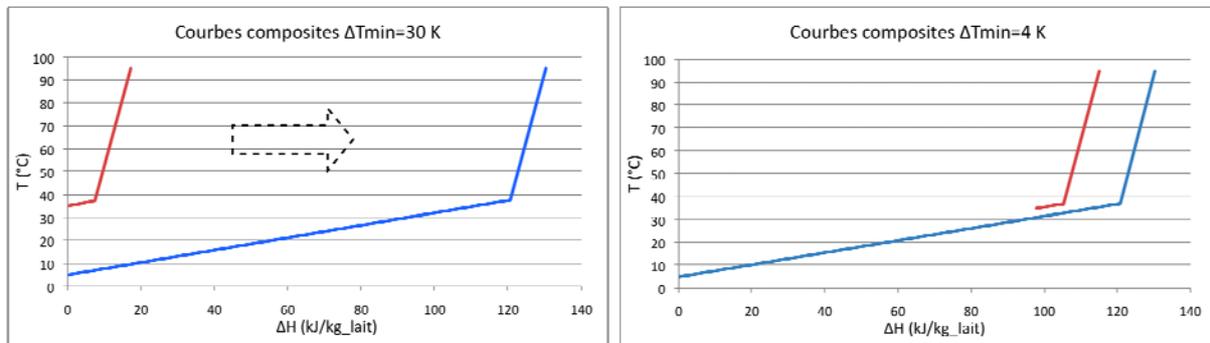


Figure 3-36. Courbes composites du procédé pour $\Delta T_{\min}=30$ et $\Delta T_{\min}=4$ K

Par contre, comme le montrent les GCC du procédé pour les deux valeurs limites du pincement (Figure 3-37), le pincement de 4 K permet un besoin en énergie thermique à basse température, créant donc une demande de chaleur à un faible niveau de température. La valeur de 4 K de pincement sera donc prise pour le reste de l'étude.

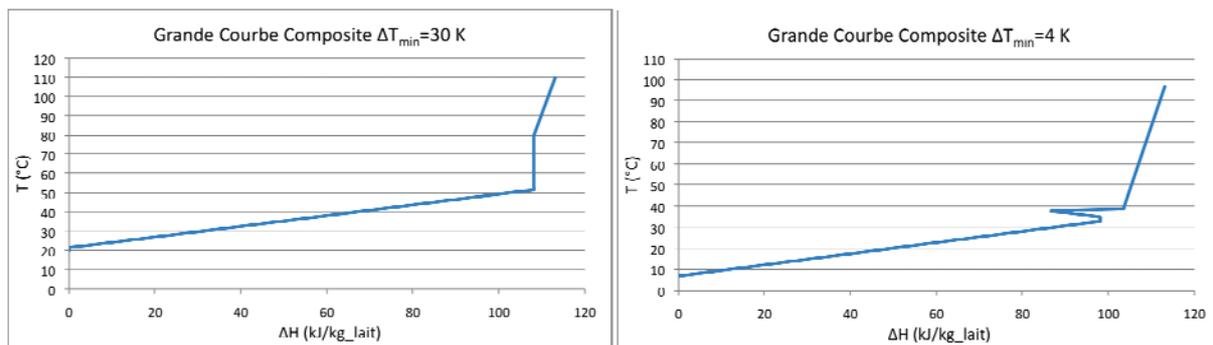


Figure 3-37. Grandes Courbes Composites selon les valeurs limites du pincement

Le pincement n'affecte donc pas la consommation énergétique totale du système, compte tenu du fait que la demande en énergie thermique est égale à l'énergie minimale requise. Il suffit donc d'étudier la fourniture d'énergie thermique au produit. Cette étude est réalisée en utilisant la GCCNE du procédé. Dans un premier temps, l'utilité classiquement utilisée (la vapeur) pour ce type d'opérations ([ABO06a], [ABO06b]) est évaluée en utilisant la

⁶ Rappel : la consommation optimale correspond à la consommation énergétique réelle du meilleur procédé de transformation associé aux utilités optimales, contrairement à la consommation idéale qui n'est autre que l'EMR.

représentation surfacique des pertes exergetiques. Le pincement de l'utilité vapeur est supposé égal au pincement du procédé (4 K), supposant ainsi une optimisation de ce dernier. Dans le cas réel, la vapeur est produite et transportée à une pression supérieure à la pression atmosphérique. Ainsi, le pincement « utilité » serait plus élevé compte tenu de la température plus élevée de la saturation de l'eau à la pression utilisée, et donc les pertes exergetiques liées à l'échange de chaleur entre la vapeur et le produit sont plus élevées. Toutefois, les pertes exergetiques totales restent invariables, parce que l'augmentation des pertes exergetiques de l'échange de chaleur vapeur-produit est compensée par une diminution des pertes exergetiques dues à l'échange de chaleur entre la flamme de combustion et la vapeur dans la chaudière. Cette courbe est présentée Figure 3-38.

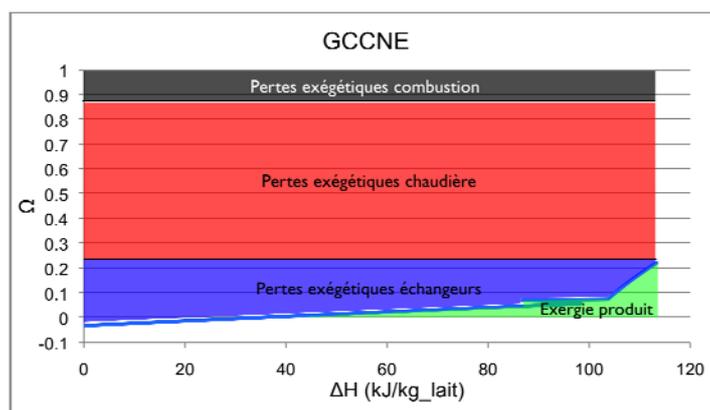


Figure 3-38. GCCNE des opérations thermiques associées à la MF

Comme expliqué par la représentation surfacique au chapitre 2, la consommation exergetique du procédé est décomposée en 4 parties principales :

- Exergie produit : C'est l'exergie absorbée par le produit qui est chauffé lors de cette opération.
- Pertes exergetiques échangeurs : ce sont les pertes exergetiques de transfert de chaleur liées au transfert entre la vapeur et le produit chauffé.
- Pertes exergetiques chaudière : ce sont les pertes exergetiques liées à la dégradation de l'énergie thermique de la flamme de combustion à la vapeur produite dans la chaudière. Comme expliqué au chapitre 2, le détail de la décomposition des pertes exergetiques de la chaudière en pertes par refroidissement des gaz et pertes par transfert à la vapeur n'est pas repris pour simplifier la représentation (voir chapitre 2 paragraphe 2.2.1)
- Pertes exergetiques combustion : ce sont les pertes exergetiques liées à l'utilisation sous forme thermique de l'énergie chimique contenue dans le combustible, elles dépendent du niveau de température de la flamme.

Le besoin énergétique du procédé est égal à l'EMR dans ce cas, ce qui est dû à la récupération totale de l'énergie disponible dans les flux chauds. Une diminution horizontale de la consommation énergétique (voir chapitre 2) n'est pas possible dans ce cas, car le système est déjà optimisé. L'étude se concentrera donc sur une optimisation verticale des pertes exergetiques liées à l'utilisation classique de la vapeur comme utilité chaude.

Le niveau faible de température du besoin énergétique (37 °C) permet l'utilisation d'une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur. Par contre, une PAC utilisant le procédé comme source de chaleur n'est pas possible car le besoin du procédé en énergie frigorifique est nul. Il est donc intéressant de développer une méthode systématique pour l'identification du potentiel d'intégration de PAC récupérant l'énergie sur l'environnement, à l'image de la méthode développée pour les PAC basées sur le procédé (voir paragraphe 2.2).

5.2.1.1. Optimisation verticale par installation de PAC

La même démarche est appliquée pour identifier la rentabilité de l'installation d'une PAC basée sur l'environnement. Il s'agit de déterminer l'équation du COP de Carnot. La PAC est représentée par une ligne horizontale au niveau d'énergie correspondant à la température de chauffage du produit corrigée de $\Delta T_{\min}/2$ (en prenant le pincement de l'utilité chaude égal à celui du procédé). L'équation (3.8) est alors utilisée pour le calcul du COP_c , sachant que la source de chaleur est représentée par une ligne horizontale correspondant à $\Omega = 0$ corrigée d'un pincement sur l'évaporateur. Cette correction est nécessaire pour prendre en compte les pertes exergétiques de l'échange de chaleur entre l'environnement et le fluide. Dans le cas d'un échange air-fluide, un pincement de 10 K est pris en compte.

Pour le traitement du lait, le COP_c calculé est d'environ 8,7. Par contre, pour une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur, les propriétés de l'environnement ne sont pas invariables comme dans le cas d'un besoin frigorifique au niveau d'un procédé. Il s'agit donc d'étudier l'évolution du COP en fonction de l'évolution de l'environnement. D'autre part, la méthode systématique introduite implique un minimum de données à exploiter, pour simplifier le calcul. Une étude de sensibilité est réalisée pour déterminer l'influence du changement de T_0 sur le calcul du COP_c d'après l'équation (3.8).

➤ Influence du changement de T_0 sur le calcul du COP_c

Le COP de Carnot annuel d'une pompe à chaleur est calculé par l'équation (3.18), qui représente la demande annuelle en énergie thermique divisée par la consommation annuelle électrique idéale de la PAC. Ensuite, la consommation annuelle idéale est représentée par l'équation (3.19), qui représente la somme des consommations idéales journalières en supposant une température uniforme par jour. La consommation idéale journalière n'est autre que la demande journalière en énergie thermique, qui est calculée par l'équation (3.20). Le calcul de la demande énergétique journalière est effectué au prorata de la production du jour j par rapport à la production annuelle.

$$COP_{c,a} = \frac{Q_a}{W_a} \quad (3.18) \quad W_{i,a} = \sum_{j=1}^N W_{i,j} = \sum_{j=1}^N \frac{Q_j}{COP_{c,j}} \quad (3.19) \quad Q_j = n_j Q_a \quad (3.20)$$

Où :

- Q : demande énergétique
- $COP_{c,a}$: COP de Carnot annuel
- $COP_{c,j}$: COP de Carnot journalier calculé par l'équation (3.8) en prenant la température ambiante du jour j comme T_0 .
- W : travail total du compresseur
- N : nombre de jours de production dans l'année
- n : facteur de correction selon la production journalière. Il est égal à la production journalière du jour considéré divisée par la production totale sur l'année, en supposant une production uniforme sur l'année. Dans le cas contraire, le facteur n peut être calculé d'après la répartition réelle de la production annuelle.

Et les indices « i » pour idéal(e) et « a » pour annuel(le).

Il s'agit donc pour le cas étudié de déterminer l'erreur causée par le calcul du COP_c selon l'équation (3.8). Pour ce faire, et puisque cette étude ne prend pas en compte le cas particulier d'un système de production, les hypothèses suivantes ont été prises pour le calcul :

- répartition annuelle uniforme de la production, le facteur de correction η_j est alors égal à la production annuelle totale divisée par le nombre de jours travaillés
- $N=365-52$. En supposant les dimanches comme jours non travaillés. De plus, la production s'effectue la journée mais pas la nuit, ce qui implique que les températures extérieures journalières (prises des données météo) sont moyennées uniquement sur la journée (de 9h à 18h)
- le calcul est effectué pour la région parisienne. Les données météo de la station météorologique de Trappes (78) sont utilisées pour les valeurs de la température extérieure
- une différence minimale de températures entre source et puits de chaleur est fixée à 20 K, pour assurer un rendement minimal du compresseur.

Le $COP_{c,a}$ ainsi calculé est de l'ordre de 7,8. Par ailleurs, le COP_c calculé selon l'équation (3.8), en utilisant la valeur de 15 °C pour la température moyenne annuelle de l'environnement, est de l'ordre de 8,7, résultant en une erreur d'environ 11 %. Cet écart est acceptable à ce stade de l'étude et la valeur de 15°C sera retenue comme température de référence de l'environnement.

Il faut maintenant déterminer le COP réel, et donc le rendement exergetique de la PAC. Les pertes exergetiques générées dans le système pompe à chaleur seront analysées comme pour la CMV (paragraphe 2.2.2).

➤ Estimation du rendement exergetique de la PAC

Pour estimer le rendement exergetique de la PAC, il faut déterminer les pertes exergetiques de chaque composant principal. Pour cela, le schéma d'une pompe à chaleur classique est repris à l'image de la Figure 3-8. Ce schéma est adapté à une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur.

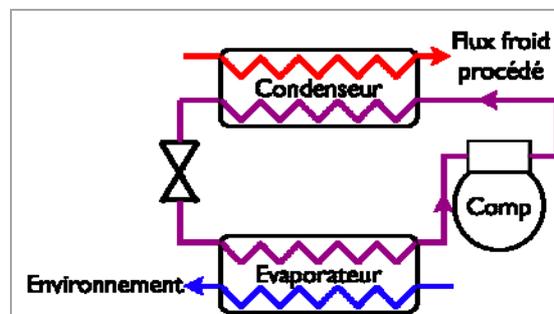


Figure 3-39. Schéma de principe d'une PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur
Les pertes exergetiques des différents composants de la PAC sont alors calculés.

• Condenseur

Les pertes exergetiques thermiques du condenseur sont prises en compte dans le calcul des pertes exergetiques du procédé. En effet la ligne horizontale correspondant au niveau d'énergie de l'utilité pompe à chaleur respectant le pincement d'utilité représente le niveau d'énergie du fluide frigorigène au condenseur, et donc la surface comprise entre cette ligne et la ligne du produit représente les pertes exergetiques liées au transfert thermique dans le condenseur.

• Evaporateur

Par la même logique, les pertes exergetiques de l'évaporateur sont prises en compte lors du calcul du COP de Carnot à partir de l'équation (3.8).

- **Compresseur**

Les pertes exergétiques du compresseur sont calculées à partir du rendement global de ce dernier fourni par le constructeur.

- **Détendeur**

Le calcul des pertes exergétiques du détendeur dépend directement de ce dernier et du fluide frigorigène. Il est calculé par l'équation (3.21).

$$P_{ex,d} = T_0 \Delta s \quad (3.21)$$

Où $P_{ex,d}$ représente les pertes exergétiques internes au détendeur et Δs la variation d'entropie dues à la détente isenthalpe. Il est donc impossible de déterminer les pertes exergétiques du détendeur sans connaître les données réelles du cycle de la PAC. Dans ce cas, un rendement exergétique moyen de la PAC peut être utilisé. A l'image du rendement exergétique utilisé pour la conception de la PAC pour le séchage convectif à air, un rendement de 50 % sera pris, d'où un COP réel de l'installation d'une valeur de 4,35.

5.2.1.2. Calcul de la consommation énergétique totale du système

Pour calculer la consommation du système, il faut séparer la consommation en énergie mécanique de la consommation en énergie combustible. La représentation par la GCCNE est utilisée dans ce cas aussi. Le diagramme est présenté Figure 3-40. Il est visible sur la GCCNE que le besoin thermique du procédé est décomposé en 2 parties.

- Partie utilisant la PAC comme utilité. Cette partie du procédé correspond à un niveau d'énergie suffisamment faible (température de l'ordre de 37 °C) permettant ainsi l'installation d'une PAC. Sur le schéma du procédé (Figure 3-32) cette partie du besoin correspond au chauffage du lait à la température de 37 °C.
- Partie utilisant la vapeur comme utilité. Cette partie du procédé correspond à un niveau d'énergie élevé ne permettant pas l'utilisation de la PAC. Sur le schéma du procédé, cette partie correspond au traitement thermique de la crème. En effet, même si l'énergie disponible dans la crème après chauffage est récupérée en totalité pour réchauffer le procédé (zone autosuffisante sur la GCCNE), le pincement impose que cette énergie soit récupérée à une basse température pour réchauffer la partie à pente faible de la courbe composite (voir Figure 3-36). Ceci implique un besoin en énergie thermique à haute température, qui est assurée par de la vapeur.

