

Méthodologie de la synthèse des systèmes énergétiques industriels

THÈSE N° 4867 (2010)

PRÉSENTÉE LE 15 NOVEMBRE 2010

À LA FACULTÉ SCIENCES ET TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR
LABORATOIRE D'ÉNERGÉTIQUE INDUSTRIELLE
PROGRAMME DOCTORAL EN ENERGIE

ÉCOLE POLYTECHNIQUE FÉDÉRALE DE LAUSANNE

POUR L'OBTENTION DU GRADE DE DOCTEUR ÈS SCIENCES

PAR

Raffaele BOLLIGER

acceptée sur proposition du jury:

Prof. A. Rufer, président du jury
Dr F. Maréchal, Prof. D. Favrat, directeurs de thèse
Prof. G. Heyen, rapporteur
Prof. X. Joulia, rapporteur
Prof. P. Xirouchakis, rapporteur



ÉCOLE POLYTECHNIQUE
FÉDÉRALE DE LAUSANNE

Suisse
2010

Résumé

Ce travail présente une analyse méthodologique qui conduit à la formulation d'une méthode pour la synthèse préliminaire de systèmes énergétiques industriels. De tels systèmes sont composés de plusieurs technologies qui transforment, par l'intermédiaire d'un ensemble d'opérations physiques unitaires, des matières premières et de l'énergie en produits et services énergétiques.

L'objectif de la synthèse préliminaire est de choisir les technologies faisant partie du système, de calculer leurs caractéristiques techniques, leur régime opératoire et leurs interactions, sur la base d'indicateurs de performance tels que par exemple les coûts du système ou son impact environnemental.

Ce domaine est étudié depuis longtemps et de nombreuses approches de synthèse sont disponibles. Toutefois, ces méthodes présentent des limites importantes, notamment dans leur capacité à affronter l'étude de systèmes de plus en plus complexes. La méthode présentée dans ce travail a pour objectif principal de permettre l'étude de systèmes de grande taille et de favoriser la valorisation de l'expérience acquise lors d'études précédentes sous la forme de modèles et d'approches méthodologiques.

La méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels est basée sur l'optimisation globale du système à l'aide d'un modèle qui est obtenu par l'assemblage de modules représentant chacun un ensemble d'opérations physiques unitaires, dont la formulation des équations est de type boîte noire, et d'un modèle d'intégration qui permet de représenter les interactions possibles au sein du système. L'optimisation est réalisée à l'aide d'un algorithme évolutionniste multi-objectifs, dont les fonctions objectif sont définies sur la base de plusieurs indicateurs de performance calculés à partir de l'état du système.

Pour permettre la résolution de ce modèle complexe, le problème d'optimisation est décomposé en un problème maître, responsable du calcul des caractéristiques des unités et de leur régime opératoire, et un sous-problème d'optimisation esclave, qui calcule le choix des unités faisant partie du système et les connexions qui les relient. Afin de garantir sa robustesse, le sous-problème esclave est formulé comme un problème d'optimisation linéaire en nombre entier.

Le problème esclave est formulé à l'aide des techniques d'intégration de procédés, qui sont étendues dans ce travail afin de permettre la synthèse simultanée de plusieurs réseaux de transfert de masse et de chaleur. Cela

permet de définir le problème de la synthèse à l'aide d'une superstructure explicite ou générée de manière automatique, de manière implicite ou explicite. Ce travail introduit également une technique qui permet de réduire considérablement le nombre de degrés de liberté du modèle d'intégration. Au lieu d'optimiser indépendamment chaque $\Delta T^{min/2}$ associé aux flux de chaleur, une formule permet de calculer leur valeur à partir d'une situation de référence. L'optimisation des $\Delta T^{min/2}$ se réduit ainsi à l'optimisation d'une seule variable de décision liée à la situation de référence, quelle que soit la taille du problème.

La méthode proposée fait appel à un ensemble hétérogène d'éléments, dont des logiciels de *flowsheeting* pour la modélisation des opérations physiques unitaires, des outils de programmation mathématique pour la formulation du problème d'intégration, des méthodes de calcul des indicateurs de performance et des outils de calcul tels que l'algorithme d'optimisation. Ce travail introduit des outils informatiques développés pour mettre en oeuvre de manière systématique la méthodologie proposée et pour automatiser des opérations récurrentes de transfert de données et d'appel des différents logiciels utilisés. En particulier, une syntaxe de description est définie comme couche d'abstraction pour décrire et pour structurer l'information échangée. Une plate-forme de calcul a été créée pour prendre en charge la mise en oeuvre de la méthode et pour assurer le transfert de données entre les différents éléments qui la composent.

Deux cas d'étude sont présentés pour illustrer les différents aspects de la méthode de synthèse. Un premier cas, qui concerne la synthèse de deux cycles combinés, a été choisi pour illustrer les différentes étapes d'application de la méthode et pour montrer le potentiel de réutilisation de certains modules. Grâce aux techniques d'intégration, il a été possible d'identifier des potentiels de récupération de chaleur qui permettent d'augmenter les performances de l'un des deux cycles au-delà de ce qui avait été prévu par des experts en utilisant des techniques de simulation conventionnelles.

Le deuxième cas d'application concerne le traitement de déchets produits par un site industriel actif dans le domaine de la chimie fine. La valorisation des déchets permet de récupérer différentes matières et services énergétiques utiles aux unités de production, permettant ainsi de réduire les quantités achetées sur le marché. Le modèle d'intégration multi-réseaux permet de résoudre aisément la complexité du problème de la gestion des déchets en élaborant des stratégies d'allocation des déchets aux différents traitements disponibles en fonction de différents objectifs liés aux coûts opératoires et à l'impact environnemental.

Mots clé : synthèse de systèmes, énergie, procédés industriels, conversion, intégration, pincement, optimisation

Abstract

This work presents a synthesis method that leads to the preliminary design of industrial energy systems. Such systems are composed of several technologies that transform, through a set of physical unit operations, raw materials and energy into products and energy services.

The purpose of the preliminary synthesis is to define which technologies form the system, to calculate their technical characteristics, their operating conditions and their interactions, based on performance indicators such as for example the cost of the system or its environmental impact.

This area is studied since a long time and many synthesis approaches are available. However, these methods have significant limitations, particularly in their ability to face the study of more and more complex systems. The main goal of the method presented in this work is to enable the study of large systems and promote the use of the experience gained from previous studies in the form of models and methodological approaches.

The synthesis method of industrial energy systems is based on the overall system optimization using a model that is obtained by assembling several modules, representing each a set of physical unit operations and whose equations are formulated with the black box technique, and an integration model that can represent the possible interactions within the system. Optimization is performed using a multi-objective evolutionary algorithm, whose objective functions are defined on the basis of calculation of several performance indicators based on the model of the system.

To simplify the resolution of this complex system, the optimization problem is decomposed into a master problem, responsible for calculating the characteristics of the units and their operating conditions, and an optimization slave subproblem, which selects the units being part of the system and their interconnections. To ensure its robustness, the slave subproblem is formulated as a mixed-integer linear optimization problem.

The slave subproblem is formulated by using process integration techniques, which are extended in this work to allow the synthesis of multiple heat and mass transfer networks. The synthesis problem can thus be defined using an explicit superstructure or by one generated automatically, either implicit or explicit. This work also introduces a technique that greatly reduces the number of degrees of freedom of the integration model. Instead of separately optimizing each $\Delta T^{min/2}$ associated with heat streams, a formula is applied to calculate their value from a reference case.

The $\Delta T^{min/2}$ optimization is thus reduced to the optimization of a single decision variable related to the reference case, regardless of the size of the problem.