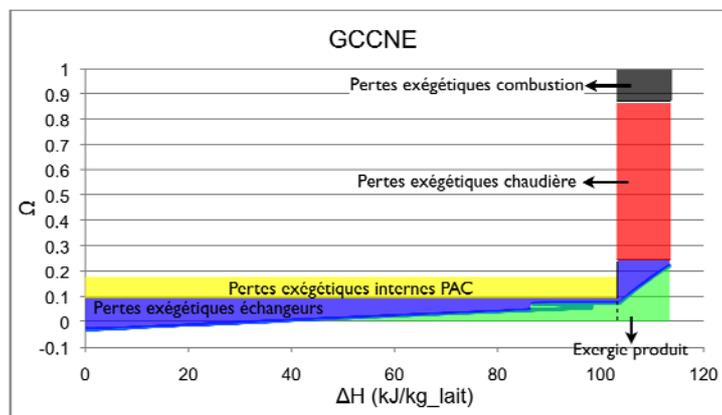


Figure 3-40. Consommation totale du système

La consommation énergétique de la PAC est donc d'environ 23,8 kJ/kg_lait en énergie mécanique, tandis que celle de la chaudière est d'environ 9,63 kJ/kg_lait en énergie thermique. Cependant, le calcul suppose les pertes énergétiques nulles au niveau de la chaudière. Il faut donc intégrer le rendement énergétique de la chaudière dans le calcul de la

consommation finale en énergie combustible. Un rendement de 70 % prenant en compte les pertes de production de la vapeur, ainsi que les pertes de distribution est alors pris ([ABO06a], [ABO06b]). La consommation totale du procédé en énergie combustible est donc de **13,75 kJ_{cal}/kg_{lait}**. En rajoutant la consommation mécanique de l'opération de microfiltration, la consommation totale du procédé est donc calculée, elle est de l'ordre de **31 kJ_{meca}/kg_{lait}** et de **13,75 kJ_{cal}/kg_{lait}**.

5.2.2. Traitement thermique

L'énergie idéale requise pour l'épuration bactérienne par traitement thermique est représentée par l'équation (3.17). Cette énergie représente la limite inférieure de la longueur horizontale de la surface des consommations sur les GCCNE. Il s'agit d'appliquer la même démarche pour déterminer la consommation optimale associée au MPT. Ensuite, les consommations seront comparées pour déterminer le meilleur des procédés de transformation entre traitement thermique et MF.

Une analyse similaire à celle conduite pour les opérations thermiques de la MF peut être effectuée. Les grandes courbes composites du lait pour les valeurs limites inférieure (4 K) et supérieure (30 K) sont représentées Figure 3-41. Un pincement compris entre ces valeurs limites permet une récupération totale de l'énergie et par suite un besoin énergétique égal à l'EMR.

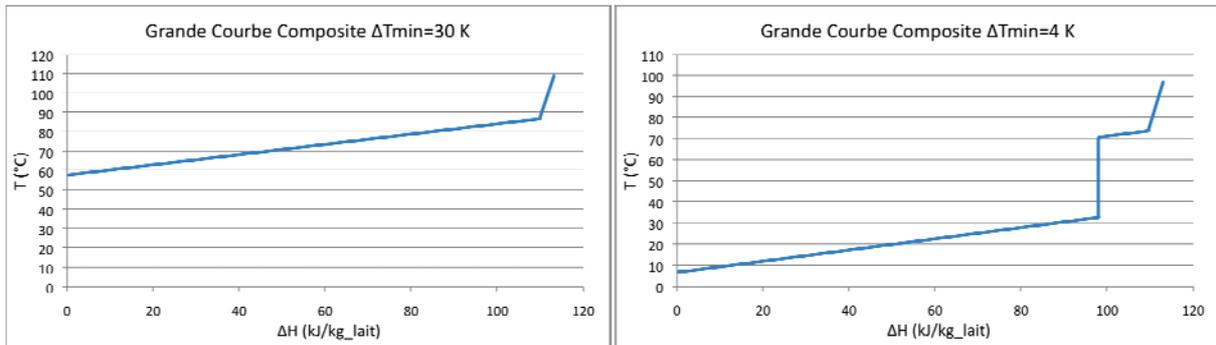


Figure 3-41. GCC du lait pour les valeurs limites du pincement

Par contre, comme le montre la Figure 3-41, le pincement de 4 K permet d'avoir un besoin énergétique à basse température (35 °C). En appliquant la même méthode pour l'estimation du COP d'une éventuelle PAC, le COP estimé est de l'ordre 4,6. La consommation totale du système est alors représentée par le diagramme GCCNE de la Figure 3-42.

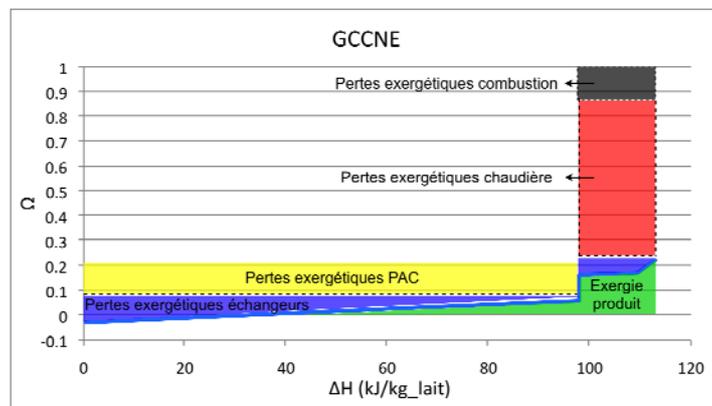


Figure 3-42. GCCNE du lait avec un système PAC-Vapeur comme utilités chaudes

La consommation totale de l'opération est alors de l'ordre de **21,3 kJ_{meca}/kg_{lait}** et de **21,54 kJ_{cal}/kg_{lait}**. Comparons les deux systèmes pour déterminer le meilleur procédé de transformation et sa consommation optimale. Deux types d'énergie sont inclus dans la consommation totale : l'énergie mécanique assurée par l'électricité, et l'énergie thermique

assurée par le combustible. Typiquement en France, le gaz naturel est le plus utilisé pour les chaudières de vapeur. Il s'agit donc de comparer selon différents critères, un critère financier représenté par le prix de l'énergie et un critère environnemental représenté par les émissions de GES.

Le Tableau 3-6 représente la comparaison des deux systèmes selon le prix total de l'énergie consommée en France. Les prix des énergies sont pris des statistiques de la DGEMP⁷ [DGE07]. La France et l'Allemagne sont pris comme pays européens de référence.

Tableau 3-6. Comparaison de la consommation par les critères économiques en France et Allemagne

Procédé	Consommation électrique kJ/kg_lait	Consommation Gaz kJ/kg_lait	Consommation totale France €/t_lait	Consommation totale Allemagne €/t_lait
MF	31	13,5	0,73	1,28
Traitement Thermique	21,3	21,54	0,61	1,06

Il est manifeste que pour les deux pays, le traitement thermique coûte moins cher. Cependant et à cause du rapport de prix des énergies en Allemagne qui est légèrement plus élevé par rapport à la France, la différence entre les deux procédés est un peu plus marquée en Allemagne. Déterminons maintenant le meilleur procédé selon les critères environnementaux des émissions de GES. Pour cela, les mêmes pays sont pris comme référence, en utilisant les facteurs d'émissions de GES par type d'énergie donnés par l'ADEME [ADE07]. La comparaison est présentée Tableau 3-7.

Tableau 3-7. Comparaison des émissions de GES des deux méthodes de transformation en France et en Allemagne.

Procédé	Consommation électrique kJ/kg_lait	Consommation Gaz kJ/kg_lait	Emission totale France g_eq_CO ₂ /t_lait	Emission totale Allemagne g_eq_CO ₂ /t_lait
MF	31	13,5	1,30	4,78
Traitement Thermique	21,3	21,54	1,58	3,97

Comme le montre le Tableau 3-7, en France la MF émet moins de CO₂ que le traitement thermique. Ceci est dû à la faible consommation d'énergie thermique de la MF, associée à un faible facteur d'émission de l'énergie électrique en France. En effet, dans l'opération d'épuration bactérienne par microfiltration, la seule opération demandant une énergie thermique à haute température est le traitement thermique de la crème, tandis que pour le traitement thermique le lait entier est chauffé à une haute température. Par contre, en Allemagne le traitement thermique représente des gains en émissions par rapport à la MF, dû au facteur d'émissions relativement élevé de la production d'électricité. La détermination **des meilleurs procédés de transformation** semble la plus judicieuse, et le choix sera laissé ensuite à l'auditeur appliquant les étapes suivantes de l'AEEP (voir chapitre 2). Ce choix dépendra des critères requis par l'audit énergétique effectué. De plus, lors de la conception et de l'installation d'un nouveau procédé, un nombre de facteurs s'ajoute aux critères économiques ; ce sont le coût d'investissement, l'évolution des prix de l'énergie, etc. Dans cette étude, ces facteurs ne sont pas pris en compte.

Pour le procédé analysé, la température de sortie du lait est plus élevée que sa température d'entrée et requiert donc un besoin énergétique de chauffage du lait à une température de 35 °C environ. Par contre, dans le cas où le produit ne passe pas par des étapes de transformation à température élevée (par exemple la fabrication de lait ou de jus de fruits

⁷ DGEMP : Direction Générale des Energies et des Matières Premières

pasteurisé), la température de refroidissement serait égale à la température de stockage initial. Dans ce cas, l'EMR devient nulle (voir équation (3.17)). Par contre, la consommation optimale ne peut être nulle dans ce cas. Ceci est démontré par les courbes composites du lait présentées à la Figure 3-43. En effet, la récupération totale de l'énergie existante dans le lait implique un gradient de température nul entre le flux chaud et les flux froids, ce qui demanderait une surface d'échange infinie.

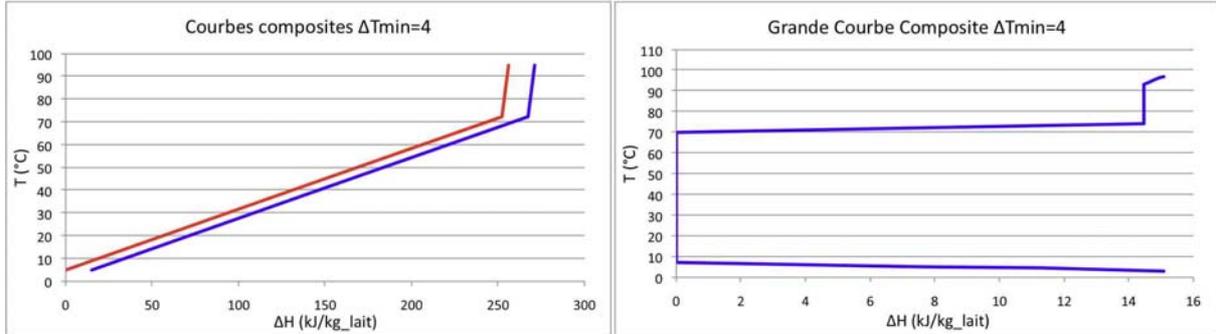


Figure 3-43. Courbes Composites et Grande Courbe Composite du lait pour une simple pasteurisation avec refroidissement à la température initiale

Dans ce cas, la consommation énergétique du procédé est de $2,51 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg_lait}$ et de $21 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg_lait}$. Cette consommation est calculée pour un pincement de 4 K ; un pincement supérieur à cette valeur entrainera une augmentation de la consommation énergétique. Par ailleurs, les systèmes fonctionnant avec ces conditions existent déjà et sont largement répandus dans l'industrie alimentaire, généralement ils sont optimisés en termes de consommation énergétique. Il n'est donc pas nécessaire d'élaborer davantage cette étude, et en extrapolation il ne serait pas nécessaire d'effectuer l'étude pour la MF avec les mêmes conditions de sortie du lait.

Pour l'opération d'épuration bactérienne et selon la qualité requise par l'industriel, les meilleurs procédés de transformation sont alors déterminés. Cependant, des critères de sécurité dépendant de l'industriel risquent de ne pas être respectés par ces procédés. Ces critères imposent souvent une double pasteurisation par traitement thermique (voir critères de productivité paragraphe 5.1.2). Dans ce cas le traitement thermique est imposé et de ce fait les analyses énergétique et exergetique du procédé de double pasteurisation thermique sont nécessaires.

Double pasteurisation

La Figure 3-44 présente un exemple de procédé d'épuration bactérienne du lait où le produit est pasteurisé par traitement thermique 2 fois. Il s'agit ensuite de déterminer la consommation totale et de l'optimiser.

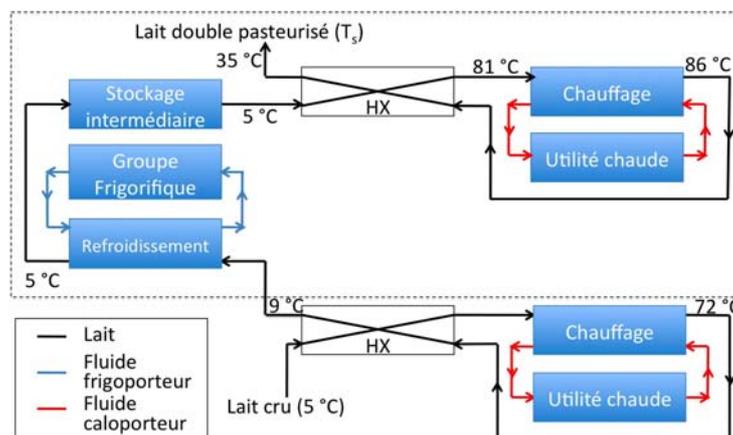


Figure 3-44. Schéma d'un exemple de procédé de double pasteurisation de lait

Le même pincement de procédé de 4 K est pris pour cette étude. La même démarche d'analyse est alors appliquée en partant de la GCCNE représentant la consommation totale du procédé. Il est à remarquer que ce procédé représente une simple pasteurisation à température de sortie de 5 °C, suivie d'une deuxième pasteurisation à température de sortie de 35 °C. L'EMR est toujours calculée par l'équation (3.17), elle est en l'occurrence égale à l'EMR d'un traitement thermique à température de sortie de 35 °C.

Un besoin en refroidissement est noté au niveau des courbes composites, mais il est négligeable devant le besoin énergétique total du procédé ($15 \text{ kJ}_{\text{froid}}/\text{kg}_{\text{lait}}$ comparé à $113,1 \text{ kJ}_{\text{chaud}}/\text{kg}_{\text{lait}}$), et la réfrigération ne sera pas analysée dans cette partie de l'étude, mais sa consommation sera intégrée dans la consommation totale du procédé. La Figure 3-45 représente la GCCNE du procédé.

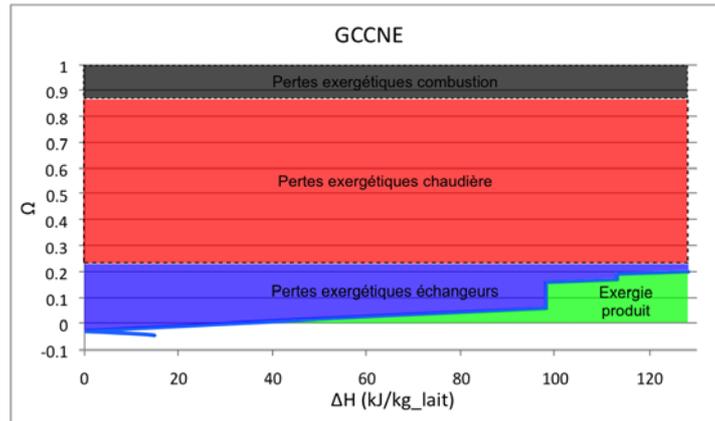


Figure 3-45. GCCNE du procédé de double pasteurisation de lait

Par la même démarche d'analyse, une PAC d'un COP de l'ordre de 4,6 peut être installée, cette PAC consommerait $21,3 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$. Il faut cependant rajouter la consommation du groupe frigorifique. La même démarche d'analyse peut être employée pour la détermination du COP du groupe frigorifique. Il est estimé de l'ordre de 6,3, entraînant donc une consommation électrique de $2,4 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{lait}}$. La consommation de gaz naturel quant à elle est de l'ordre de $43 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg}_{\text{lait}}$, en utilisant le même rendement moyen de la chaudière. Finalement la consommation totale du système optimisé sera de **$23,7 \text{ kJ}_{\text{meca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$** et **$43 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg}_{\text{lait}}$** . Ce procédé est utilisé uniquement lorsque les critères de productivité de l'usine l'imposent, bien qu'il consomme plus d'énergie que les procédés déterminés précédemment.