The proposed method uses a set of heterogeneous elements, including *flowsheeting* software for modeling physical unit operations, mathematical programming tools for the formulation of the integration problem, methods for calculating performance indicators and calculation tools such as the optimization algorithm. This work introduces new tools developed to systematically apply the proposed methodology and to automate recurring operations of data transfer and the call of the various used software. In particular, a syntax description is defined as an abstraction layer to describe and to structure the exchanged information. A computing platform has been created to support the application of the method and to ensure the data transfer between its components.

Two case studies are presented to illustrate the various aspects of the synthesis method. A first case, involving the synthesis of two combined cycles, has been chosen to illustrate the different application stages of the method and to show the potential reuse of certain modules. Through the integration techniques, it has been possible to identify potential heat recovery that can increase the performance of one of the cycles beyond what had been expected by experts using conventional simulation techniques.

The second case study is about the treatment of waste generated by an industrial site active in the field of fine chemicals. Waste treatment can recover different materials and energy services useful for process units, thereby reducing the quantities purchased in the market. The model of multi-network integration can easily solve the complexity of the problem of waste management in developing strategies for allocating waste to the various treatments available for different objective functions related to operating costs and environmental impact.

Keywords : systems synthesis, energy, industrial processes, conversion, integration, pinch, optimization

“À Francine et Tessa”

Remerciements

Au moment où j'écris ces lignes cela fait six ans et quatre mois que je travaille au Laboratoire d'Énergétique Industrielle. Si on inclut également mon projet de diplôme et mes projets de semestre, le compte monte à presque huit ans. J'aimerais remercier le Professeur Favrat pour m'avoir donné la possibilité durant toutes ces années de travailler à de nombreux projets intéressants et pour m'avoir accordé une confiance totale sur mes choix concernant mon projet de doctorat. C'est pour moi une récompense qu'il ait accepté de co-diriger ce travail.

J'aimerais également remercier l'École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Le Fond National Suisse de la Recherche Scientifique et l'Office Fédéral de l'Énergie pour avoir financé ce travail de doctorat.

Un remerciement tout particulier va à François Maréchal, mon directeur de thèse. Nous travaillons ensemble depuis mes débuts au LENI et nous avons parcouru un long chemin ensemble. Pour être honnêtes, nos rapports n'ont pas toujours été "à l'eau de rose", mais avec le temps nous avons appris à nous connaître et à apprécier les qualités de l'autre. J'aimerais te remercier, François, pour m'avoir soutenu dans ce dernier bout de chemin qui est la rédaction de la thèse. Ton soutien, ton écoute, tes conseils m'ont été très précieux et m'ont aidé à avancer dans les moments les plus difficiles, où on doute de tout et on ne se sent plus capable de voir la fin du tunnel. Je ne pouvais rien espérer de mieux de la part de mon directeur de thèse.

Le travail de recherche est un travail de longue haleine, passionnant, qui demande de la créativité, de la capacité d'abstraction et surtout beaucoup de rigueur. Mais cela n'est rien comparé au travail de rédaction d'une thèse. Le jour où on se lance il faut être prêt à tout donner de soi, il faut creuser, se remettre en question, tout réapprendre pour comprendre. Cela demande des efforts intellectuels et physiques importants et un dévouement parfois à la limite du maladif.

J'ai personnellement la chance d'être entouré par ma famille, qui m'aide à garder les pieds sur Terre et qui me fournit l'équilibre dont j'ai tant besoin. Merci Tessa pour venir de temps en temps me dire bonjour au bureau et pour insister pour regarder une vidéo de Henri Dès sur mes genoux. Merci Francine pour m'avoir accordé autant de patience durant ces neuf mois de travail sept jours sur sept. Cela t'aura aussi coûté beaucoup d'énergie. Sans vous, ce travail n'aurait probablement jamais été rédigé.

Préface

Cette thèse présente une méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels. Le document est organisé en 7 chapitres.

Le chapitre 1 introduit ce travail par l'analyse du contexte de la situation socio-économique mondiale actuelle. Un bref état de l'art des applications récentes étudiées dans le cadre des systèmes énergétiques industriels est également proposé. Les objectifs du travail sont ensuite énoncés par rapport à l'analyse critique de ces applications.

Le chapitre 2 présente les éléments méthodologiques qui sont nécessaires pour le développement de la méthode de synthèse, notamment la modélisation des éléments qui composent le système et celle de leurs interactions, le calcul des indicateurs de performance, l'optimisation de la configuration du système et l'évaluation des résultats. L'algorithme de mise en oeuvre de la méthode proposée est présenté dans la partie finale du chapitre.

Le chapitre 3 présente le modèle qui permet de calculer la superstructure optimale du système, constituée par les interactions entre les unités du système. Le modèle est défini à l'aide des techniques d'intégration de procédé, qui ont été étendues pour modéliser simultanément un nombre illimité de réseaux de transfert de matière et d'énergie.

Le chapitre 4 présente les outils informatiques développés pour permettre l'application systématique de la méthode de synthèse proposée. En particulier, le chapitre présente la formulation du concept de module et la syntaxe EnergyTechnologies associées, qui permettent de systématiser la manière dont les données numériques sont traitées par la méthode de synthèse. Le chapitre présente également la plate-forme de calcul OS-MOSE, qui permet de mettre en oeuvre la méthode de synthèse.

Le chapitre 5 présente un cas d'application qui concerne la synthèse de deux cycles combinés pour la production d'électricité. L'exemple est utilisé pour montrer les différents aspects d'application de la méthode de synthèse.

Le chapitre 6 présente un cas d'application qui concerne le développement d'une stratégie de traitement des déchets industriels. L'étude est réalisée à l'aide du modèle d'intégration multi-réseaux présenté au chapitre 3.

Enfin, le chapitre 7 est dédié aux conclusions.

Table des matières abrégée

Table des matières	xvii
Liste des symboles	xxiii
1 Contexte et motivations	3
2 Méthodologie de la synthèse	17
3 Modèle d'intégration	61
4 Mise en oeuvre logicielle	113
5 Cycles combinés et capture du CO₂	131
6 Traitement de déchets industriels	163
7 Conclusions	201
Bibliographie	213
Curriculum Vitae	223

Table des matières

Résumé	iii
Abstract	vii
Remerciements	xi
Préface	xiii
Table des matières abrégée	xv
Table des matières	xvii
Liste des symboles	xxiii
1 Contexte et motivations	3
1.1 Économie des ressources et de l'énergie: le défi du XXI ^e siècle	4
1.2 Prix de l'énergie	5
1.3 Réchauffement global et impact de l'homme sur les écosystèmes	6
1.4 La société à 2000 Watt	8
1.5 Applications récentes dans le domaine de l'énergétique industrielle	9
1.5.1 Procédés industriels	10
1.5.2 Procédés de conversion d'énergie	10
1.5.3 Systèmes urbains et sites industriels	11
1.6 Définitions et terminologie	12
1.7 Motivations et Objectifs	14
2 Méthodologie de la synthèse	17
2.1 Définitions et terminologie	17
2.2 Littérature générale	18
2.3 État de l'art	19
2.3.1 Approches hiérarchisées	19
2.3.2 Approches simultanées	22
2.3.3 Approches hybrides	23
2.3.4 Autres approches récentes	24
2.4 Discussion et objectifs	24
2.5 Formulation mathématique du problème de synthèse	25
2.5.1 Formulation boîte noire	26

2.5.2	Formulation simultanée	28
2.5.3	Choix du type de formulation pour la définition du modèle du système	30
2.6	Définition de la superstructure du système	31
2.6.1	Superstructures explicites	32
2.6.2	Génération automatique de la superstructure	32
2.6.3	Superstructures implicites	34
2.6.4	Choix de la méthode de définition de la superstructure	35
2.7	Calcul des performances du système	36
2.7.1	Thermoéconomie, Environomie et Exergonomie	37
2.7.2	Techniques d'intégration de procédés	37
2.7.3	Coûts opératoires et d'investissement	37
2.7.4	Analyse de cycle de vie	40
2.8	Optimisation du modèle du système	42
2.8.1	Choix des algorithmes d'optimisation	42
2.8.2	Optimisation multi-objectifs	46
2.8.3	Décomposition du problème d'optimisation	47
2.8.4	Décomposition et fonctions objectifs du modèle global	50
2.8.5	MOO - Algorithme évolutionniste développé au LENI	52
2.9	Évaluation des solutions	53
2.9.1	La courbe de Pareto	53
2.9.2	Analyse de corrélation	54
2.9.3	Les courbes intégrées	54
2.10	Formulation générale de la méthode de synthèse	55
2.11	Perspectives	58
2.11.1	Optimisation mixte	59
2.11.2	Calcul d'indicateurs de performance standardisés	60
3	Modèle d'intégration	61
3.1	Introduction	61
3.2	Objectifs du modèle	62
3.3	État de l'art	63
3.4	Types de réseaux d'échange dans un système	63
3.5	Formulation du problème d'intégration	64
3.5.1	Couches réseau	65
3.5.2	Unités	65
3.5.3	Flux	68
3.5.4	Indicateurs de performance	69
3.5.5	Fonction objectif	69
3.6	Les réseaux de transfert de flux	71
3.6.1	Équations de bilan	71

3.6.2	Contraintes sur la qualité des mélanges	72
3.7	Les réseaux d'échange de chaleur	73
3.7.1	Minimum d'énergie requise	74
3.7.2	Estimation de la surface d'échange et du coût du réseau d'échangeurs	80
3.8	Intégration simultanée de réseaux de distribution de masse et d'échange de chaleur	82
3.8.1	Cycle vapeur	83
3.9	Régimes multipériodes	89
3.9.1	Caractérisation des périodes	90
3.9.2	Stockage des ressources	92
3.10	Calcul du ΔT^{min} optimal	96
3.10.1	Régime stationnaire	97
3.10.2	Régime multipériodes	101
3.10.3	Démonstration	102
3.11	Conclusions et perspectives	109
3.11.1	Régimes multipériodes	110
3.11.2	Géo-localisation	111
4	Mise en oeuvre logicielle	113
4.1	Introduction	113
4.2	Formulation du concept de module	114
4.2.1	Modularisation des modèles	115
4.2.2	Modularisation des méthodes de calcul des indica- teurs de performance	119
4.3	Syntaxe de description EnergyTechnologies	119
4.3.1	Contenu de la syntaxe	120
4.4	Plate-forme de calcul OSMOSE	123
4.4.1	Principe de fonctionnement	124
4.4.2	Outils de calcul	126
4.5	Perspectives	127
4.5.1	Extension du concept de module	127
4.5.2	Modèles mimétiques	128
4.5.3	PinchLight - Interfaces utilisateur	129
5	Cycles combinés et capture du CO₂	131
5.1	Introduction	131
5.2	Les cycles combinés	132
5.3	Objectifs	132
5.4	Modélisation des cycles combinés	133
5.4.1	Turbine à gaz conventionnelle	134

5.4.2	Turbine à gaz AZEP	137
5.4.3	Cycle vapeur	142
5.4.4	Eau de refroidissement	144
5.4.5	Variables de décision du modèle d'intégration	144
5.5	Comparaison des performances	145
5.5.1	Puissance du cycle combiné	145
5.5.2	Coût annuel du cycle combiné	146
5.6	Résultats d'optimisation	146
5.7	Analyse des coûts	148
5.7.1	Répartition des coûts	148
5.7.2	Corrélations	151
5.7.3	Coût du réseau d'échangeurs	152
5.8	Analyse de la puissance et de l'efficacité	155
5.9	Intégration du cycle vapeur	157
5.10	Structure du réseau d'échangeurs de chaleur	159
5.11	Conclusions	160
6	Traitement de déchets industriels	163
6.1	Introduction	163
6.1.1	Le projet UtiBatch	164
6.1.2	Modélisation des opérations physiques unitaires	165
6.1.3	Le site industriel de Monthey	165
6.2	Présentation du cas d'étude	166
6.3	Stratégie de résolution du problème	169
6.4	Modèles des technologies	171
6.4.1	Unités de procédé	172
6.4.2	Gestionnaires des recyclages et des traitements finaux	173
6.4.3	Distillation	177
6.4.4	Incinération	179
6.4.5	Oxydation par voie humide (OVH)	181
6.4.6	Station d'épuration (STEP)	183
6.4.7	Chaudière	184
6.4.8	Cycle vapeur	184
6.4.9	Eau de refroidissement	185
6.5	Indicateurs de performance	186
6.5.1	Coûts opératoires	186
6.5.2	Indicateurs d'impact environnemental	187
6.6	Scénarios de calcul	189
6.7	Résultats généraux	191
6.8	Discussion	193
6.8.1	Analyse des indicateurs de performance	193

6.8.2	Configuration de base du système	194
6.8.3	Introduction de la distillation et du cycle vapeur .	195
6.8.4	Vente d'électricité	196
6.8.5	Recommandations pour le développement des stratégies de traitement des déchets	197
6.9	Conclusions	198
7	Conclusions	201
7.1	Origines et objectifs	201
7.2	Contributions	202
7.3	Exemples d'application	205
7.4	Perspectives	206
	Bibliographie	213
	Curriculum Vitae	223

Liste des symboles

Variables

α	Coefficient de transfert de chaleur
η	Rendement
μ	Qualité
$\nabla h(\mathbf{x}, \mathbf{y})$	Gradient de la contrainte
A	Surface
c_p	Chaleur spécifique
CS	Liste des flux froids
\dot{e}	Puissance spécifique
\dot{E}	Puissance
F	Taux d'utilisation
\dot{H}	Enthalpie
$\mathbf{H}h(\mathbf{x}, \mathbf{y})$	Hessien de la contrainte
H	Hauteur (réservoir)
h	Enthalpie massique
HS	Liste des flux chauds
k	Coefficient de perte de chaleur
L	Largeur (réservoir)
l	Niveau (réservoir)
\dot{M}	Débit
N	Indique le nombre d'éléments
P	Pression
Q	Quantité de chaleur
R	Résidu de chaleur

s	Entropie
ΔT^{lm}	Moyenne logarithmique de la température
T	Température
ΔT^{min}	Différence de température minimale autorisée, par échangeur de chaleur
$\Delta T^{min/2}$	Différence de température minimale autorisée, par flux
U	Coefficient global de transfert de chaleur d'un échangeur
v	Volume massique
W	Profondeur (réservoir)
\mathbf{x}^D	Variables de décision continues
x	Variable continue
\mathbf{y}^D	Variables de décision entières
Y	Existence de l'unité
y	Variable entière

Exposants (complètent les noms des variables)

$+$	Consommation
$-$	Production
C	Flux froids
HX	Échangeurs
H	Flux chauds
in	Entrée
I	Investissement (coût)
K	Intervalle de température ou compresseur
L	Couches
max	Maximum
min	Minimum
out	Sortie
O	Opérateur (coût)
P_c	Pincements

P	Périodes
S	Flux
TY	Total, annuel (coût)
T	Turbine
U	Unités (d'intégration)

Indices

l	Couche l
p	Période p
ref	Référence
u	Unité u

Acronymes

HEN	Réseau d'échangeurs de chaleur
MILP	Problème d'optimisation linéaire en nombre entiers
MINLP	Problème d'optimisation non-linéaire en nombre entiers

Chapitre 1

Contexte et motivations

La fin du XX^e siècle et le début du XXI^e ont été marqués par des changements géopolitiques importants. La chute du mur de Berlin en 1989 marque la fin de l'ère soviétique et de la bipolarité des forces politiques et économiques mondiales. De nouveaux pays émergents, tels que la Chine, l'Inde ou le Brésil, se profilent à côté des pays occidentaux.