6. Conclusions

Dans ce chapitre, l'étape « Analyse Procédé » de l'AEEP a été appliquée à une variété d'opérations unitaires. La généralité de la démarche peut être tirée de cette étude, par la revue des différentes étapes d'analyse appliquées.

- L'analyse moléculaire : cette analyse est généralement tirée de la littérature, du travail effectué par les experts procédés ou les experts produits. Cette analyse sert à déterminer l'EMR pour la transformation du produit, prenant en compte uniquement les critères de qualité et de productivité du système de production. Cependant, l'EMR calculée est l'énergie idéalement requise pour la transformation du produit. L'analyse moléculaire en tant que telle permet de déterminer les modifications possibles du procédé en vue de diminuer sa consommation énergétique totale. De plus, la description des différentes méthodes de transformation du produit permet de comparer plusieurs procédés pour la fabrication du même produit avec la qualité requise.

- L'analyse énergétique appliquée au procédé de transformation sert à optimiser la consommation de manière horizontale (en diminuant le besoin énergétique du procédé pour cibler l'EMR). Cependant, il a été démontré que cette analyse n'est pas suffisante, et qu'en la combinant à l'analyse exergetique, la consommation peut être diminuée d'une manière verticale, en introduisant des systèmes thermodynamiques profitant de l'énergie disponible dans les flux chauds ou l'environnement en vue de leur utilisation pour chauffer les flux froids.

Cette analyse des opérations sélectionnées, permettra pour la suite de minimiser le travail de l'ingénieur auditeur confronté à ces opérations ou à des opérations similaires. Ce chapitre démontre donc que, en utilisant l'AEEP et notamment l'étape « Analyse Procédé », la démarche est systématique et emploie les mêmes modèles de calcul, à condition de bien comprendre le procédé et l'effet de chaque paramètre sur la qualité finale du produit.

Cependant, l'analyse séparée des opérations unitaires n'est pas suffisante. L'approche analyse système doit être introduite, en vue de déterminer les interactions entre les opérations elles-mêmes. Dans ce cas, une adaptation de l'analyse effectuée lors de l'AP doit être introduite en vue de combiner les différentes opérations appartenant au système de production qui sera étudié lors de l'audit. Cette étude fera l'objet du chapitre 4.

7. Références

- [ABO06a] B. Abou Khalil, J.F Bérail, « Analyse Énergétique de Procédés, Fromagerie Bel Cléry Le Petit », EDF R&D, 2006.
- [ABO06b] B. Abou Khalil, F. Sicard, N. Flach-Malaspina, « Analyse Énergétique de Procédés, Usine de salades Bonduelle », EDF R&D, 2006.
- [ADE07] ADEME, « Guide des facteurs d'émissions », 2007.
- [AIM04] P. Aimar, G. Daufin, « Séparation par membrane dans l'industrie agro alimentaire », Techniques de l'Ingénieur, dossier F3250, 2004.
- [BEA03] C. Beal et I. Sodini, « fabrication des yaourts et des laits fermentés », Techniques de l'Ingénieur, dossier F6315, 2003.
- [BON08] C. Bonazzi et J.J. Bimbenet, « Séchage des produits alimentaires appareils et applications, Techniques de l'ingénieur, dossier F3002, 2008.
- [BOU01] J.L. Boutonnier, « Crèmes glacées, glaces et sorbets : formulation et fabrication », Techniques de l'ingénieur, dossier F8010, 2001.
- [BOU06] S. Bourdon et A. Baudot, « Filtration membranaire (OI, NF, UF) – Applications diverses », Techniques de l'ingénieur, dossier J2796, 2006.
- [BOU07] J.L. Boutonnier, « Matière grasse laitière », Techniques de l'ingénieur, dossier F6321, 2007.
- [DGE07] DGEMP, « Prix du Gaz et de l'électricité en Europe au 1er Janvier 2007 ». http://www.industrie.gouv.fr/energie/statisti/f1e_stats.htm
- [ENG08]. « Engineering toolbox », <http://www.engineeringtoolbox.com>, 2008.
- [FEN97] X. Feng et X. X. Zhu, « Combining Pinch and Exergy Analysis for Process modifications », Applied Thermal Engineering, 1997
- [GES07] G. Gésan-Guizou, « Filtration membranaire, application à l'agoralimentaire », Techniques de l'Ingénieur, dossier J2795, 2007.
- [GOU01] H. Goudéranche, B. Camier-Caudron, J.Y.GASSI, P.SCHUCK, « Procédés de transformation fromagère », Techniques de l'Ingénieur, dossiers F6305, F6306 et F6307, 2001.

- [HEY00] G. HEYEN, « Analyse exergétique des systèmes industriels », Université de Liège, 2000.
- [KNE64] F. Kneule, « Le séchage », traduit par R. Lassaigne et A. Zundel, Edition Eyrolles, 1964.
- [LEG79] P. Le Goff, « énergétique industrielle », tome 1, Technique et documentation, 1979.
- [LEL92] R. Leleu, « Evaporation », Techniques de l'ingénieur, dossier J2320, 1992.
- [LEV01] J.Y Leveau, J.P Larpent et M. Bouix, « Sécurité microbiologique des procédés alimentaires », Techniques de l'Ingénieur, dossier F1120, 2001.
- [LIN92] B. Linnhoff, V.R. Dhole, « shaftwork target for low temperature process design », Chemical Engineering Science, 1992.
- [LIN98] Linnhoff and March : « Introduction to pinch technology », 1998.
- [MUR08] R. Murr, « Gains énergétiques globaux par installation des pompes à chaleur dans un procédé agro alimentaire », Mémoire de première année de thèse, CEP-EMP, 2008.
- [NAD95] J.P Nadeau et J.R Puiggali, « Séchage, des processus physiques aux procédés industriels », Techniques et documentation LAVOISIER, 1995.
- [SHA98] D. Shapton, « Principles and practice for the safe processing of foods (paperback), Woodhead publishing series in food science and technology, 1998.
- [SPI08] H.E. Spinnler, « Transformation et conservation des produits agroalimentaires », Techniques de l'Ingénieur, dossier F3450, 2008.
- [VAC93] F. Vachet, « Séchage dans l'industrie chimique », techniques de l'ingénieur, dossier J2483, 1993.
- [VEI79] R. Veisseyre, « Technologies du lait », La maison rustique, Paris, France, 1979.

Chapitre 4

Application de l'AEEP à une usine de fabrication de fromages

1. Introduction

Dans le chapitre précédent, l'étape AP a été appliquée à plusieurs opérations unitaires génériques. Dans ce chapitre, une AEEP complète sera effectuée sur une usine de fabrication de fromages. Comme déjà démontré, et étant donné que le but de l'AEEP est de simplifier et systématiser l'audit énergétique, l'AP est une étape fondamentale. Par ailleurs, il sera montré que, pour la fabrication du fromage, plusieurs des opérations consommatrices d'énergies ont déjà été traitées dans le chapitre 3. L'application de l'AEEP dans ce chapitre est un cas réel, où l'auditeur est confronté à un système de production dont l'AP a déjà été effectuée, et par suite nécessite un travail préalable minimal. En effet, les résultats de l'AP de ces opérations peuvent être utilisés pour l'usine étudiée, l'AP doit être revisitée pour adapter certains paramètres aux niveaux exacts d'utilisation de l'énergie.

Par ailleurs, l'AP déjà réalisée est effectuée par opération unitaire, et non par système de production. Deux points essentiels seront montrés dans ce chapitre :

- une comparaison des analyses opération unitaire versus une analyse système de production. En effet, l'analyse système de production permet d'identifier des potentiels d'économie d'énergie non visibles lors de l'analyse par opération unitaire
- ensuite, ce chapitre montre comment se servir des résultats de l'AP effectuée sur les opérations unitaires, en vue de simplifier l'analyse système, de manière à limiter les données nécessaires et donc à appliquer l'analyse aux faibles niveaux d'audits énergétiques.

2. Analyse Procédé

Comme déjà décrit, cette étape débute par une description générique du procédé de fabrication, servant à identifier les opérations consommatrices d'énergie, et à déterminer les critères de qualité et leur effet sur la méthode de transformation. Pour ce faire, un procédé générique de fabrication de fromages à pâtes pressées est présenté à la Figure 4-1 ([GOU01], [RUI02]). Comme le montre cette figure, deux opérations sont particulièrement consommatrices, la pasteurisation du lait (pour épuration bactérienne) et la concentration du lactosérum. Cependant, selon les sites industriels, la concentration peut ou non être incluse dans le système de production [NEA08]. Quelle que soit la localisation, la concentration a lieu est fait partie intégrante du procédé de transformation allant du lait au fromage, incluant le traitement de ce coproduit.

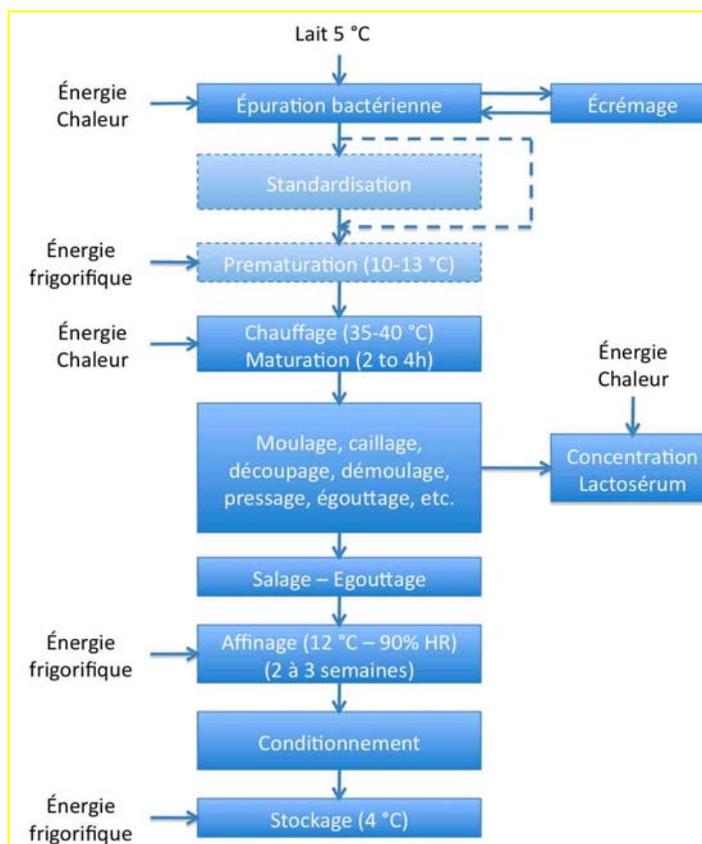


Figure 4-1. Description générale du procédé de fabrication de fromages

Par ailleurs, une opération existe dans toutes les activités du secteur agro-alimentaire, qui n'intervient pas directement sur le produit. Cette opération est le nettoyage du matériel et des équipements utilisés. Elle sera traitée lors de l'analyse de cette usine.

De plus, les opérations d'affinage et de stockage à froid sont susceptibles de consommer une quantité non négligeable d'énergie. Par contre, ces opérations ont longuement été étudiées par le passé, et trouver des améliorations radicales reste peu probable. Une analyse particulière en vue de la détermination des pertes énergétiques non fatales est la seule applicable pour ces opérations là, elles ne seront donc pas traitées lors de l'AP. Cependant, l'énergie cédée par le produit pendant ces opérations se retrouve au niveau des groupes frigorifiques. Une possibilité existe alors pour la récupération de cette énergie lors de l'analyse système, et cette récupération est possible au niveau des condenseurs des groupes frigorifiques.

Pour effectuer l'analyse, il faut revenir au schéma général du procédé de fabrication du produit, et adapter l'AP au système particulier. Cette étude sera effectuée lors de l'analyse des résultats (étape 3) après la collecte des données et la description du système de production particulier appliqué à l'usine.

3. Synoptique de l'usine

Cette étape définie au chapitre 2, consiste en une collecte de données du système de production, en décrivant les différentes opérations de transformation du produit, spécifiques à l'unité de production. Pour des raisons de confidentialité, seules les opérations consommatrices d'énergies seront présentées dans cette étude. Le synoptique est tracé à la Figure 4-2. Il faut maintenant décrire ces opérations selon les données collectées et les mesures réalisées, présentées au Tableau 4-1.

Tableau 4-1. Consommations et productions annuelles de l'usine

Fromage fabriqué (t/an)	Lait traité (t/an)	Electricité (MWh/an)	Fioul (MWh/an)	Vapeur (MWh/an)	Eau (m ³ /an)
7 355	73 547	8 669	46 200	31 073	315 002

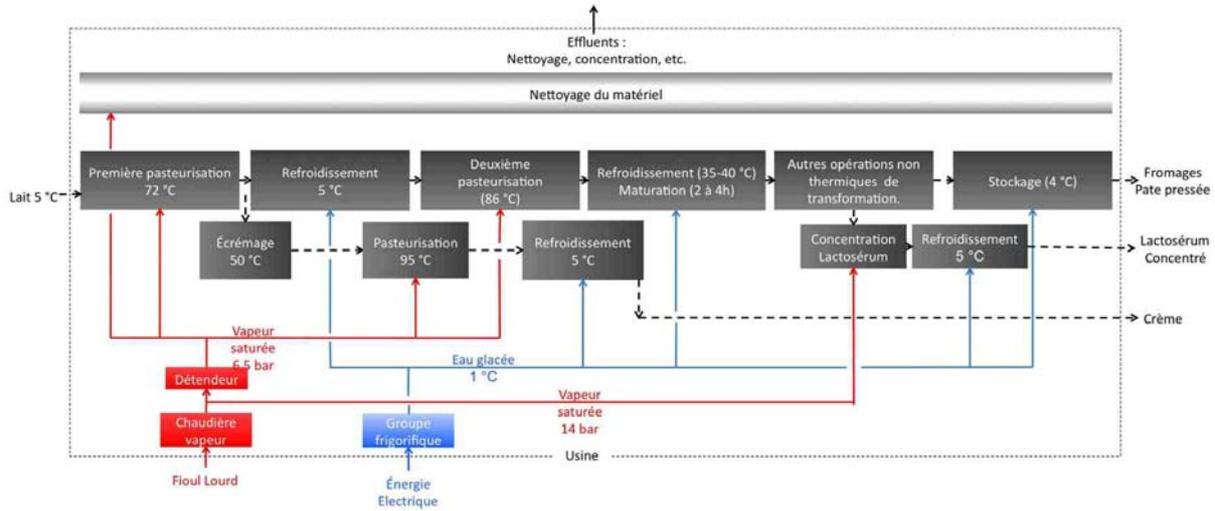


Figure 4-2. Synoptique du système de production de la fromagerie étudiée

3.1. Épuration bactérienne et maturation

Cette opération est effectuée par un double traitement thermique. Elle est similaire à l'opération de double traitement thermique étudiée dans le chapitre 3 paragraphe 5.2.2.1. Cependant, lors de l'étude précédente, le traitement de la crème n'était pas pris en considération. Cette étude est alors adaptée en ajoutant les opérations de réchauffage et de refroidissement de la crème. Le schéma du procédé est présenté à la Figure 4-3.

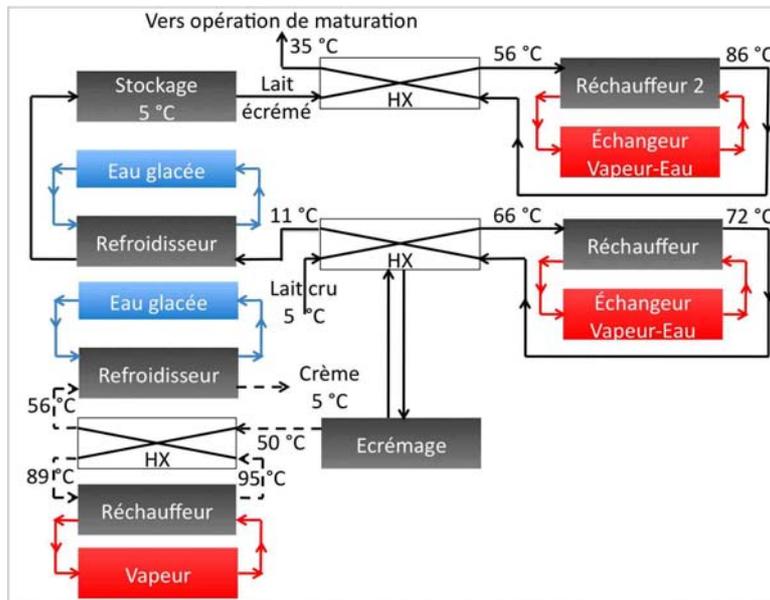


Figure 4-3. Procédé de double pasteurisation du lait associé à la pasteurisation de la crème

Dans les différents pasteurisateurs, les températures internes à l'entrée et à la sortie des échangeurs récupérateurs ne sont pas accessibles sans intrusion (interdites lors de l'audit effectué). De ce fait, selon les températures mesurées (entrée et sortie des pasteurisateurs) les températures intermédiaires ont été déduites, en se servant du pincement fourni par les

manuels de chaque pasteurisateur. Les différents flux énergétiques sont présentés au Tableau 4-2.

Tableau 4-2. Flux mesurés du procédé de traitement thermique du lait et de la crème [ABO06]

Produit	Opération	m (kg/kg_lait)	Te (°C)	Ts (°C)	c _p (kJ/kg.K)	ΔH (kJ/kg_lait)
Lait entier	Chauffage	1	5	72	3,77	252,59
	Refroidissement	1	72	50	3,77	-82,94
Lait écrémé	Refroidissement	0,91	50	5	3,77	-154,3815
	Chauffage	0,91	5	86	3,77	277,8867
	Refroidissement	0,91	86	35	3,77	-174,9657
Crème	Chauffage	0,09	50	95	3,77	6,786
	Refroidissement	0,09	95	5	3,77	-13,572

L'EMR dans ce cas est calculée selon la variation de l'enthalpie du produit entre l'entrée et la sortie du procédé. L'équation (3.24) du chapitre 3 est utilisée, avec une variation prenant en considération l'ajout de l'opération de traitement de la crème. L'équation devient alors l'équation (4.1).

$$Q = m_{Lec,s} h_{Lec,s} + m_{c,s} h_{c,s} - m_{Le,e} h_{Le,e} \quad (4.1)$$

Avec :

- « Le » : lait entier
- « Lec » : lait écrémé
- « c » : crème.

Cette EMR est calculée et elle est de l'ordre de 103 kJ/kg.K. Pour calculer l'énergie réellement consommée par le système actuel, il faut déterminer les apports d'énergie au système, et calculer les différentes valeurs. Ces apports sont visibles sur le schéma de la Figure 4-3, et sont répartis comme suit :

- chauffage du lait entier de 66 à 72 °C
- chauffage du lait écrémé de 56 à 86 °C
- chauffage de la crème de 89 à 95 °C

La somme de ces 3 apports de chaleur détermine la consommation totale du système. Elle est de l'ordre de 133 kJ/kg_lait, ce qui donne un rendement du procédé de l'ordre de 77 %. Ensuite, la différence entre la consommation réelle et l'EMR constitue des pertes énergétiques. Ces pertes sont alors décomposées en deux types, les pertes fatales et les pertes non fatales. Les pertes non fatales sont déterminées par la différence entre la consommation réelle et la consommation minimale du procédé actuel sans changement, tandis que les pertes fatales sont déterminées par la différence entre la consommation optimale du procédé actuel et celle du procédé optimal.

3.2. Concentration de lactosérum

La concentration du lactosérum est effectuée dans 2 concentrateurs séparés, l'un comprenant 5 effets avec thermocompression et l'autre 4 effets sans thermocompression. La répartition de la charge de concentration sur les 2 concentrateurs est calculée selon la puissance de chacun, associée au temps de fonctionnement journalier, données prises lors de la collecte. Le tableau présente les puissances et les temps de fonctionnement journaliers pour en déduire la répartition de la charge en pourcentage. Ce pourcentage est ensuite utilisé pour déterminer la quantité de lactosérum traitée dans chaque concentrateur par

tonne de lait entrant à l'usine. Comme le nombre de jours travaillés par an est légèrement variable, le nombre d'heures de fonctionnement des concentrateurs n'est qu'un indicateur de la répartition de la charge, le rendement de production sera utilisé pour déterminer la quantité de lactosérum traitée par kg de lait. Il est dans ce cas supposé que les pertes en matières du lactosérum sont nulles, et la quantité totale de lactosérum traitée par an sera calculée par la différence entre la masse de lait traité et la masse de fromage annuelles sortant de l'usine (voir Tableau 4-1).

Tableau 4-3. Répartition de la concentration sur les deux concentrateurs existants

Concentrateur	Débit traité (t/h)	Temps de fonctionnement (h/jour)	Débit journalier (t/jour)	Débit total (%)	Débit total (kg_lacto / kg_lait)
5 effets	22	20	440	82	0,74
4 effets	8	12	96	18	0,16

Le lactosérum est concentré identiquement dans les deux concentrateurs d'une concentration initiale de 5 % de matières sèches à une concentration finale de 32 % de matières sèches, imposant une masse de 0,84 kg_{ee} par kg de lactosérum traité (kg_{lacto}), ou 0,756 kg_{ee}/kg_{lait}.

La source de chaleur utilisée est de la vapeur saturée à une pression de 1,4 MPa (température saturante d'environ 195 °C). Les pressions des différents effets ne sont pas connues, et donc le pincement au niveau des évaporateurs ne peut pas être connu. Pour les calculs des différentes consommations, un pincement de 5 K sera pris comme hypothèse. Compte tenu du niveau élémentaire de l'audit mené, des grandeurs comme le pincement des évaporateurs ne peuvent pas être mesurées, et seront remplacées par des estimations.

La consommation énergétique des concentrateurs ne pouvait pas être mesurée avec précision pour chacun. Il aurait fallu disposer d'un débitmètre installé sur chacun d'eux, ce qui n'était pas le cas. Par contre, les courbes de variation des débits de vapeur pour l'atelier de concentration sont mesurées par un débitmètre général. L'analyse de cette courbe permet alors de déterminer le débit de vapeur entrant dans chacun des concentrateurs. Cette consommation mesurée était de l'ordre de 406 kJ/kg_{ee} pour le concentrateur à 5 effets, et de 600 kJ/kg_{ee} pour le concentrateur à 4 effets [ABO06]. En prenant en compte la répartition de la charge de concentration sur les deux concentrateurs, la consommation moyenne de l'opération de concentration est de l'ordre de 441 kJ/kg_{ee}.

Cependant, cette consommation est rapportée uniquement à la concentration de lactosérum. Or, les concentrateurs fonctionnent aussi pour concentrer du lait. La quantité et les concentrations du lait sont inconnues. Pour déterminer la consommation totale de l'opération de concentration, il est plus précis d'utiliser la consommation totale annuelle de cette dernière, et de la rapporter à l'unité de masse de lait traité dans l'usine. La consommation totale de l'opération de concentration est estimée par l'industriel à 40 % de la consommation totale en vapeur, ce qui implique une consommation moyenne de l'ordre de 607 kJ/kg_{lait}, et la quantité d'eau éliminée par les 2 concentrateurs est de l'ordre de 1,38 kg_{ee}/kg_{lait}. Le concentrateur à 5 effets avec thermocompression consomme alors 559 kJ/kg_{lait}, tandis que celui possédant 4 effets consomme 826 kJ/kg_{lait}. Le Tableau 4-4 reprend les consommations des concentrateurs individuellement et regroupés.

Tableau 4-4. Consommation totale et individuelle des concentrateurs

Consommation totale moyenne kJ/kg _{lait}	Consommation 4 effets kJ/kg _{ee}	Consommation 4 effets kJ/kg _{lait}	Consommation 5 effets kJ/kg _{ee}	Consommation 5 effets kJ/kg _{lait}
607	600	826	406	559

Le concentrateur à 5 effets avec thermocompression présente un fonctionnement particulier. La compression d'une partie des buées sortant du premier effet est effectuée par injection de vapeur haute pression (1,4 MPa). La thermocompression permet un taux de compression faible et qui dépend fortement de la haute pression de la vapeur d'alimentation [LEL92]. Les buées sortant du premier effet sont généralement en partie comprimées, et le reste est utilisé pour chauffer l'effet suivant.

Il est important de noter que les relevés de données sur la consommation des concentrateurs sont associés à des incertitudes non négligeables. De ce fait, les valeurs des pertes non fatales et celles des gains associés seront aussi associées d'incertitudes non négligeables.

3.3. Nettoyage du matériel

Le nettoyage du matériel constitue, comme déjà montré au chapitre 3, une opération consommatrice d'énergie dans toutes les industries alimentaires. Cependant, déterminer la consommation précise de chaque élément de nettoyage revient à un travail long et difficile à réaliser dans un cadre d'audit énergétique de faible niveau. Il est donc plus judicieux de déterminer la consommation actuelle totale de l'ensemble des opérations, la comparer à la consommation optimale d'un système proche et déterminer ensuite les pertes fatales liées à ce procédé de nettoyage, et donc les gains énergétiques réalisables par installation du nouveau procédé. Ensuite, dans le cas où le procédé proposé est retenu, une étude poussée peut être effectuée, éliminant ainsi les imprécisions résultant des mesures.

La consommation de la totalité des opérations de nettoyage de matériels du site étudié est donnée par une répartition propre à l'industriel de sa consommation énergétique totale en vapeur. Le nettoyage constitue environ 23 % de la consommation totale, ce qui donne environ 7 130 MWh de vapeur par an [ABO06]. Il faudrait ensuite se servir du rendement calculé de la chaudière à vapeur pour déterminer la consommation de cette opération en combustible.

Le cycle de nettoyage appliqué aux différents équipements est semblable au cycle étudié dans le chapitre 3. En effet, il comprend les étapes de pré-nettoyage, de nettoyage basique, de rinçage, de nettoyage acide et finalement d'un dernier rinçage. Il est donc possible de proposer le cycle de nettoyage optimisé lors de l'AP, et de déterminer les gains réels accessibles. Cependant, l'AP générique est effectuée par unité de masse d'objet traité. Il faut donc déterminer la masse totale des objets lavés sur site. Cette mission n'est pas facile à réaliser lors d'un audit énergétique. Cependant, selon la consommation totale d'énergie des différentes opérations de nettoyage, cette grandeur peut être déterminée, en supposant que les opérations réelles ne présentent pas de pertes énergétiques par rapport à la consommation calculée par l'étude du cycle (voir chapitre 3 paragraphe 4). D'autre part, les gains réalisables par installation du cycle optimal peuvent être pondérés en se référant à la consommation initiale du cycle fonctionnant à la vapeur. Les gains réalisables peuvent ensuite être calculés par rapport à la consommation totale réelle des différentes opérations.

3.4. Les utilités associées au système de production

Les énergies calorifique et thermique apportées aux opérations unitaires du système de production sont assurées par les utilités. Ces utilités convertissent l'énergie de l'énergie achetée (électricité ou combustible) à l'énergie acheminée au produit (dans ce cas vapeur d'eau saturée pour la chaleur, ou eau glacée pour l'énergie frigorifique). Il est donc important d'étudier le fonctionnement de ces utilités avec deux buts principaux :

- l'évaluation du rendement de conversion de l'énergie par les utilités. Ce rendement sert à déterminer les consommations réelles et les gains potentiels au niveau des différentes opérations en termes d'énergie achetée

- l'analyse du fonctionnement de ces utilités, en vue de déterminer les pertes énergétiques que présentent celles-ci et de déterminer des améliorations possibles.

Pour cela, les utilités de production de vapeur et d'énergie frigorifique ont été étudiées.

3.4.1. La production de vapeur

La production de vapeur d'eau est assurée par deux chaudières fonctionnant au fioul lourd, et ce choix est dû à l'absence de réseaux d'acheminement de gaz naturel dans la zone géographique considérée. Les chaudières sont d'une puissance de 5,44 MW chacune, produisant ainsi un débit de 10 t/h de vapeur d'eau saturée à 1,4 MPa. Les mesures sur les chaudières n'étaient pas possibles lors de l'audit, mais les données de production de vapeur et de consommation de combustible (fioul lourd) sur une année référence étaient disponibles. Le rendement de production de vapeur est ainsi calculé.

Il faut toutefois préciser que le rendement calculé n'est pas le rendement optimal de la chaudière, qui serait plus élevé que la valeur calculée. Ce rendement est en effet calculé à partir de la vapeur produite et du combustible consommé sur un an. Il comprend la production et la distribution de la vapeur, ainsi que le retour des condensats. La valeur de ce rendement est de l'ordre de 68 %. Les pertes énergétiques de la production et de la distribution de vapeur ne peuvent pas être déterminées et localisées ; cette étude nécessite des mesures sur les chaudières, non disponibles lors de l'audit.

3.4.2. La production de froid

L'énergie frigorifique nécessaire à l'usine est utilisée sous forme d'eau glacée. L'eau glacée est produite par un groupe frigorifique constitué de 4 compresseurs à ammoniac (NH_3) à pistons. Durant la période des mesures, un des 4 compresseurs était à l'arrêt pour réparation.

Les groupes frigorifiques fonctionnent avec des condenseurs à eau. L'eau utilisée est celle d'un ruisseau proche du site. Ce condenseur à eau limite la capacité de production d'eau glacée pendant l'été, à cause de la diminution du débit d'eau de ruisseau et de l'augmentation de sa température. La répartition de la charge des compresseurs sur la production d'eau glacée est représentée schématiquement par la Figure 4-4.

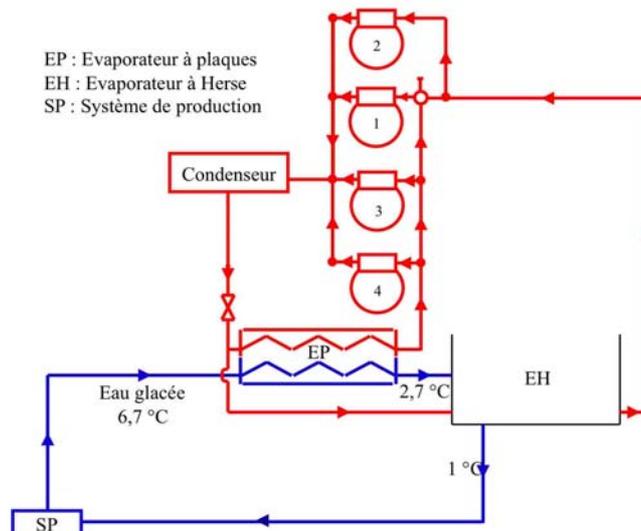


Figure 4-4. Production d'eau glacée

L'eau glacée possède 3 utilisations principales :

- le refroidissement du lait dans l'opération de pasteurisation

- la climatisation des caves d'affinage (12°C 95 % HR). En hiver la climatisation nécessite du chauffage, assuré par de la vapeur pour certaines caves et par des résistances électriques pour d'autres
- la climatisation des ateliers (18/22°C). Les ateliers climatisés sont les ateliers de production de fromage après pasteurisation. En hiver, le chauffage est assuré par de l'air chaud produit par la vapeur.

Déterminer le rendement de production d'eau glacée revient à déterminer le COP moyen du groupe frigorifique. Ceci revient à déterminer le COP de Carnot (COP_c) moyen de ce dernier sur l'année, pour l'associer ensuite à un rendement exergetique moyen selon le type de compresseurs utilisé.

Pour déterminer le COP_c il faut déterminer les températures d'évaporation et de condensation du système. La température de condensation dépend fortement de la température de l'environnement. En effet, comme déjà indiqué, le fluide frigorigène est refroidi dans le condenseur par de l'eau du ruisseau. La température de condensation dépend donc de la température de l'eau du ruisseau, qui varie avec la saison.

Par ailleurs, les mesures sur les échangeurs ne permettent pas de déterminer les pincements précis. Cependant, les pressions d'évaporation et de condensation sont mesurées par des capteurs de pressions installés sur le système. Un relevé des pressions de condensation est enregistré pour les mois de juin et de juillet. Selon cette pression de condensation, la température peut être déterminée.

Le Tableau 4-5 présente les différentes grandeurs relevées de l'usine, ainsi que le calcul du COP associé. La valeur de 50 % est prise pour le rendement exergetique du système frigorifique [SIC06].