Comme en témoigne la figure 1.1, la création de richesse est fortement liée à la consommation d'énergie. Les pays les plus riches consomment plus d'énergie que les pays pauvres.

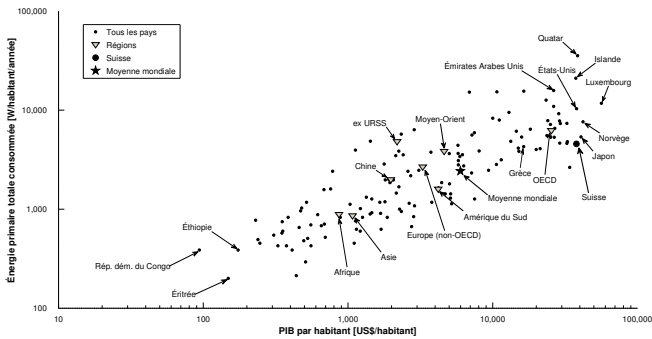


Fig. 1.1: Puissance consommée par habitant en 2009 par rapport au PIB.
Source des données : International Energy Agency (2009).

L'énergie joue un rôle clé dans le potentiel de croissance économique des pays et dans la création de richesse. L'arrivée de nouveaux pays consommateurs, en plein boom économique, va faire croître la demande globale en énergie. Toutefois, cela se heurte à de nombreux problèmes, qui risquent de limiter le potentiel de croissance de tous les pays, riches et pauvres.

1.1 Économie des ressources et de l'énergie : le défi du XXI^e siècle

En Suisse, plus de 80% de l'énergie primaire consommée provient de sources non-renouvelables (Office fédéral de l'énergie (2008)). Parmi celles-ci, une grande partie est d'origine fossile (pétrole et gaz naturel) et le reste est constitué par du combustible nucléaire. La partie restante est constituée par la force hydraulique, la valorisation de déchets et la biomasse.

Cette répartition est représentative de la plupart des pays occidentaux, dans le sens que les énergies renouvelables jouent un rôle marginal et les énergies d'origine fossiles représentent une part prépondérante.

La figure 1.2 représente l'évolution de la consommation finale d'énergie en Suisse, depuis 1910. Après la deuxième guerre mondiale, le pays a connu une forte croissance des consommations. Une évolution similaire peut être constatée aujourd'hui dans les pays émergents, qui comptent une population de plus de 2.5 milliards de personnes (United Nations Population Division (2000)) équivalente à environ un tiers de la population mondiale.

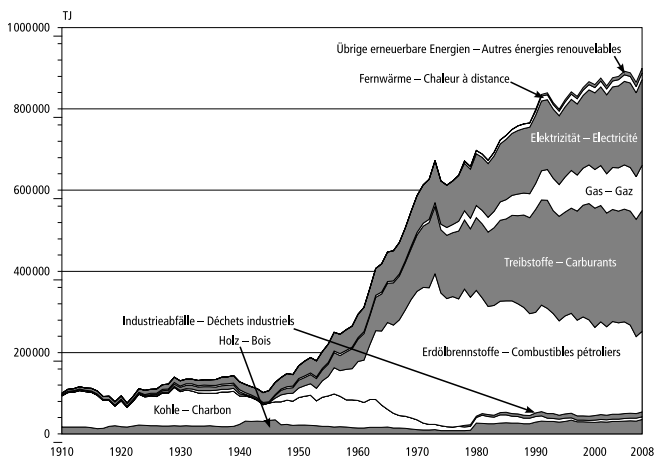


Fig. 1.2: Consommation finale d'énergie en Suisse entre 1910 et 2008, selon les agents énergétiques. Source : Office fédéral de l'énergie (2008).

La figure 1.3, publiée annuellement par le pétrolier BP (2010), reporte le rapport entre les réserves connues de pétrole, gaz naturel et charbon, par rapport à la consommation annuelle mondiale. En lisant ces chiffres, on constate que les réserves de pétrole et de gaz naturel sont suffisantes

pour une cinquantaine d'années, au rythme de consommation actuel. Les réserves de charbon sont un peu plus abondantes.

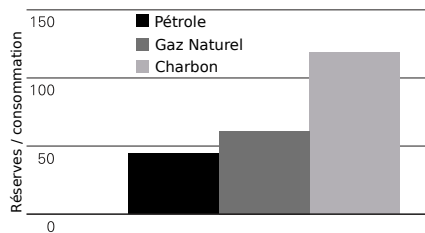


Fig. 1.3: Rapport entre réserves connues et consommation de pétrole, gaz naturel et charbon, en 2009. Adapté à partir du rapport annuel sur l'énergie publié par BP (2010).

Si les pays émergents devaient connaître la même courbe d'évolution des consommations que la Suisse, nous serions confrontés à un problème de pénurie de ressources fossiles extrêmement grave.

Il est donc nécessaire d'étudier de nouvelles stratégies de gestion de l'énergie. Cela peut être fait au niveau de l'efficacité de son utilisation et par la diversification des sources d'approvisionnement. Cela ouvre des perspectives exceptionnelles en faveur des ressources renouvelables et favorise le développement de nouvelles technologies.

1.2 Prix de l'énergie

La figure 1.4 représente l'évolution du prix du baril de pétrole depuis 1861. Plusieurs événements ont caractérisé son évolution. La découverte de nouveaux gisements a causé la baisse du prix et des crises politiques dans des pays producteurs en ont causé l'augmentation.

Depuis le début des années 1970, le prix du pétrole a augmenté de manière exponentielle et aujourd'hui son prix est sept à dix fois plus élevé qu'il y a quarante ans. Bien qu'il ne soit pas possible de prévoir l'évolution du prix du baril dans l'avenir, il y a de fortes chances que son augmentation soit inévitable. Sa raréfaction et la concurrence entre les pays consommateurs joueront un rôle prépondérant dans cette évolution.

Le prix des autres ressources fossiles suit tendentiellement l'évolution du prix du pétrole. Les réserves plus abondantes vont peut-être retarder l'escalade, mais le phénomène paraît inévitable.

Les pays émergents auront plus de mal que les pays occidentaux à s'approvisionner en ressources fossiles. Ils seront par conséquent obligés de développer des stratégies alternatives, qui leur permettront de contourner

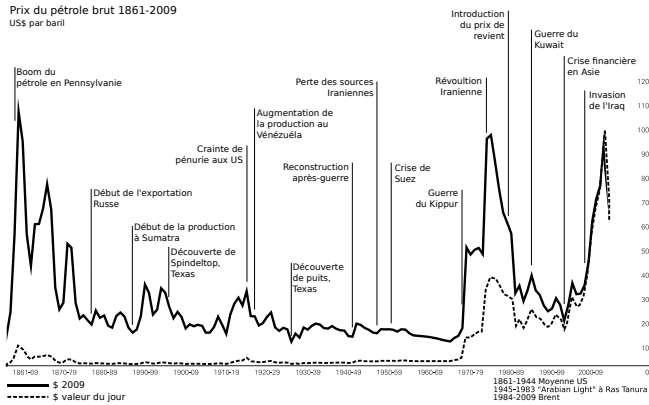


Fig. 1.4: Prix du baril de pétrole, entre 1861 et 2009, selon le prix du jour et la valeur adaptée au cours de 2009. Source : BP (2010).

le problème, tout en garantissant un développement et une croissance positifs.