Tableau 4-5. Mesures et calculs du COP de production d'énergie frigorifique

Date	Température d'évaporation (°C)	Température de Condensation (°C)	COP_c	COP	Puissance compresseurs (kW)	Puissance froid (kW)
Janvier 2006	-9,1	31,1	6,57	3,3	197	647
Juin 2005	-1,7	18	13,78	6,9	197	1357

Pour déterminer le COP frigorifique annuel du système, les équations (3.25) à (3.27) données au chapitre 3 doivent être utilisées. Elle sont rappelées ci-dessous.

$$COP_{c,a} = \frac{Q_a}{W_a} \quad (3.25) \quad W_{i,a} = \sum_{j=1}^N W_{i,j} = \sum_{j=1}^N \frac{Q_j}{COP_{c,j}} \quad (3.26) \quad Q_j = n_j Q_a \quad (3.27)$$

Avec :

- Q : demande énergétique
- $COP_{c,a}$: COP de Carnot annuel
- $COP_{c,j}$: COP de Carnot journalier calculer selon le pincement du condenseur et la température de l'eau de ruisseau du jour
- W : travail total du compresseur
- N : nombre de jours de production dans l'année
- n : facteur de correction selon la production journalière. Il est égal à la production journalière du jour considéré divisée par la production totale sur l'année, en

supposant une production uniforme sur l'année. Dans le cas contraire, le facteur n peut être calculé d'après la répartition réelle de la production annuelle.

Et les indices « i » pour idéal(e) et « a » pour annuel(le).

Par contre, les données requises pour calculer avec précision le COP annuel ne sont pas disponibles, notamment le pincement moyen des échangeurs et les températures journalières de l'eau du ruisseau. Seules sont disponibles les données de fonctionnement en conditions climatiques extrêmes (janvier pour l'hiver et juin pour l'été). L'utilisation d'une valeur moyenne du COP dans ce cas risque d'impliquer des erreurs non négligeables sur les résultats. Il est donc plus judicieux d'utiliser les valeurs extrêmes pour déterminer des intervalles de consommations et de gains énergétiques sur les installations de production de froid.

Par ailleurs, la possibilité de récupération d'énergie au niveau des condenseurs des groupes frigorifiques semble difficile. En effet, la disposition géographique de l'usine nécessite un transport non négligeable de l'énergie d'un endroit à l'autre. De plus, la quantité d'énergie disponible au niveau de ces condenseurs n'est pas mesurable avec ce niveau d'audit. Une approche utilisant les opérations consommatrices d'énergie frigorifique peut servir pour estimer cette quantité d'énergie, mais celle-ci s'avère aussi difficile à réaliser, car certaines de ces opérations comme le traitement de l'air de l'ambiance des ateliers, ou même des caves d'affinage et de stockage sont difficilement calculables sans mesures précises. Pour cette partie de l'étude, cette énergie ne sera pas prise en compte. Cependant, notons que cette quantité d'énergie n'est pas négligeable, et que lors d'une étude approfondie suivant l'AEEP, il est nécessaire de la prendre en considération.

4. Analyse des résultats

L'analyse des résultats consiste à analyser les pertes énergétiques fatales et non fatales des différentes opérations unitaires en vue de déterminer les améliorations possibles de la performance énergétique du système de production. Cependant, cette analyse repose sur les résultats de la première étape (effectuée normalement une fois par opération ou par type de produit) pour déterminer les améliorations possibles de la performance énergétique.

Toutefois, le MPT dépend fortement des hypothèses prises en considération lors de l'AP. Ces hypothèses sont en général utilisées pour remplacer des données particulières au système de production étudié. Il est donc important d'adapter les résultats de l'analyse procédé aux données particulières du système.

Il faut mener l'étude sur les différentes opérations consommatrices d'énergies, en étudiant les changements. Le modèle de calcul élaboré lors de l'AP reste invariable, mais les valeurs prises comme hypothèses auparavant sont adaptées au nouveau système de production. De plus, les critères de qualité et de productivité prédéfinis lors de l'« analyse procédé » sont susceptibles de changer selon l'entreprise ; il faut aussi intégrer ce changement dans le modèle de calcul utilisé. Ensuite, le procédé optimal étant déterminé, le calcul et la définition des pertes énergétiques et exergétiques servira à déterminer les améliorations incrémentales (relevant des pertes non fatales) et les améliorations radicales (relevant des pertes fatales).

Par ailleurs, comme déjà indiqué, l'analyse système est importante, dans la mesure où elle permet l'identification de la quantité d'énergie totale disponible au niveau des différentes opérations. Cette analyse doit intégrer la qualité du produit. Comme indiqué au chapitre 1, l'intégration thermique risque d'être limitée par la disposition géographique des flux énergétiques présents. Pour remédier à ce problème, il est conseillé dans ce cas d'analyser les différentes opérations unitaires, et de prendre en compte l'énergie disponible après optimisation. Cette approche permet alors de maintenir la qualité du produit, et aussi de déterminer la meilleure intégration des différentes opérations consommatrices.

L'AP menée au chapitre 3 pour les opérations d'épuration bactérienne, de concentration et de nettoyage de matériel, montre que l'énergie disponible à la sortie de l'opération d'épuration et de nettoyage possède un faible niveau d'énergie (donc un faible niveau de température) contrairement à l'opération de concentration à la sortie de laquelle une quantité d'énergie non négligeable à un niveau de température relativement élevée est présente. L'analyse de l'opération de concentration doit être menée en premier lieu, en vue de déterminer la quantité d'énergie disponible à sa sortie.

4.1. Analyse système

L'adaptation de l'AP de l'opération de concentration au système étudié est nécessaire. Pour un procédé à multiples effets, le meilleur procédé de remplacement était une concentration à 2 effets utilisant une CMV pour comprimer les buées, dans le cas d'un retard à l'ébullition de 5 K, et de l'utilisation du compresseur utilisé comme exemple. Cette option peut être réalisée pour l'usine étudiée, à condition de déterminer la nouvelle consommation par unité de masse de lait.

Le MPT déterminé au préalable avec un pincement imposé par la capacité des évaporateurs actuellement installés (5 K) consomme environ $93 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg}_{\text{ee}}$, ce qui revient à environ $127 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$, pour le système étudié. L'adaptation du procédé déjà déterminée au cas particulier du système étudié se fait par une modification des débits d'eau évaporée pour déterminer les grandeurs calculées par rapport au débit de lait traité. La Figure 4-5 présente la GCCNE de ce procédé, avec la consommation de la CMV en énergie mécanique. Lors de la réalisation de cette étude, les données nécessaires (comme le retard à l'ébullition, l'évolution du rendement global du compresseur ou le pincement au niveau des évaporateurs) ont été remplacées par des estimations, pour remédier au manque de données associé au niveau d'audit. Dans le cas d'une étude plus poussée pour l'amélioration de l'un ou l'autre des procédés, les données nécessaires seraient disponibles ; il suffira alors de les appliquer au modèle de calcul déjà déterminé.

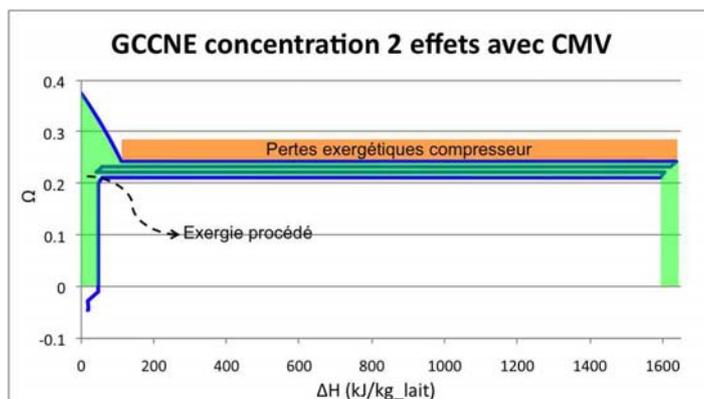


Figure 4-5. GCCNE du procédé de concentration à 2 effets avec CMV

De cette figure deux éléments principaux peuvent être tirés :

- la consommation optimale de l'opération de concentration après application du MPT, elle est de l'ordre de $128 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg}_{\text{lait}}$.
- l'énergie disponible dans les flux de refroidissement des condensats ainsi que la désurchauffe de la vapeur peuvent servir pour le chauffage d'autres opérations. L'énergie disponible sortant de l'opération de concentration est de l'ordre de $20 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{lait}}$. Cette quantité d'énergie est négligeable devant la quantité d'énergie disponible à la sortie de cette opération dans le cas d'absence d'une CMV.

Il est aussi à remarquer que compte tenu de l'absence de besoin énergétique à haute température, la consommation en combustible est éliminée, et l'échelle de la GCCNE ne doit

pas obligatoirement être de 1. Une échelle de 0,4 a été utilisée pour permettre de visualiser l'effet de la désurchauffe de la vapeur comprimée.

Lors de l'analyse système, il est important de distinguer deux cas : celui de l'installation d'une CMV et celui du maintien du système actuel.

4.1.1. Système de concentration actuel maintenu

Dans le cas du maintien du système actuel, l'énergie restante est présente dans les condensats des deux concentrateurs. Le niveau de température maximal que peuvent atteindre ces condensats est calculé selon le pincement du procédé et le nombre d'effets. Il est aussi important de noter que selon l'effet concerné, les condensats sortent à une température différente.

L'opération de concentration est alors décrite schématiquement pour chaque concentrateur (Figure 4-6 et Figure 4-7) en vue de déterminer le niveau de température et la quantité d'énergie disponible dans ces flux de condensats.

➤ Concentrateur à 5 effets avec thermocompression (TC)

Les hypothèses suivantes ont été prises lors de la détermination des masses et températures des condensats et buées disponibles.

- Le premier effet effectue 1/3 de la concentration totale. Lors du calcul de la consommation optimale du concentrateur 5 effets avec TC, la consommation d'un concentrateur à 6 effets a été utilisée, ce qui signifie que le premier effet comprenant la TC, agit comme 2 effets combinés. La masse des buées sortant du premier effet et passant au second est de 1/6 de la masse totale et donc, dans ce cas, de 0,23 kg/kg_lait.
- Les condensats sortant du premier effet sont retournés à la chaudière, ce qui est un cas général. Les condensats du premier effet sont constitués d'un mélange des buées du premier effet et de vapeur Haute Pression (HP).
- Le pincement reste constant, à 5 K, sur tous les évaporateurs.

La Figure 4-6 présente schématiquement ce procédé avec les températures des condensats et des buées disponibles à chaque effet.

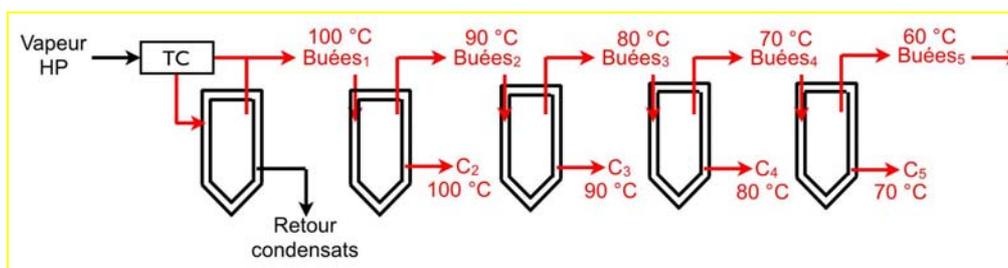


Figure 4-6. Schéma du concentrateur 5 effets avec TC

Avec :

- HP : Haute Pression
- C_i : condensats sortant de l'effet i .

Les condensats des effets 2 à 5 sont disponibles pour la récupération, ainsi que les buées sortant de l'effet 6. Ce concentrateur sera appelé C1 dans la suite.

➤ Concentrateur à 4 effets

Les mêmes hypothèses sont utilisées pour déterminer les masses et niveaux de température, à l'exception de l'hypothèse concernant la masse de condensats aux différents

effets. Dans ce cas, la répartition de la charge de concentration est uniforme, la masse de 0,25 kg/kg_{ee} est alors prise comme référence, donnant lieu à une masse de 0,345 kg/kg_{lait} à chaque effet. La Figure 4-7 présente le schéma de ce concentrateur.

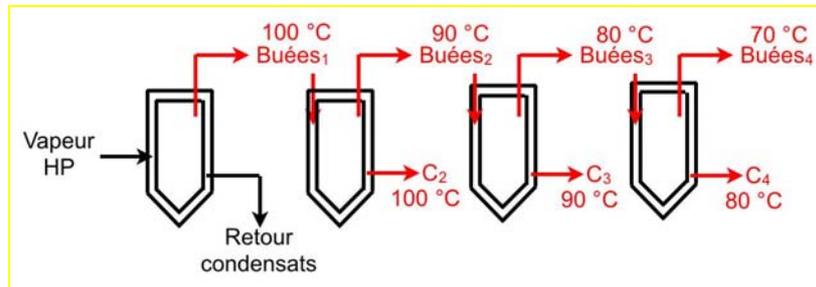


Figure 4-7. Schéma du concentrateur 4 effets

A l'image de l'analyse du concentrateur à 5 effets, les condensats des effets 2 à 4 sont disponibles, ainsi que les buées sortant de l'effet 4. Ce concentrateur sera appelé C2 par la suite.

Par ailleurs, les besoins en chaleur des autres opérations (traitement thermique et nettoyage) doivent maintenant être déterminés, afin de tracer la courbe composite globale.

Pour les opérations de traitement thermique, la totalité des flux chauds et froids sont considérés. Ces opérations sont de simples opérations de chauffage et de refroidissement du lait et de la crème, et si les différents flux échangent avec d'autres, cela ne risque pas de créer de problèmes de dégradation de la qualité.

Cependant, l'opération de nettoyage est particulière. En effet, les flux sortants de cette opération sont les eaux sales. Ces flux ne peuvent pas être récupérés sans un fluide intermédiaire. Par ailleurs, les flux chauds sortant de l'opération de concentration constituent une quantité d'énergie largement supérieure à celle contenue dans les eaux sales, et sont plus que suffisants pour assurer la quantité totale d'énergie requise par les deux opérations. Donc les flux chauds sortant de l'opération de lavage ne sont pas indispensables, et pour simplifier le calcul, ces flux ne seront pas pris en compte lors de la construction des courbes composites. Ces courbes sont tracées à la Figure 4-8. Un pincement de 6 K est maintenu pour respecter la capacité des échangeurs déjà existants dans les opérations de traitement thermique.

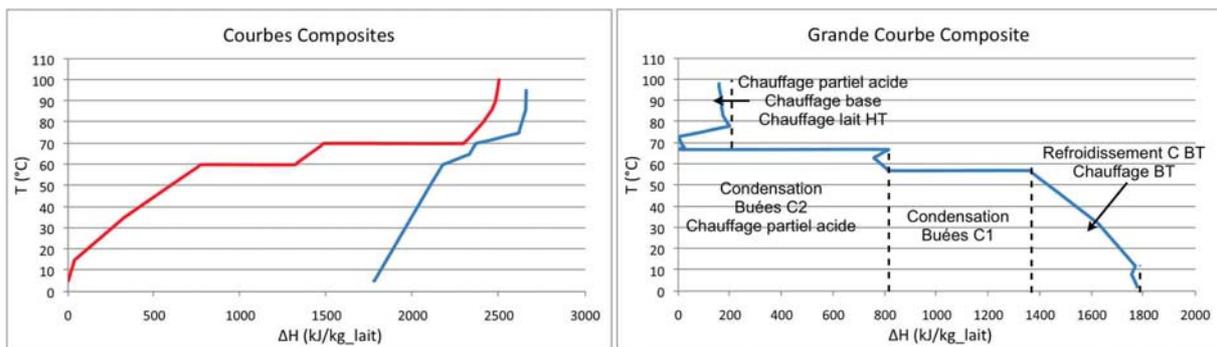


Figure 4-8. CC et GCC de l'intégration des besoins et disponibilité des opérations

Avec HT pour haute température et BT pour basse température.

Comme remarqué sur les courbes, l'énergie disponible sortant de l'opération de concentration et de traitement thermique, permet de chauffer une partie de la solution acide, et de chauffer d'autres fluides pour des températures inférieures à la température du pincement (température corrigée de 73 °C). Par ailleurs, un besoin énergétique persiste au niveau de l'opération de nettoyage, qui nécessite un niveau de température supérieur

niveaux de température des effluents des concentrateurs. Cependant, une pompe à chaleur permet d'obtenir un COP élevé dans le cas de l'utilisation de la condensation des buées du 4^{ème} effet du concentrateur C2 comme source de chaleur.

Une analyse exergétique permet alors de déterminer le COP de cette PAC éventuelle. Pour limiter les pertes exergétiques à l'évaporateur, l'eau peut être utilisée comme fluide frigorigène de cette PAC. En effet, la condensation des buées du 4^{ème} effet du concentrateur C2 n'est nécessaire qu'en partie pour chauffer la solution acide (voir GCC Figure 4-8). Une partie de cette buée peut être utilisée en condensation pour assurer ce besoin en chaleur, et une autre partie peut être comprimée pour assurer le besoin en chaleur haute température.

Le COP calculé selon la méthode introduite au chapitre 3 paragraphe 2.2.1 est de l'ordre de 19,3, en utilisant un rendement global du compresseur de l'ordre de 60 %. Ceci implique une consommation totale d'environ 8,15 kJ/kg_lait. La Figure 4-9 présente la consommation totale selon la GCCNE du système.

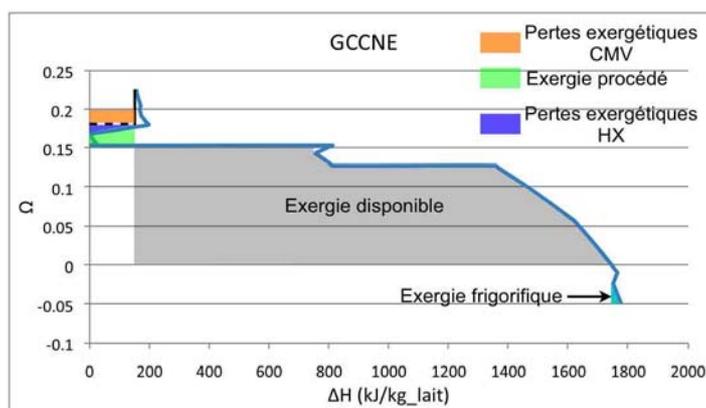


Figure 4-9. GCCNE de l'intégration des besoins et disponibilité des opérations

L'installation des différents échanges dans ce procédé, ainsi que l'installation de la CMV pour le chauffage des solutions de nettoyage éliminent les besoins énergétiques en chaleur des opérations de traitement thermique et des opérations de nettoyage. Les gains sont résumés au Tableau 4-6.

Tableau 4-6. Gains énergétiques par intégration des disponibilités de concentration

Consommation actuelle moyenne kJ/kg_lait	Consommation CMV kJ/kg_lait	Gain fioul MWh/an	Gain électrique MWh/an	Gain économique (k€/an)	Gain émissions (teqCO ₂ /an)
482	8	14481	-166	605	2828

Les contraintes qui s'opposent à l'installation de cette solution sont les suivantes.

- La disparité temporelle des besoins et disponibilités énergétiques. En effet, les besoins énergétiques de l'opération de nettoyage sont variables avec le temps, selon le nettoyage ou non d'un ou plusieurs équipements. Cependant, les effets de cette contrainte peuvent être limités par un stockage de l'énergie disponible sous forme de fluide caloporteur (l'eau semble le fluide le mieux adapté dans ce cas). Il est nécessaire par contre d'effectuer cette étude selon les demandes en énergies et leurs variations avec le temps. Ceci doit faire l'objet d'une étude complémentaire.
- La disposition géographique. En effet, les ateliers de concentration et de traitement thermique ne sont pas à proximité. Un transport de l'énergie serait donc nécessaire pour utiliser l'énergie des condensats dans le chauffage du lait et de la crème. Les pertes énergétiques (mécaniques et thermiques) doivent être évaluées.

Il est important de noter que l'installation de ce système élimine toute autre solution pouvant être proposée pour les opérations individuelles, notamment la CMV pour la concentration. Il faut choisir le système optimal d'un point de vue économique ou environnemental, en prenant en considération les investissements nécessaires.

4.1.1. Système de concentration avec CMV

Pour l'installation du procédé proposé utilisant la CMV pour la concentration, la quantité d'énergie disponible à la sortie est nettement inférieure à celle disponible dans le cas où la concentration reste dans l'état actuel. En effet, cette énergie disponible à déjà été calculée à la Figure 4-5, elle est de l'ordre de 20 kJ/kg_lait. Cette énergie est disponible au niveau de la désurchauffe et est généralement difficile à récupérer totalement, à cause des infiltrations d'air. De plus, le besoin énergétique des opérations de traitement thermique et de nettoyage est de l'ordre de 133 et de 349 kJ/kg_lait respectivement. Cette énergie est par la suite négligeable devant la demande totale du système, et sa récupération coûterait plus qu'elle ne rapporte. Pour l'installation d'une CMV, il vaut donc mieux analyser les opérations d'une manière individuelle, et déterminer les gains énergétiques potentiels en se servant de l'AP du chapitre 3.

4.2. Analyse individuelle

4.2.1. Concentration de lactosérum

Le meilleur procédé pour la concentration d'un produit liquide a été déterminé lors de l'AP effectuée au chapitre 3, et l'adaptation effectuée au paragraphe 4.1.

4.2.1.1. Pertes non fatales et améliorations incrémentales

Les pertes non fatales sont déterminées par la différence entre la consommation actuelle du système et la consommation minimale de ce même système optimisé. Les pertes seront analysées pour chaque concentrateur indépendamment.

➤ Concentrateur à 4 effets

Ce concentrateur consomme 826 kJ/kg_lait, tandis qu'un concentrateur à 4 effets optimisé devrait consommer 776 kJ/kg_lait. Ceci donne lieu à des pertes énergétique non fatales de l'ordre de 50 kJ/kg_lait. Cependant, ce calcul est associé à des incertitudes non négligeables sur les mesures des consommations réelles. De plus, les pertes non fatales sont quantifiées mais non identifiées, et par suite leur diminution ou élimination relève d'une étude plus précise sur le concentrateur en question.

➤ Concentrateur à 5 effets avec TC

Ce concentrateur consomme 559 kJ/kg_lait. Cependant la consommation optimale d'un tel concentrateur ne peut être calculée sans connaître le débit de vapeur comprimée, donnée inconnue. Pour calculer la consommation optimale du système installé, il faut connaître la capacité de compression du thermocompresseur, ce qui n'était pas accessible lors de l'audit énergétique.

Dans un tel cas, une consommation moyenne d'un concentrateur similaire peut servir. En moyenne, un thermocompresseur agit comme un effet ajouté aux effets du concentrateur, le concentrateur 5 effets avec TC aurait alors la même consommation qu'un concentrateur à 6 effets sans TC, de l'ordre de 376 kJ/kg_ee ou 518 kJ/kg_lait. Dans ce cas les pertes énergétiques non fatales sont d'environ 41 kJ/kg_lait, mais les incertitudes sur le calcul de ces pertes ne permettent pas d'évaluer une solution d'amélioration incrémentale du concentrateur, cas similaire au cas du concentrateur à 4 effets.

Les améliorations incrémentales sur les concentrateurs individuels n'existent pas ou ne sont pas calculables avec le degré d'incertitude existant sur les mesures. Cependant, une combinaison des deux concentrateurs est envisageable. Ceci relève de l'analyse des pertes énergétiques fatales.

4.2.1.2. Pertes fatales et amélioration radicale

Les pertes fatales sont formées par la différence entre la consommation actuelle du système et l'EMR déterminée lors de l'AP. Or, l'EMR est nulle dans le cas d'une concentration (voir chapitre 3). En effet, le calcul de l'EMR suppose une récupération totale de l'énergie et cette dernière est calculée par la différence de l'énergie interne du produit entre l'entrée et la sortie. L'énergie théorique minimale requise pour la concentration du lactosérum est nulle, pourvu que le produit soit refroidi à la température initiale, ce qui est le cas.

Par la suite, les pertes énergétiques fatales sont la consommation énergétique du système. Éliminer ces pertes revient à récupérer la totalité de l'énergie contenue dans l'eau éliminée sous forme de vapeur, et nécessite un pincement nul ou un nombre d'effets infini. Un pincement nul implique une surface d'échange infinie, impossible à réaliser dans la pratique. Cependant, l'augmentation du nombre d'effets est possible, avec une limite supérieure imposée par la température et la pression d'évaporation du dernier effet, ainsi que par l'investissement réalisé pour l'installation des effets supplémentaires. Cependant, dans le cas étudié, cet investissement peut être diminué en se servant des deux concentrateurs existants.

Ceci revient à utiliser ces concentrateurs en série, pour former un concentrateur multiple effet avec un Ne supérieur à 5, se servant toujours de la TC. Cependant, la faisabilité d'un tel système repose sur l'étude de la capacité évaporatoire de chaque effet, et des pressions d'évaporation, données inconnues pour le moment.

Théoriquement le nombre d'effets maximal que peut atteindre ce concentrateur combiné est de 9. Cependant, la pression d'évaporation du dernier effet serait de 2,3 kPa. Cette amélioration doit alors être étudiée détail, en vue de déterminer le nombre d'effets optimal à installer. Un concentrateur à 9 effets avec TC, consomme 226 kJ/kg_{ee} ou 311 kJ/kg_{lait}, les gains potentiels sont donc de l'ordre de 296 kJ/kg_{lait}. Ces gains sont présentés au Tableau 4-7.

Tableau 4-7. Gains maximaux potentiels par fonctionnement en série

Consommation actuelle moyenne kJ/kg _{lait}	Consommation 9 effets avec TC kJ/kg _{lait}	Gains énergétiques kJ/kg _{lait}	Gains fioul MWh/an	Gain économique (k€/an)	Gain émissions (teqCO ₂ /an)
607	310	296	8907	379	1746

4.2.1.3. Pertes exergetiques et optimisation verticale

Comme déjà montré, l'analyse des pertes exergetiques du système permet d'identifier des gains exergetiques et énergétiques supplémentaires. L'optimisation verticale est alors réalisée par installation du procédé optimal identifié et calculé lors de l'AP. Cette optimisation consiste à utiliser une CMV installée sur 2 effets (cf. Figure 4-5). Le pincement dans ce cas ne sera pas modifié et est égal au pincement des évaporateurs existants (supposé de 5 K). La consommation totale de ce procédé est de l'ordre de 128 kJ/kg_{lait}.

Tableau 4-8. Gains énergétiques par installation de CMV sur 2 effets

Consommation actuelle moyenne kJ/kg_lait	Consommation CMV kJ/kg_lait	Gain fioul MWh/an	Gain électrique MWh/an	Gain économique (k€/an)	Gain émissions (teqCO ₂ /an)
607	128	18480	-2615	604	3465

Les gains calculés dans ce tableau restent indicatifs, en absence de mesures des consommations énergétiques. Cependant, les gains minimaux réalisables par installation d'une CMV sont calculables par comparaison à la consommation optimisée des deux concentrateurs, cette consommation étant inférieure à la réelle.

Par ailleurs, la consommation énergétique de la CMV est donnée pour un type de compresseur possédant la courbe de rendement utilisée au chapitre 3. Celle-ci est susceptible de changer dans le cas de l'installation d'un compresseur différent. Le choix du compresseur dépend du taux de compression, de la puissance demandée ainsi que du coût d'investissement. Cette partie de l'analyse est réservée à l'étude de faisabilité effectuée normalement à la suite de l'audit énergétique.

4.2.2. L'épuration bactérienne

Les critères de qualité sont déjà définis par les études menées sur le produit (voir chapitre 3 paragraphe 5.1). De plus, lors de cette étude, un critère de productivité susceptible d'être imposé par le site industriel a été identifié. Ce critère relève de la nécessité du double traitement thermique du lait à la réception. Comme décrit au paragraphe 3 Figure 4-2, le système de production applique un double traitement thermique du lait. Les opérations comprenant les premier et second traitements thermiques, l'écémage et le traitement de la crème doivent alors être étudiés ensemble. Il faut adapter l'AP déjà effectuée au cas particulier, puis déterminer les pertes énergétiques et exergétiques associées, en vue de déterminer les solutions d'amélioration possibles.

4.2.2.1. Adaptation de l'AP au cas particulier

Les données relatives aux différents flux énergétiques sont obtenues par les mesures et données collectées (voir Tableau 4-2). En utilisant ces flux, les courbes composites déjà tracées de l'opération de double traitement thermique peuvent être modifiées. Les changements sont à effectuer au niveau du traitement de la crème, qui n'était pas pris en considération lors de l'AP. Les courbes composites et la Grande Courbe composite sont présentées Figure 4-10. Le pincement actuel des échangeurs du premier traitement (6 K) est pris comme pincement du procédé. Cependant, dans le fonctionnement actuel du système, lors du deuxième traitement thermique, les échangeurs fonctionnent avec un pincement de 30 K. Ces échangeurs ne sont donc pas forcément adaptés à ce mode de fonctionnement. Dans le cas d'une étude approfondie, ces échangeurs doivent probablement être remplacés. Ce pincement local au niveau du deuxième traitement thermique déplace le besoin en énergie thermique à une température élevée, nécessitant ainsi l'utilisation de la vapeur, il n'affecte cependant pas la quantité d'énergie nécessaire au fonctionnement de l'opération, mais crée des pertes exergétiques liées à la production de chaleur par la vapeur. Les courbes composites adaptées au procédé étudié servent alors à déterminer la consommation optimale du système actuel en énergie thermique.

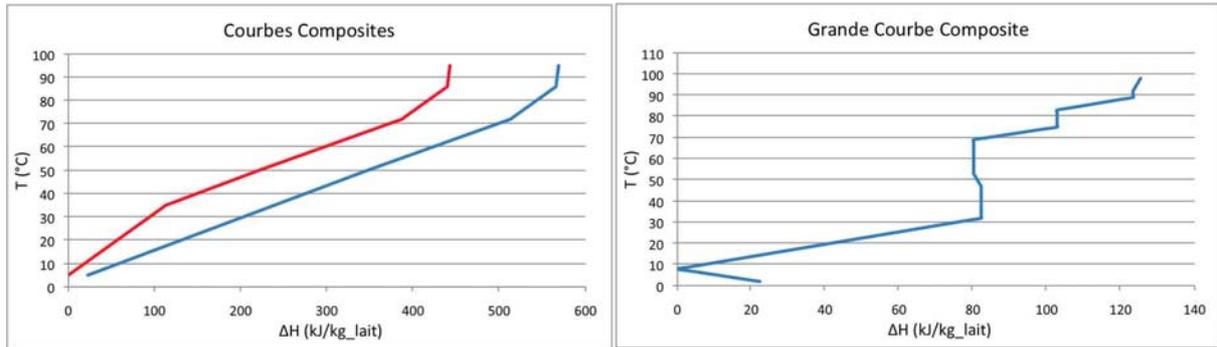


Figure 4-10. CC et GCC des procédés de traitement thermique du lait et de la crème

L'étude préalable du procédé de double traitement thermique montre que la stratégie à appliquer consiste à réaliser un échange entre les différents flux de manière à diminuer le pincement procédé jusqu'à la valeur minimale permise par les échangeurs en place, et d'associer une PAC pour le préchauffage du lait à la température de 35 °C. Cependant, et comme indiqué lors de l'AP du chapitre 3, la PAC ne peut pas assurer à elle seule le besoin total en énergie, compte tenu du besoin de chauffage à haute température. Ce besoin sera donc assuré par la vapeur déjà présente à l'usine.

Le Tableau 4-9 présente les différentes grandeurs calculées. L'optimisation effectuée n'affecte pas le besoin en énergie frigorifique du système. Les gains en énergie frigorifique sont donc nuls dans ce cas, et par suite cette consommation ne sera pas prise en compte. Seule la consommation en énergie thermique sera calculée, en vue de déterminer les gains par rapport au système actuel calculé au paragraphe 3.1.

Tableau 4-9. Besoins et consommations énergétiques du système amélioré

Besoin basse Température (kJ/kg_lait)	Besoin haute température (kJ/kg_lait)	COP	Consommation électrique PAC (kJ/kg_lait)	Consommation Combustible (kJ/kg_lait)
80	45	5,3	15	66,5

4.2.2.2. Pertes non fatales et amélioration incrémentale

Lors de l'analyse des courbes composites, les pertes énergétiques dans les échangeurs sont supposées nulles [LIN98]. Cependant, en comparant la consommation énergétique actuelle du procédé à la consommation énergétique du même procédé optimisé, les pertes énergétiques non fatales peuvent être déduites.