1.3 Réchauffement global et impact de l'homme sur les écosystèmes

L'histoire de la Terre a traversé plusieurs phases pendant lesquelles le climat a évolué entre périodes glaciaires et périodes chaudes. Les êtres vivants ont été obligés de s'adapter afin de survivre. Des changements très rapides, comme par exemple celui intervenu à la fin du Permien¹ (Wikipedia (2009)) ont causé l'extinction massive d'une grande partie des espèces vivant sur terre et dans la mer. Les créatures ayant survécu ont été source d'une nouvelle biodiversité, qui a amené les espèces à évoluer vers la situation que nous connaissons aujourd'hui.

Le Groupe d'experts inter-gouvernemental sur l'évolution du climat (GIEC) est un comité d'experts mandatés par l'Organisation Météorologique Mondiale (OMM) et le Programme des Nations Unies pour l'environnement (PNUE). Créée en 1998, son objectif principal (IPCC (2009)) est le suivant :

“ ... évaluer, sans parti pris et de façon méthodique, claire et objective, les informations d'ordre scientifique, technique et

1. Qui a causé l'extinction d'environ 90 % des espèces marines et 70 % des vertébrés.

socio-économique qui nous sont nécessaires pour mieux comprendre les fondements scientifiques des risques liés au changement climatique d'origine humaine, cerner plus précisément les conséquences possibles de ce changement et envisager d'éventuelles stratégies d'adaptation et d'atténuation. »

Le GIEC publie un ensemble de rapports basé sur des recherches scientifiques qui illustrent le lien entre les changements climatiques et l'activité humaine. Un résumé adressé aux décideurs et publié par Watson *et al.* (2001) répond à neuf questions établies par les différents gouvernements participant à la XV^e session du GIEC en 1999. Le rapport établit clairement le lien entre l'activité humaine depuis la révolution industrielle et l'augmentation moyenne de la température sur la planète. Les effets sur le climat sont principalement dus à l'émission de gaz dits à effet de serre (le méthane et le CO₂, par exemple) provenant des ressources énergétiques fossiles.

La figure 1.5 illustre les changements de la température moyenne au sol depuis 1850 et le changement du niveau des océans dû à la fonte des glaces.

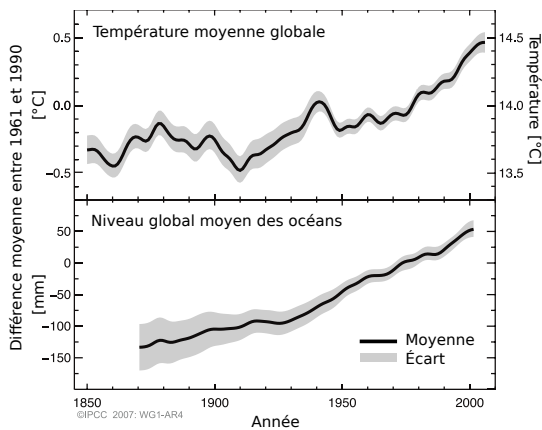


Fig. 1.5: Évolution de la température moyenne mondiale et du niveau des océans depuis 1850. Source : UN - Department of Economic and Social Affairs (2009).

Plusieurs scénarios ont été étudiés afin de modéliser l'évolution des changements climatiques à l'horizon des 20, 50 et 100 prochaines années. Tous ces scénarios prévoient une augmentation de la concentration du dioxyde de carbone (CO₂), de la température moyenne mondiale et de l'augmentation du niveau de la mer.

Ces changements auront probablement des effets directs sur l'intensification de certains phénomènes météorologiques extrêmes tels que canicules, cyclones ou inondations. L'augmentation de la température aura également une influence sur les écosystèmes. Certaines espèces pourraient avoir de nombreuses difficultés d'adaptation et la disparition des espèces les plus délicates est à envisager.

Conscients des dégâts potentiels liés aux changements climatiques, plusieurs États commencent à réfléchir à des solutions pour limiter leurs effets vers la fin des années 1980. Un certain nombre de traités internationaux, dont la Convention-cadre des Nations unies sur les changements climatiques (UNFCCC en anglais)², visent à limiter les émissions de gaz à effet de serre. Le protocole de Kyoto (UNFCCC (1998)) propose comme objectif la réduction des émissions des gaz à effet de serre de au moins 5% par rapport aux niveaux de 1990 et ceci durant la période 2008-2012. Les pays ayant ratifié le protocole de Kyoto s'engagent donc à promouvoir la limitation des émissions et à favoriser des pratiques de développement durable.

1.4 La société à 2000 Watt

La société à 2000 Watt³ est un concept initialement lancé par le Conseil des Écoles Polytechniques Fédérales en 1998.

Ce projet est né afin d'alimenter des discussions autour de l'utilisation de l'énergie. L'objectif fixé par ce projet est de montrer qu'il est possible de réduire la consommation énergétique annuelle moyenne par personne à 2000 W, tout en maintenant le confort de vie au niveau actuel.

Cette quantité correspond à la consommation moyenne mondiale en 2005. Dans la figure 1.1 on constate que de nombreux pays riches ne consomment pas les mêmes quantités d'énergie. Par exemple, la Suisse consomme jusqu'à sept fois moins d'énergie que d'autres pays qui produisent la même richesse, tels les États-Unis, le Qatar ou l'Islande. Ces pays ont accès à de sources d'énergie à faible prix sur leur territoire, alors que la Suisse est obligée d'importer ces ressources au prix du marché. Les coûts d'approvisionnement étant élevés, la Suisse a choisi de perfectionner l'efficacité d'utilisation de l'énergie, ce qui a permis une limitation des consommations.

Sans être pour autant un pays exemplaire en termes d'efficacité énergétique, le cas de la Suisse montre qu'il est possible de réduire les consommations tout en permettant un développement soutenu. On en déduit

2. <http://unfccc.int>

3. <http://www.novatlantis.ch/>

que, avec un effort supplémentaire, il est envisageable d'atteindre l'objectif des 2000 W. À titre de comparaison, la Suisse a passé le cap des 2000 W au début des années 1960.

De nombreux projets ont été lancés sous la houlette de la société à 2000 W. Le rapport Maréchal *et al.* (2005a) propose un certain nombre de pistes à la fois technologiques et socio-culturelles, qui permettent d'atteindre l'objectif de 2000 W.

En Suisse, la consommation finale d'énergie est principalement répartie entre transports, ménages, industrie et services, selon la figure 1.6. Les différents scénarios développés dans le cadre de la société à 2000 W visent à réduire les consommations dans chacun des secteurs concernés. Au niveau des ménages, il est possible de réduire les consommations de produits pétroliers en améliorant les niveaux d'isolation et en passant à des technologies de chauffage plus respectueuses de l'environnement. Dans l'industrie, on vise à améliorer la récupération d'énergie et la valorisation des déchets. Au niveau des transports, il s'agit de promouvoir les transports en commun et l'amélioration des technologies de propulsion. Pour ce qui concerne l'énergie primaire, plus que 70 % de l'approvisionnement énergétique est d'origine fossile (Office fédéral de l'énergie (2008)). Pour pouvoir atteindre les objectifs de la société à 2000 W, il est nécessaire de promouvoir les filières renouvelables, dont la biomasse, l'éolien et l'énergie solaire.

1.5 Applications récentes dans le domaine de l'énergétique industrielle

Le Laboratoire d'Énergétique Industrielle (LENI) a participé à l'élaboration des concepts de la société à 2000 W. Depuis longtemps, le laboratoire est actif dans l'étude et le développement de systèmes de conversion d'énergie industriels, que ce soit dans le domaine des transports, de l'industrie ou des systèmes urbains.

Ce travail de recherche naît dans le contexte de la recherche menée au LENI et du besoin de développer des outils de synthèse qui permettent de pousser ces études toujours plus loin.

On fait le point ici sur l'état de l'art des activités de recherche récentes au LENI dans le domaine de la synthèse des systèmes énergétiques industriels pour situer le point de départ qui a motivé ce travail.

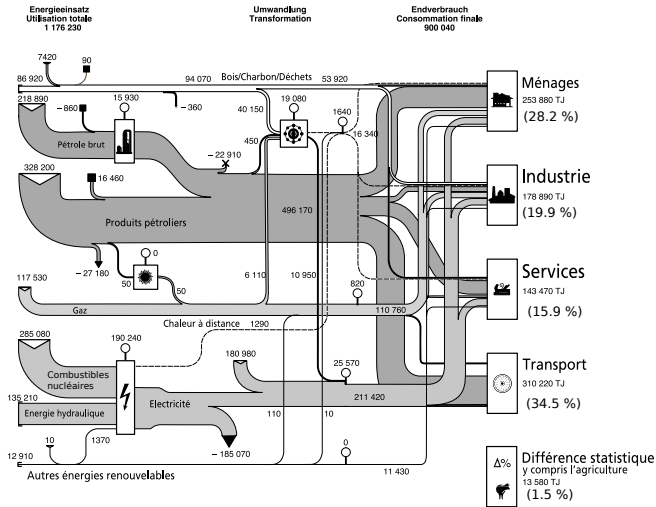


Fig. 1.6: Utilisation de l'énergie en Suisse en 2008, selon le type et la destination. Source : Office fédéral de l'énergie (2008).

1.5.1 Procédés industriels

Les études système dans le domaine des procédés industriels concernent en général l'amélioration et l'optimisation des équipements de production, ainsi que de leurs interactions. L'objectif est d'augmenter la productivité ou de réduire les consommations énergétiques, qui influencent les frais opératoires. Les études portent sur le choix des équipements, sur leur dimensionnement et sur l'optimisation de leur régime opératoire et du taux d'intégration des unités.

Au LENI, certains des projets étudiés concernent l'utilisation des utilitaires dans l'industrie (Maréchal et Kalitventzeff (1991, 1996, 1998a,b, 1999)), l'industrie agro-alimentaire (Muller *et al.* (2005), Muller (2007), Becker *et al.* (2009)), les pâtes et papiers (Périn-Levasseur (2009)), les procédés chimiques (Cavin (2003); Kruppenacher (2001)) et la gestion de l'eau (Brown *et al.* (2004); Vince (2008)).

1.5.2 Procédés de conversion d'énergie

Cette catégorie rassemble les recherches effectuées sur la synthèse de nouvelles technologies de conversion d'énergie ou sur l'exploration de nouvelles opportunités technologiques sur des filières existantes. Ces technologies sont utilisées pour produire des services énergétiques, tels que l'élec-

tricité, le chauffage ou le refroidissement. Il s'agit en général de systèmes de petite taille (comptant peu d'unités), qui sont optimisés pour satisfaire des besoins énergétiques d'installations industrielles, de communautés locales ou de moyens de transport. La synthèse système concerne ici surtout l'évaluation de plusieurs variantes technologiques associées à des opérations physiques unitaires et sur la combinaison optimale des différents composant du système.

Dans les travaux récents, on trouve l'étude de systèmes de pompes à chaleur (Zehnder (2004)), de capteurs solaires thermiques (Bolliger (2005)), de piles à combustible (Autissier *et al.* (2006); Maréchal *et al.* (2004, 2005b); Palazzi *et al.* (2005)), du traitement d'ordures ménagères (Olsommer (1998)), de systèmes de cogénération basés sur la biomasse et la production de bio-carburants (Gassner et Maréchal (2006); Gerber *et al.* (2009)) ou de cycles combinés avancés (Bolliger (2004); Bolliger *et al.* (2005); Girardin *et al.* (2009); Li (2006); Pelster (1998)).

1.5.3 Systèmes urbains et sites industriels

Ce domaine de recherche s'intéresse à l'étude de systèmes de conversion d'énergie dans le contexte urbain. On s'intéresse ici aux problèmes de fourniture de services énergétiques, tels que le chauffage des espaces, le chauffage de l'eau sanitaire, la fourniture d'électricité ou la climatisation. Les objectifs de ces études visent à réduire les consommations et les gaspillages de ressources primaires (comme le pétrole ou le gaz naturel) et à favoriser les ressources renouvelables. De manière analogue, on s'intéresse à la distribution des ressources et des services énergétiques à l'échelle des sites industriels.

Au LENI, on étudie les systèmes urbains au niveau de l'architecture des bâtiments et des quartiers (Kämpf *et al.* (2007); Kämpf *et al.* (2009)), on optimise la gestion centralisée des technologies de conversion d'énergie dans les bâtiments (Bochatay *et al.* (2005); Grandjean (2006)) et la gestion décentralisée avec les réseaux de chauffage (Curti (1998); Weber *et al.* (2006a); Weber et Favrat (2007); Weber *et al.* (2006b,c)) et de rafraîchissement à distance (Bolliger et Maréchal (2006); Girardin *et al.*).

Au niveau des sites industriels, Maréchal et Kalitventzeff (1998a) ont étudié le problème de la gestion optimale des utilitaires, Girardin *et al.* (2005) de la gestion de l'hydrogène.

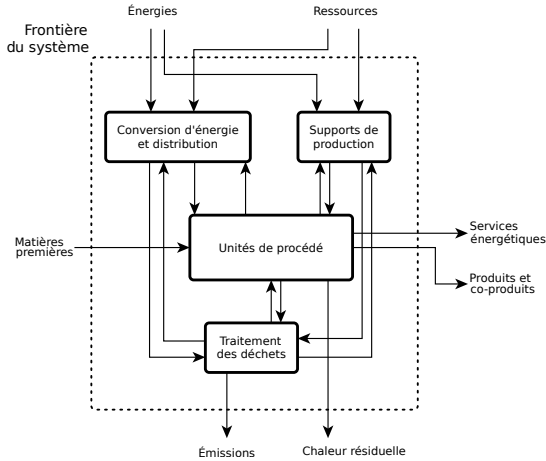


Fig. 1.7: Représentation schématique d'un système, des types d'unités qui le composent et des flux de matière et d'énergie échangés.

1.6 Définitions et terminologie

La figure 1.7 représente un **système énergétique industriel**, composé par deux ou plusieurs **technologies de conversion d'énergie**. Ces technologies, par le moyen d'**opérations physiques unitaires**, convertissent des matières premières et/ou de l'énergie en **produits** et/ou **services énergétiques**.

Il existe plusieurs types d'opérations physiques unitaires qui permettent de transformer la matière et l'énergie par le moyen de réactions chimiques ou de transformations physiques, telles que la compression, le mélange, la réaction chimique, la séparation, l'échange de chaleur, l'évaporation ou la distillation.

Dans ce travail on fait la distinction entre plusieurs types d'unités. Les **unités de procédé** ont le rôle de transformer des matières premières en produits et services énergétiques à valeur ajoutée.

Les **unitaires** fournissent aux unités de procédé l'**énergie** et les **supports de production** via la distribution. Leur régime de fonctionnement est déterminé en fonction des besoins des unités de procédé.

Enfin, les **unités de traitement des déchets** s'occupent de traiter les déchets produits par le système afin d'en permettre l'émission dans l'environnement. Ces dernières s'apparentent aux unitaires car elles dépendent des conditions opératoires des unités de procédé. Elles sont par ailleurs liées aux unitaires soit par la valorisation énergétique des résidus, soit

par la consommation d'énergie et de supports de production liée aux opérations de traitement.