La consommation minimale du procédé actuel sans changement est calculée en traçant les courbes composites de celui-ci avec le pincement actuel. Ces courbes sont tracées à la Figure 4-10. La consommation optimale du procédé actuel est donc de l'ordre de 126 kJ/kg_lait. Les pertes énergétiques non fatales sont de l'ordre de 7 kJ/kg_lait. Ces pertes énergétiques permettent de déterminer les gains potentiels en appliquant des échanges de chaleur supplémentaires. Elles constituent la première amélioration énergétique incrémentale pour l'opération de traitement thermique. Le Tableau 4-10 reprend les différentes consommations énergétiques ainsi que les gains réalisables. Les consommations en fioul sont déterminées en divisant les consommations de vapeur par le rendement de production de vapeur déterminé au paragraphe 3.4.1.

Tableau 4-10. Consommations et gains énergétiques par amélioration incrémentale

Consommation actuelle kJ/kg_lait	Consommation améliorée k _{vap} /kg_lait	Gains fioul MWh/an	Gain économique k€/an [DGE08]	Gain émissions teqCO ₂ /an [ADE07]
133	126	210	9	41

Pratiquement, ces pertes sont dues à la répartition des échanges de chaleur dans ce procédé. Cette répartition ne permet pas de récupérer la quantité d'énergie maximale récupérable, ce qui est dû à la récupération locale par opération, ainsi qu'au pincement local de 30 K au niveau du deuxième traitement.

4.2.2.3. Pertes fatales et amélioration radicale

Les pertes énergétiques fatales du système sont déterminées par la différence entre la consommation optimisée et l'EMR. Elles sont de l'ordre de 23 kJ/kg_lait. Ces pertes sont nécessaires au fonctionnement du système actuel. En effet, les pertes énergétiques représentent le besoin énergétique pour chauffer le lait lors de la première pasteurisation de la température de sortie du récupérateur de chaleur à la température de première pasteurisation (voir Figure 4-3). Elles sont directement proportionnelles au pincement de l'opération de première pasteurisation et donc les éliminer revient à éliminer ce pincement, ce qui est impossible en pratique, parce que ceci nécessiterait une surface d'échange infinie. Par ailleurs, le pincement du procédé est de 6 K. Pour le diminuer, il faut installer des échangeurs permettant une valeur plus faible, nécessitant un investissement sur le prix des échangeurs non négligeable. Par contre, il est important de noter le gain énergétique potentiel par cette diminution ; il est donné relativement à cette dernière, et est de l'ordre de 3,77 kJ/K.kg_lait.

D'autre part, comme déjà montré lors de l'AP effectuée au chapitre précédent, ces pertes énergétiques fatales sont éliminables en supprimant la première pasteurisation. En effet, selon la courbe de croissance des micro-organismes et la durée de stockage du lait avant production, cette pasteurisation peut être identifiée comme nécessaire ou non pour la qualité du produit. De plus, le critère de productivité représenté par la sécurité alimentaire selon l'avis du site industriel, peut imposer cette pasteurisation. Cette étude montre alors les gains énergétiques possibles par cette élimination. Ces gains sont de l'ordre de 23 kJ_{vapeur}/kg_lait, et la même valeur de 23 kJ_{froid}/kg_lait en termes d'énergie frigorifique. Le Tableau 4-11 reprend les gains énergétiques possibles en énergie achetée par an. Cependant il faut noter que, compte tenu des incertitudes sur le calcul du COP du groupe frigorifique, les gains en électricité seront donnés en intervalle utilisant les valeurs extrêmes du COP calculées au paragraphe 3.4.2.

Tableau 4-11. Gains énergétiques par élimination de la première pasteurisation (optimisation horizontale)

Intervalle	Gain chaud (kJ/kg_lait)	Gain froid (kJ _f /kg_lait)	Gain fioul (MWh/an)	Gain électrique (MWh/an)	Gains économiques (k€/an)	Gains émissions (teqCO ₂ /an)
Limite inférieure	23	23	680	67	34	137
Limite supérieure	23	23	680	140	39	142

4.2.2.4. Pertes exergetiques et optimisation verticale

L'évaluation des pertes exergetiques du système permet d'identifier des gains exergetiques et énergétiques supplémentaires. En effet, les analyses des pertes énergétiques permettent l'optimisation horizontale du procédé, tandis que les analyses des pertes exergetiques permettent l'optimisation verticale (voir chapitre 2 paragraphe 2.2).

Cette analyse a déjà été effectuée lors de l'AP, est permet de tracer la GCCNE du procédé optimisé, en vue de visualiser les gains énergétiques possibles. Cette GCCNE est présentée à la Figure 4-11.

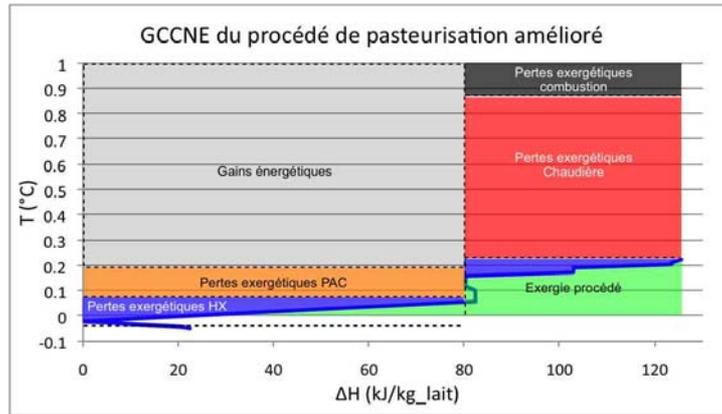


Figure 4-11. GCCNE des procédés de traitement thermique avec intégration de PAC

Cette amélioration radicale permet d'éliminer à la fois les pertes énergétiques non fatales et les pertes **exergétiques** fatales. La consommation finale du procédé serait de l'ordre de $15 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg_lait}$ et de $45 \text{ kJ}_{\text{vapeur}}/\text{kg_lait}$. En prenant compte du rendement de la chaudière à fioul lourd, la consommation en énergie combustible serait de l'ordre de $76,7 \text{ kJ}_{\text{fioul}}/\text{kg_lait}$. Le tableau reprend les différentes consommations et les gains énergétiques réalisable par l'installation de ce procédé.

Tableau 4-12. Consommations et gains énergétiques par installation de la PAC

	Fioul (MWh/an)	Électricité (MWh/an)	Gains fioul (MWh/an)	Gains électricité (MWh/an)	Gains économiques (k€/an)	Gains émissions (teqCO_2/an)
Actuelle	3 995,81	x	2 643,8	-306	91	500
Optimisée	1 351,97	x+306				

Avec x la consommation électrique actuelle de l'opération.

4.2.3. Nettoyage du matériel

Comme déjà déterminé au paragraphe 3.3, le cycle de nettoyage amélioré est applicable à l'usine. Il faut cependant déterminer la consommation de ce cycle rapportée au débit de matière première.

4.2.3.1. Adaptation de l'AP au cas particulier

La seule grandeur connue (à part les températures requises des solutions de nettoyage) est la consommation totale de l'opération. Il n'existe qu'un moyen pour exprimer la consommation du nouveau cycle par rapport à la matière première. Ce moyen consiste à comparer le cycle classique, dont la consommation est connue par unité de masse de matériel lavé et par unité de masse de matière première, au cycle innovant, dont seule la consommation par unité de masse de matériel est connue.

Le cycle de nettoyage optimal déterminé lors de l'AP consomme $9,57 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg_matériel}$, tandis que le cycle classique consomme environ $40 \text{ kJ}_{\text{cal}}/\text{kg_matériel}$. La consommation totale de l'opération de nettoyage selon le cycle classique appliqué à l'usine est de $349 \text{ kJ}/\text{kg_lait}$, ce qui implique que $8,7 \text{ kg}$ de matériel sont lavés par kg de lait traité.

Le procédé proposé consommerait donc environ $83,5 \text{ kJ}_{\text{méca}}/\text{kg_lait}$, pour assurer un besoin en chaleur de $247 \text{ kJ}/\text{kg_lait}$. Ce procédé, comme montré dans le chapitre 3, consiste en un préchauffage de l'eau du premier rinçage à une température de $45 \text{ }^\circ\text{C}$, par une récupération de chaleur des effluents du premier rinçage. Ensuite, une PAC utilisant l'énergie disponible dans ces effluents assure l'énergie nécessaire au chauffage de la solution basique et de la solution acide de nettoyage.

Il s'agit donc d'adapter la GCCNE pour exprimer le besoin énergétique et la consommation finale par unité de masse de matière première. Cette GCCNE est présentée à la Figure 4-12.

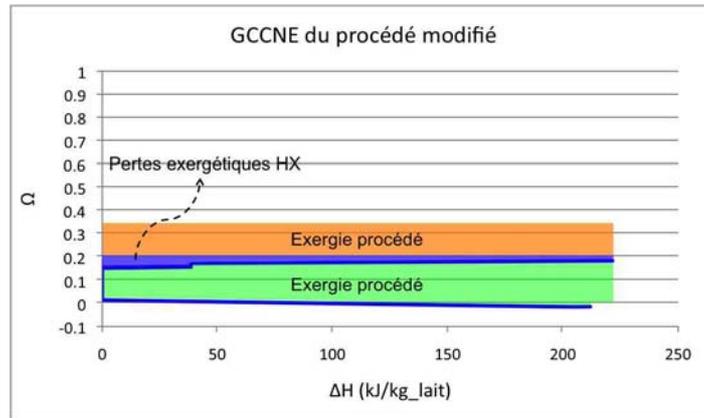


Figure 4-12. GCCNE adaptée du procédé optimal de nettoyage de matériel

4.2.3.2. Pertes énergétiques non fatales et améliorations incrémentales

Les pertes énergétiques non fatales, déterminées par la différence entre la consommation énergétique actuelle réelle du système et celle du même système optimisé, ne peuvent pas être calculées dans ce cas. En effet, la consommation actuelle réelle du système a été calculée à partir de la consommation du système optimisé, par manque de données. Donc les améliorations incrémentales, dans ce cas, ne peuvent être déterminées dans le cadre de l'audit énergétique, mais plutôt dans une étude complémentaire.

4.2.3.3. Pertes énergétiques fatales et améliorations radicales

Les pertes énergétiques fatales sont déterminées par la différence entre la consommation du système actuel optimisé et l'EMR déterminée lors de l'AP. Cependant, cette partie de l'étude ne traite que des pertes énergétiques et de l'optimisation horizontale. Par ailleurs, l'EMR de ce procédé est nulle à l'image de l'EMR de l'opération de concentration de produits liquides, et ce parce que le but de l'opération n'est pas de chauffer le produit mais de le nettoyer. La consommation calculée du système (349 kJ/kg_lait) représente la totalité des pertes énergétiques fatales.

La source de ces pertes fatales, comme déjà montré lors de l'AP (voir chapitre 3 paragraphe 4), est l'impossibilité de récupérer l'énergie absorbée par le produit lors de son lavage avec de la solution chaude (basique à 75 °C et acide à 65 °C). Cependant, le procédé proposé sert à augmenter la quantité d'énergie récupérable en préchauffant l'eau du premier rinçage. Ce préchauffage permet de déplacer le besoin énergétique de chauffage de l'acide à 65 °C à un besoin de préchauffage de l'eau du premier rinçage à une température de 45 °C, énergie alors récupérable par les eaux de rinçage sales, à condition de respecter les conditions de sécurité et d'installer un (voire deux) circuits intermédiaires, ce qui implique un pincement élevé (dans ce cas il a été fixé à 8 K).

Le besoin final serait de l'ordre de 247 kJ/kg_lait, créant ainsi un gain énergétique de l'ordre de 100 kJ/kg_lait. Les gains énergétiques sont présentés au Tableau 4-13.

Tableau 4-13. Gains énergétiques par préchauffage de l'eau de rinçage

Consommation actuelle kJ/kg_lait	Consommation Horizontalement optimale kJ/kg_lait	Gain fioul MWh/an	Gain économique (k€/an)	Gain émissions (teqCO ₂ /an)
349	249	3015	128	181

4.2.3.4. Pertes exergetiques et optimisation verticale

L'optimisation verticale sert à installer une PAC utilisant les effluents de l'opération de nettoyage (eaux des rinçages sales) comme source de chaleur, et les solutions de nettoyage à chauffer comme puits. La consommation de celle-ci a été calculée lors de l'AP, et serait de l'ordre de 83,5 kJ/kg_lait.

Les contraintes s'opposant à l'installation d'un tel procédé se résument par les points suivants.

- La contrainte imposée par le site industriel, qui risque de ne pas accepter le préchauffage de l'eau de rinçage par l'énergie contenue dans les eaux sales. Cependant, l'utilisation d'un fluide intermédiaire sert justement à éliminer les risques de contamination de l'eau de rinçage propre. Dans le cas contraire, le préchauffage peut ne pas être appliqué, et les eaux sales seront alors utilisées en tant que source de chaleur pour une PAC produisant l'énergie thermique nécessaire au chauffage des solutions de nettoyage. Le niveau de température de sortie des eaux sales sera plus élevé et donc le COP de la PAC sera aussi plus élevé. En utilisant la même méthode de calcul des températures moyennes d'évaporation et de condensation, le COP pouvant être atteint est alors de l'ordre de 3, et la consommation finale de l'ordre de 116 kJ_{méca}/kg_lait, supérieure à la consommation optimale d'environ 40 %. Le gain économique sera de l'ordre de 250 k€/an, et le gain en émissions de GES est d'environ 1 908 teqCO₂/an. Le Tableau 4-14 reprend les gains énergétiques par l'installation de la pompe à chaleur avec et sans préchauffage de l'eau du premier rinçage.
- La contrainte des durées de fonctionnement. L'opération de nettoyage des matériels n'est pas une opération continue, le nettoyage est effectué selon le matériel particulier à une heure précise ou l'autre de la journée. Cette disparité temporelle nécessite alors un stockage des différents flux énergétiques. Le stockage des solutions de nettoyage existe déjà dans l'usine, il faut envisager le stockage des eaux sales, et dans l'impossibilité éventuelle de cette procédure (pour des raisons de sécurité alimentaire par exemple) le stockage d'un fluide intermédiaire, l'eau propre qui pourra être réutilisée plus tard lors du besoin. Les contraintes de disparité temporelle ne peuvent pas être déterminées à ce stade de l'étude, mais doivent être prises en compte lors d'une étude poussée sur l'installation de l'un ou l'autre des procédés proposés.

Tableau 4-14. Gains énergétiques par installation de PAC avec et sans préchauffage de l'eau de rinçage

Procédé	Consommation actuelle kJ/kg_lait	Consommation PAC kJ/kg_lait	Gain fioul MWh/an	Gain électrique MWh/an	Gain économique (k€/an)	Gain émissions (teqCO ₂ /an)
Avec préchauffage	349	83	10 626	-1 706	333	1 980
Sans préchauffage	349	142,6	10 626	-2 913	249	1 908

5. Conclusions

Plusieurs conclusions peuvent être tirées de cette étude de cas. Elles sont réparties selon les étapes de l'AEEP appliquées au système étudié.

➤ Analyse procédé

L'analyse procédé effectuée au chapitre 3 sur les opérations d'épuration bactérienne, de concentration de produit liquides et de nettoyage des matériels industriels, est suffisamment

générique et permet une adaptation facile au système de fabrication de fromage analysé dans ce chapitre. En effet, l'adaptation de l'AP revient à remplacer dans le modèle de calcul les valeurs exemples prises lors de l'AP par les valeurs réelles du système étudié, et ensuite déterminer les différentes consommations par unité de masse du produit traité (le en kg de lait).

➤ Le synoptique de l'usine et la collecte des données

L'audit effectué sur ce système de production est de faible niveau. Ce niveau a conduit l'utilisation d'hypothèses pour le calcul des différents gains énergétiques proposés pour les différentes options. En effet, il n'existe aucun moyen pour évaluer les incertitudes de calcul sur les gains énergétiques proposés, parce que les incertitudes sur les données disponibles sont inconnues. Lorsqu'une solution d'amélioration énergétique est identifiée et choisie, l'étude menée sur la faisabilité et l'installation de celle-ci doit se référer à des mesures précises en vue d'éliminer les incertitudes.