La **frontière du système** sépare les unités qui composent le système de celles qui se trouvent à l'extérieur. Sa définition peut être arbitraire, mais dans ce travail on considère que le système doit inclure les unités de procédé, les utilitaires, les unités de traitement des déchets, si disponibles, et toutes les unités qui, de manière générale, présentent une **interaction** directe avec les autres unités du système. Ceci permet, lors de la phase de synthèse, de disposer de tous les degrés de liberté nécessaires afin d'**optimiser** les performances du système, en favorisant les interactions et l'**intégration** des unités.

Dans beaucoup de cas, la réalisation des opérations physiques unitaires requiert des **supports de production**, tels que l'eau, les solvants ou l'air comprimé. La plupart du temps, les supports de production peuvent être séparés des produits et réutilisés au sein du procédé, après recyclage.

Le moteur de la transformation des matières premières en produits, en co-produits ou en services énergétiques, est l'**énergie**, qui est utilisée dans les procédés sous forme de chaleur ou d'électricité. Dans un système énergétique il est donc nécessaire de considérer la conversion de l'énergie entrant dans le système en énergie utile pour le procédé. On convertit par exemple un combustible en vapeur dans une chaudière, qui transmet la chaleur au procédé par condensation, avant d'être renvoyée vers la chaudière sous forme d'eau liquide.

Les unités de **conversion d'énergie** étant souvent centralisées, il est nécessaire de **distribuer** l'énergie convertie vers les unités de production. Ceci est fait par le moyen de **connexions** de matière ou d'énergie, sous la forme de **réseaux** d'échange ou de transport.

Comme la transformation de l'énergie et des matières n'est pas parfaite, le système génère des **déchets**, de la **chaleur résiduelle** et des émissions, qui doivent être traités dans des unités dédiées et qui font partie intégrante du système, si elles se trouvent au même endroit que le procédé.

La méthode développée dans le cadre de ce travail porte sur la **synthèse** et l'**analyse** de systèmes énergétiques. Dans ce contexte, la synthèse est une démarche qui vise à combiner des unités du système et d'organiser leurs interactions de manière optimale.

À l'opposé, l'analyse est une approche qui étudie des configurations d'un système et qui essaye de le décomposer afin de comprendre son fonctionnement et les interactions qui lient les différentes parties qui le composent.

1.7 Motivations et Objectifs

Points communs entre les études effectuées au LENI L'analyse des travaux récents effectués au LENI fait ressortir des approches qui ont de nombreux points en commun. Toutes ces études ont été effectuées à l'aide de la simulation et de la modélisation. Les modèles sont basés sur l'expression des opérations physiques unitaires par le moyen d'équations de comportement physiques et thermodynamiques. Bien que parfois simplifiés, ces modèles permettent d'afficher un comportement qui est fonction des paramètres physiques qui caractérisent les technologies représentées.

La plupart de ces études font appel à l'optimisation, afin d'identifier les meilleures configurations. Les fonctions objectif utilisées font appel à des indicateurs de performance thermo-économiques (basés sur les performances techniques et sur les coûts du système) ou environnétiques, présentant une composante liée aux émissions et l'impact environnemental.

Plusieurs techniques sont utilisées pour modéliser et synthétiser les connexions de matière et d'énergie entre les différents équipements. Les techniques basées sur les superstructures sont utilisées pour inclure dans le modèle différentes options technologiques d'un procédé et pour représenter systématiquement toutes les connexions possibles. Les techniques d'intégration sont utilisées afin de synthétiser ces réseaux de manière implicite.

Limitations Malgré un grand nombre de points communs, ces études manquent cruellement d'uniformité, que ce soit dans les approches de synthèse ou au niveau de la modélisation. Chaque étude est menée indépendamment des autres, sans un réel partage des méthodes de calcul ou des modèles. Pour chaque projet, les modèles sont préparés de manière spécifique. L'établissement des indicateurs de performance est également spécifique à chaque application et rend très difficile la comparaison de résultats et la réutilisation des modèles, même pour des systèmes similaires.

Cette situation est en partie expliquée par l'évolution continue dans le domaine informatique. Il existe de nombreux logiciels de modélisation et de langages de programmation, chacun étant plus ou moins bien adapté à chaque application étudiée. Par conséquent, à chaque nouveau projet, le choix des logiciels a été effectué sur la base des meilleures applications disponibles.

Potentiel d'amélioration Dans l'avenir, les projets de recherche vont s'orienter vers l'étude de systèmes de plus en plus grands et complexes. La

durée limitée des projets ne permettra plus de recommencer chaque fois à zéro avec la modélisation et la mise en place des logiciels qui permettent de synthétiser et d'analyser le système.

Il y a donc un réel besoin de valoriser le travail effectué durant les projets précédents, de capitaliser sur l'expérience acquise par la mise en place de nouvelles méthodes de synthèse et d'analyse et de s'assurer de la réutilisation des modèles et des méthodes de résolution et d'évaluation des systèmes.

Objectifs La méthode présentée dans ce travail offre un cadre structuré à la synthèse et l'analyse des systèmes énergétiques industriels, tout en restant suffisamment flexible pour prendre en compte les spécificités de chaque cas d'étude. Elle vise à favoriser la réutilisation des modèles et la valorisation de l'expérience acquise par les travaux antérieurs. Ceci permet de réduire les temps de mise en oeuvre des modèles et favorise la montée en taille des systèmes étudiés.

La méthode est implémentée dans un ensemble de solutions logicielles, qui ont pour objectif d'automatiser les opérations récurrentes et répétitives liées à la constitution du système et à son interfaçage avec les différents outils disponibles. Ces solutions concernent par exemple la définition des modèles, leur mise en relation, leur réutilisation, l'exécution de calculs d'optimisation ou l'analyse de résultats.

La liste suivante résume le cahier des charges qui définit les objectifs à atteindre par la méthode :

Réutilisation des modèles par une définition standardisée, ce qui permettra leur réutilisation dans des contextes similaires.

Valorisation de l'expérience Grâce à la structuration, mise en place de bonnes pratiques méthodologiques issues de l'expérience acquise lors de projets précédents.

Taille des systèmes La méthode doit favoriser l'étude de systèmes de grande taille et permettre d'utiliser des méthodes d'agrégation et de décomposition.

Bases de données Permettre la constitution de bases de données de modèles, qui pourront ensuite être réutilisés dans d'autres systèmes.

Logiciels métier Permettre l'utilisation de logiciels "métier" adaptés à chaque cas d'étude. Permettre leur interopérabilité et l'échange de données.

Structuration de l'information et des données, des modèles et des méthodes d'intégration et d'analyse afin de favoriser l'intégration d'élé-

ments existants avec des éléments créés spécifiquement pour chaque projet.

Interactions au sein du système Développer des stratégies pour la gestion et l'optimisation des interactions au sein du système. Gestion des transferts de masse et des échanges d'énergie. Éviter, tant que possible, la définition explicite des superstructures, car cela demande beaucoup de temps de préparation et réduit le potentiel de réutilisation des modèles.

Indicateurs de performance Permettre l'intégration au sein de la méthode de multiples méthodes de calcul d'indicateurs qui définissent par exemple la performance économique, thermodynamique ou environnementale des systèmes étudiés.

Optimisation multi-objectifs Définition des valeurs optimales des variables de décision par l'utilisation de techniques d'optimisation multi-objectifs.

Méthodes de synthèse et d'analyse Au moyen d'une architecture modulaire, permettre l'intégration de nouvelles méthodes d'analyse ou de synthèse qui complètent ou remplacent les outils mis à disposition.