➤ L'Analyse des résultats

L'analyse des résultats a permis de déterminer un nombre de solutions indépendantes pour certaines et dépendantes pour d'autres. En effet, les solutions d'amélioration de la performance énergétique du système de production sont indépendantes quand elles portent sur une opération unitaire. Cependant, les solutions proposées par l'analyse globale du système impliquent une dépendance. La solution qui consiste à utiliser les condensats et buées des derniers effets des concentrateurs est applicable uniquement quand aucune des solutions déterminées individuellement n'est appliquée. Il est donc important de comparer ces deux types de solutions, en vue de choisir la meilleure. La solution résultant de l'analyse système sans application de la CMV à la concentration est unique, contrairement aux solutions individuelles déduites des analyses indépendantes, qui permettent d'additionner les gains énergétiques. Le Tableau 4-15 montre une comparaison entre l'installation de la solution système d'une part et des différentes solutions individuelles d'autre part.

Tableau 4-15. Comparaison des solutions

Solution	Gains économiques (k€/an)	Gains émissions (teqCO ₂ /an)
Système	605	2 828
Individuelles additionnées	1 028	5 945

Comme l'indique le tableau 4.15, les différentes solutions individuelles additionnées permettent des gains économiques et en émissions de GES largement plus significatifs. Ceci peut aussi être interprété exergétiquement, dans la mesure où cette solution système laisse place à une exergie disponible perdue d'une valeur non négligeable (voir Figure 4-9), au contraire des différentes solutions individuelles qui utilisent la totalité de l'exergie disponible à la sortie des opérations. Par ailleurs, le choix de la meilleure solution est influencé par plusieurs facteurs non pris en considération jusqu'à présent, en particulier le coût de l'investissement associé aux différentes solutions, le TRI, ainsi que les coûts éventuels de CEE récupérés.

D'autre part, l'analyse système dans ce cas propose une solution assurant des gains énergétiques inférieurs à ceux assurés par les optimisations des opérations unitaires. Cependant, l'importance de cette analyse n'est pas éliminée. En effet, dans d'autres cas, cette analyse peut servir à déterminer des solutions plus rentables.

Enfin, le but de cette étude de cas était de montrer le fonctionnement et la systématique de l'AEEP en termes d'analyse des procédés de transformation. L'analyse des utilités présentes dans l'usine étudiée n'a pas été effectuée. Cependant, ces utilités présentent des pertes énergétiques et exergétiques non négligeables, et leur analyse après optimisation du

procédé est nécessaire. Il faut justement que cette analyse soit effectuée une fois que les stratégies d'optimisation du procédé sont définies, en vue d'optimiser ces utilités suivant le besoin énergétique du nouveau procédé en place. De plus, comme déjà indiqué, l'énergie disponible au niveau des condenseurs des groupes frigorifiques n'est pas négligeable, mais n'a pas été prise en compte lors de cette analyse par manque de données. Il est donc important, lors d'une étude approfondie, d'inclure cette quantité d'énergie lors de l'analyse système.

6. Références

- [ABO06] B, Abou Khalil, J.F Bérail, « Analyse Énergétique de Procédés, Fromagerie Bel Cléry Le Petit », EDF R&D, 2006.
- [ADE07] ADEME, « Guide des facteurs d'émissions, calcul des facteurs d'émissions et sources bibliographiques utilisées », 2007
- [DGE08] DGEMP (Direction Générale des Energies et des Matières Premières), prix des énergies, 2008, http://www.industrie.gouv.fr/energie/statisti/f1e_stats.htm
- [GOU01] H, Goudédranche, B, Camier-Caudron, J.Y. GASSI, P. SCHUCK, « Procédés de transformation fromagère », Techniques de l'Ingénieur, dossiers F6305, F6306 et F6307, 2001.
- [LEL92] R. Leleu, « Evaporation », Techniques de l'ingénieur, dossier J2320, 1992.
- [LIN98] Linnhoff and March : « Introduction to pinch technology », 1998.
- [NEA08] Y, Neau, « Analyse Energétique de Procédés de la fromagerie Gillot », EDF R&D, Rapport H-E26-2008-02970-FR, 2008.
- [RUI02] S, Ruiz, « Fiche Sectorielle : La fabrication de fromages », EDF R&D, 2002, mise à jour 2008.
- [SIC06] F, Sicard, « Guide de diagnostic d'une installation de froid industriel », EDF R&D, Rapport H-E25-2006-01354-FR, 2006.

Conclusion générale, applications et perspectives

Le but principal de ce travail était de développer une méthodologie d'analyse énergétique des processus industriels, en vue de limiter la durée et par suite le coût d'un audit énergétique, mais aussi en vue de permettre d'identifier des solutions techniques non identifiables par les méthodologies existantes. Deux points communs ont été principalement relevés de ces méthodes classiques :

- L'invariabilité du procédé industriel appliqué. Cette hypothèse limite les solutions d'amélioration de l'efficacité énergétique du système. En effet, les méthodes classiques considèrent le procédé existant comme invariable, et par suite ne cherchent pas à identifier des solutions techniques pour la transformation du produit permettant une efficacité énergétique plus élevée. Par la suite, il s'est avéré nécessaire de développer une méthodologie se basant sur deux critères uniques : la qualité du produit final et la productivité de l'usine.
- La nécessité d'un relevé de données rigoureux. Cette nécessité entraîne une augmentation du coût de l'étude. Il était donc nécessaire de développer une méthodologie applicable à tous types d'audit, allant du « walk-through audit » au « maxi audit », tout en gardant à l'esprit les critères de base de cette méthodologie : la qualité du produit final et la productivité du système.

Cette méthodologie, appelée Analyse Énergétique et Exergétique des Procédés de transformation (AEEP) se compose de trois étapes : l'analyse procédé, le synoptique du système de fabrication et l'analyse des résultats.

- **L'Analyse Procédé (AP)**

Cette étape est l'étape fondamentale de l'AEEP. Elle est réalisée une fois par type de produit ou par opération. Elle sert, comme montré dans ce travail (notamment dans le chapitre 3), essentiellement à déterminer le(s) Meilleur(s) Procédé(s) de Transformation (MPT), en vue de diminuer le temps d'analyse du système de production. En se servant d'une analyse énergétique, les méthodes de transformation du produit sont comparées pour en déduire celle(s) qui consomme(nt) le moins d'énergie possible, grâce à la détermination de l'Energie Minimale Requise (EMR) pour la transformation du produit tout en gardant la même qualité et la même productivité. Deux actions clés sont menées lors de l'AP : l'analyse moléculaire et les analyses énergétique et exergétique.

- **L'analyse moléculaire**

Il a été montré dans ce travail que cette étape de l'analyse est essentielle, et permet d'identifier et de comparer les différentes solutions techniques permettant de transformer la matière première en produit. Cette analyse en effet, permet de déterminer les facteurs qui influencent la qualité du produit pour en déterminer leurs exigences en matière de consommation énergétique et exergétique ; ces facteurs sont ensuite fixés et le meilleur moyen de transformation déterminé. L'analyse moléculaire permet donc de dépasser la limitation que pose l'invariabilité du système de production, en vue de déterminer le MPT.

- **Analyses énergétique et exergétique**

L'analyse utilise les courbes composites pour déterminer la consommation minimale du procédé. L'analyse énergétique utilisant les courbes composites de l'évolution du produit permet en effet de minimiser, en se servant de l'analyse moléculaire, la demande du procédé en énergie. Il a été montré par ailleurs, que l'analyse énergétique n'est pas suffisante, dans la mesure où elle permet uniquement de déterminer la demande minimale en énergie.

L'analyse exergetique, introduite par la représentation graphique des Courbes Composites des Niveaux d'Energie (CCNE) et la Grande Courbe Composite des Niveaux d'Energie (GCCNE), permet de visualiser la consommation nécessaire du procédé, sous forme de surface, en intégrant les utilités industrielles associées. Les surfaces représentant la consommation totale en énergie sont alors minimisées par deux moyens : l'optimisation horizontale et l'optimisation verticale.

- L'optimisation horizontale est l'optimisation énergétique, dans la mesure où elle agit sur la longueur de la surface suivant l'axe des abscisses de la GCCNE (axe représentant la demande en énergie).
- L'optimisation verticale consiste en une analyse exergetique du système. Cette optimisation agit sur la hauteur des surfaces suivant l'axe des ordonnées de la GCCNE (axe représentant les niveaux d'énergie), en d'autres termes la consommation exergetique du système. Il a été montré lors de cette étude, que l'analyse exergetique permet de déterminer d'une manière systématique, les moyens de diminuer la consommation en se servant, parfois d'énergie disponible dans le procédé mais non identifiable par simple analyse énergétique (comme les flux chauds se refroidissant à une température inférieure à la température du besoin énergétique), et parfois d'énergie disponible dans l'environnement (comme le cas d'installation de PAC utilisant l'environnement comme source de chaleur).

D'autre part, l'analyse exergetique et la représentation surfacique selon la GCCNE montre, notamment par l'exemple de la concentration à multiples effets associée à l'installation d'une CMV, que la diminution horizontale de la demande énergétique du système risque parfois d'augmenter la demande exergetique, ce qui implique une augmentation de la consommation après optimisation verticale. Il est donc nécessaire d'associer l'optimisation horizontale également à la demande exergetique, pour éviter une augmentation non désirée de la consommation finale.

Par ailleurs, l'analyse exergetique permet de représenter sur le même diagramme (GCCNE) les consommations en énergie mécanique ainsi que les consommations en énergie thermique. Ainsi, les surfaces positives et négatives permettent de visualiser le bilan énergétique et exergetique sur le même diagramme.

L'AP peut être réalisée selon deux volets :

- L'analyse de la fabrication d'un produit, qui peut être appliquée une fois par produit ou type de produit. Cette analyse permet une adaptation directe des résultats à un système de production particulier. Cette approche présente toutefois un inconvénient, dans la mesure où elle exige un travail spécifique par type de produit. Cependant, ce travail spécifique peut être extrapolé lors de l'analyse de produits présentant des opérations unitaires similaires.
- L'analyse d'opérations unitaires génériques. Cette analyse permet de cibler une grande variété de produits et de secteurs d'activités industrielles. Cependant, cette approche nécessite une étape d'adaptation au système particulier rencontré lors d'un audit. Il a été montré au chapitre 4 que cette adaptation est relativement simple, en utilisant l'intensité énergétique du produit comme unité de base.

Une combinaison des deux approches peut être utile. Comme montré au chapitre 4, l'approche d'analyse des opérations unitaires a permis de minimiser le temps de travail d'analyse des différentes opérations rencontrées. Il a été aussi montré que l'analyse système permettant de déterminer les interactions possibles entre opérations est simple à adapter, à condition que les unités de mesures soient toutes rapportées à l'intensité énergétique du produit (kJ/kg_produit).

➤ **Le synoptique du système de production**

L'AP permet d'appliquer l'AEEP à tous les niveaux d'audit énergétique, et ceci grâce à la description de toutes les options techniques et le calcul de leurs différentes consommations énergétiques et de l'intensité énergétique du produit selon la méthode de transformation. Le synoptique du système de production influe uniquement sur la précision des résultats finaux de l'AEEP. En effet, lors de l'étude de cas réalisée au chapitre 4, le niveau d'audit appliqué était faible. Ceci implique une nécessité d'élaborer des hypothèses sur quelques données, créant ainsi des incertitudes sur les résultats.

➤ **L'analyse des résultats**

L'analyse des résultats débute par l'adaptation de l'AP au cas d'étude. Cette adaptation permet une quantification des pertes énergétiques et exergetiques du système étudié.

Il a été montré que la décomposition des pertes énergétiques en deux types principaux (les pertes fatales et les pertes non fatales) permet d'identifier les gains énergétiques potentiels par améliorations radicales, et les gains énergétiques par améliorations incrémentales respectivement. De plus, l'AP sert de référence des consommations énergétiques optimales des différents moyens de production. Cette référence sert à déterminer les pertes énergétiques et les gains énergétiques potentiels associés.

Finalement, ce travail doit permettre de faciliter l'audit énergétique de sites industriels. Une première application était le développement d'un logiciel de pré-diagnostic énergétique à distance, appelé Pré diagnostic Energétique des Procédés Industriels et Thermiques (PEPITh). La démarche AEEP a permis d'effectuer des AP sur une multitude d'opérations unitaires dans l'industrie. L'AP permet ensuite de se servir d'un nombre minimal de données acquises par entretien téléphonique avec le responsable industriel, en vue de déterminer les pistes d'économies d'énergie et d'estimer les gains possibles. Cette première application montre que l'AEEP permet en effet d'analyser un système de production avec un nombre minimal de données. Elle permet aussi de montrer que, une fois l'AP effectuée pour un type de produit, l'analyse des résultats peut être, en grande partie, automatisée.

Cependant, ce travail ne peut pas s'arrêter à ce point. L'étude appelle un certain nombre d'améliorations et d'études plus poussées dont quelques indications sont données ci-après.

- Le développement détaillé de la méthode d'analyse exergetique selon la GCCNE, de manière à inclure d'une façon systématique les potentiels de cogénération et de production d'électricité. Cet aspect est important dans la mesure où certains procédés peuvent présenter des potentiels non négligeables de production d'énergie électrique. Cette énergie pourrait être réutilisée dans le même procédé, et la GCCNE permettra alors la représentation d'un bilan électrique selon les surfaces négatives et les surfaces positives.
- L'étude des systèmes dynamiques. En effet, l'un des inconvénients principaux de la méthode du pincement (de laquelle découle l'intégration thermique) est l'hypothèse des systèmes continus en régime permanent. Dans la réalité, et surtout dans les procédés batch, le régime transitoire risque de créer des pertes énergétiques non négligeables. La systématisation de l'analyse de ces systèmes est donc importante.
- Finalement, cette étude a montré l'importance de l'AP effectuée une fois par opération unitaire ou par type de produit. Il faut donc développer des études de différentes opérations unitaires (à l'image des « Best Available Techniques » de l'IPPC) en vue de pouvoir cibler à l'aide de l'AEEP une grande variété de secteurs industriels.

Annexe : Glossaire

- Consommation idéale : intensité énergétique théoriquement idéale d'un produit selon un processus de transformation particulier. Elle peut être confondue avec l'EMR, mais l'EMR est calculée pour tous les processus de transformation possibles.
- Consommation minimale : consommation énergétique minimale que peut avoir un système de production particulier après optimisation et élimination des pertes énergétique non fatales.
- Consommation optimale : consommation énergétique minimale que peut atteindre un processus de fabrication d'un produit particulier, après l'installation du MPT.
- Effluents industriels : solides, liquides et gazeux qui peuvent être des déchets et appellent des traitements spéciaux ou qui demandent des changements de concentration dans les rejets de produits toxiques pour l'écosystème immédiat ou l'environnement au sens large du terme.
- Energie Minimale Requise : c'est l'énergie minimale requise pour la transformation de la matière première en produit final, quel que soit le processus de transformation choisi. En général, cette quantité d'énergie ne dépend pas des solutions techniques choisies, ni des utilités industrielles, mais uniquement des états initial et final du produit.
- Matières premières : dans ce travail, est appelé matière première tout entrant du procédé de transformation.
- Meilleur Procédé de Transformation : système de production déterminé à partir de l'AP, avec les utilités industrielles associées, pour la fabrication d'un produit défini avec les critères de qualité et de productivité requis.
- Opération unitaire : une ou plusieurs étapes de transformation du produit. Certaines étapes sont parfois groupées en une seule opération unitaire pour faciliter l'analyse.
- Processus de transformation : il résume les différentes opérations unitaires de transformation par lesquelles passe le produit pour se transformer de matière première en produit final. Ce processus n'est pas universel par type de produit ; il existe généralement plusieurs moyens pour transformer la matière première en produit final.
- Produit final : est appelé produit final, tout produit sortant de l'usine et ayant une valeur marchande (y compris les semi-produits et les coproduits). Note : le produit final ou le coproduit d'une usine peut servir de matière première pour une autre usine, comme dans le cas d'une usine fabriquant du lactosérum en poudre, où le lactosérum (coproduit d'usine de fromagerie par exemple) est utilisé en tant que matière première.
- Utilités industrielles : systèmes de conversion d'énergie assurant l'acheminement de l'énergie vers l'opération unitaire. Exemple : un groupe frigorifique transformant l'énergie électrique en énergie frigorifique acheminée au produit à l'aide d'un fluide frigoporteur.
- Système de production : il résume un processus de transformation particulier étudié, prenant en compte les étapes de transformation et les utilités industrielles associées.