Chapitre 2

Méthodologie de la synthèse

2.1 Définitions et terminologie

La synthèse d'un nouveau système passe par de nombreuses étapes successives. Dans les premières phases on identifie les opérations physiques unitaires qui permettent de transformer les matières premières en produits et services énergétiques. Ensuite, on choisit et on estime la **taille des technologies** qui permettent de les réaliser et les réseaux de distribution et d'échange qui les relient. Une fois les choix stratégiques effectués, on passe à la conception détaillée du système, qui comprend le dimensionnement final des équipements et des bâtiments qui vont les accueillir, la définition des stratégies de contrôle et toutes les étapes annexes pour la mise en opération.

La méthode de synthèse proposée se concentre sur la **phase préliminaire de synthèse**, durant laquelle on est amenés à :

1. **Choisir et dimensionner** les technologies qui permettent de mettre en oeuvre les opérations physiques unitaires nécessaires à la production des produits et des services énergétiques fournis par le procédé.
2. Calculer le degré d'**intégration** des unités du système, qui dépend de la manière dont les unités échangent la matière et l'énergie.

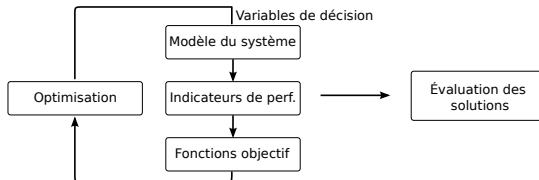


Fig. 2.1: Représentation simplifiée de l'application de la méthode de synthèse proposée.

Dans le cadre de la méthode présentée ici (fig. 2.1), la méthode de synthèse est appliquée par le **modélisation** des différentes technologies qui

composent le système. La modélisation permet, par la résolution d'équations mathématiques, de reproduire des phénomènes physiques et chimiques réalisés dans les unités du système et de représenter leurs interactions.

Les performances du modèle du système sont mesurées par le calcul d'**indicateurs de performance**, qui expriment par exemple les coûts opératoires ou d'investissement du système, ses émissions ou ses performances techniques.

La configuration optimale du système peut être obtenue de différentes manières. Dans le cadre de ce travail, elle est obtenue par l'utilisation d'un algorithme d'**optimisation**. L'algorithme agit sur les **variables de décision** du modèle, qui permettent de contrôler par exemple les paramètres des équipements, leur régime opératoire ou la configuration des connexions qui les relient, et utilise un ou plusieurs indicateurs de performance comme mesure de la qualité de la solution.

Les solutions fournies par l'optimisation sont ensuite **évaluées et analysées**, afin de déduire les lignes directrices qui vont définir le cadre pour la **synthèse détaillée** du système.

2.2 Littérature générale

Le domaine de la synthèse des systèmes énergétiques industriels est étudié depuis très longtemps, probablement depuis la création des premiers procédés industriels. Les techniques de simulation et de modélisation remontent aux débuts des années 1950, avec les premiers algorithmes développés sur ordinateur.

Une revue de littérature exhaustive est très ardue, tellement le domaine est vaste et riche de contributions. Pour ce travail, plus de 300 publications ont été consultées, mais cela ne constitue qu'une infime partie de tout le matériel existant.

Pour s'orienter, il est possible de consulter des revues de littérature, qui sont régulièrement publiées par des experts dans le domaine. En 1981, Nishida *et al.* (1981) dénombreaient déjà plus de 190 papiers dans le domaine de la synthèse de procédés : chemins de synthèse, séquences de séparation et réseaux d'échangeurs et réacteurs étaient les thèmes principaux.

Parmi les revues les plus récentes, on cite Westerberg (2004) pour la synthèse de procédés et Sahinidis *et al.* (1989) pour la comparaison de plusieurs algorithmes d'optimisation déterministes.

De nombreux manuels de synthèse de procédés sont également disponibles, à l'instar de Ulrich (1984), Smith (1995), Turton *et al.* (2003) ou Seider *et al.* (2004) sur la conception de procédés, Floudas (1995) sur

l'optimisation, Linnhoff *et al.* (1982) et Kemp (2007) sur la synthèse du réseau d'échangeurs.

2.3 État de l'art

2.3.1 Approches hiérarchisées

La diffusion de l'informatique a permis vers la fin des années 1960 les premiers développements de méthodes de synthèse de procédé assistées par ordinateur (Rudd (1968), Masso et Rudd (1969)).

Avec ces méthodes, dites hiérarchisées, le problème de synthèse est résolu par une séquence d'étapes successives. Chaque étape résout une partie du problème de synthèse et définit les données nécessaires à la réalisation de l'étape suivante. L'approche est hiérarchisée, car elle impose la conclusion d'une étape avant la réalisation de l'étape suivante. L'interaction avec les étapes précédentes est possible par une approche itérative, mais, en général, les approches hiérarchisées tendent à limiter au maximum le nombre d'itérations, pour éviter une trop grande complexité de mise en oeuvre. Au lieu des itérations, on préfère utiliser des règles heuristiques basées sur l'expérience, qui permettent d'obtenir plus rapidement des solutions satisfaisantes.

La méthode proposée par Douglas (1985), qui est encore appliquée aujourd'hui dans le milieu industriel, propose les étapes suivantes pour la conception d'un procédé dans le domaine de la chimie :

1. Régime continu ou batch ?
2. Choix des réactions et du chemin de synthèse.
3. Choix des opérations physiques unitaires et des technologies associées.
4. Conception des réacteurs et du recyclage de matières.
5. Conception du système de séparation (récupération de vapeurs et de liquides).
6. Choix des utilitaires.
7. Conception du réseau d'échangeurs.
8. Contrôle des équipements.

Cette approche est équivalente à la représentation en pelures d'oignon (Linnhoff *et al.* (1982)) illustrée à la figure 2.2. La séquence des différentes étapes est conçue de telle manière à focaliser l'attention en premier lieu sur les unités de procédé et seulement ensuite sur les unités annexes, telles que les utilitaires ou les technologies de recyclage. Cela a pour avantage

de réduire la complexité du processus de synthèse, car le nombre de degrés de liberté est réduit et limité par les frontières définies par chaque étape.

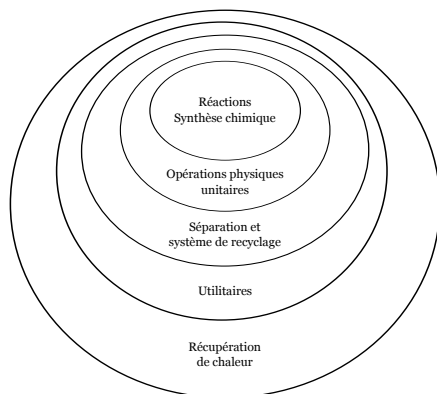


Fig. 2.2: Représentation en pelures d'oignon de l'approche hiérarchisée de Douglas (1985). Adapté à partir de Linnhoff *et al.* (1982) et Kemp (2007).

Modélisation du système Le système, essentiellement composé par les unités de procédé, est modélisé à l'aide d'outils de *flowsheeting* (Sirola et Rudd (1971) et Mahalec et Motard (1977)), où le modèle du système est constitué par l'assemblage de modules représentant une ou plusieurs opérations physiques unitaires. Ces outils sont très pratiques pour la modélisation de procédés industriels, car ils fournissent les équations de comportement des équipements couramment utilisés dans ce domaine et des bases de données permettant de calculer les propriétés thermodynamiques des flux de matière.

Les connexions entre les unités sont réalisées de manière explicite, à la main. La technique des mélangeurs-diviseurs a été introduite pour l'évaluation au sein du même modèle d'alternatives technologiques permettant de réaliser la même opération physique unitaire (Umeda *et al.* (1972)).

Optimisation La configuration optimale du procédé était initialement obtenue à la main ou par l'application de règles heuristiques (Rudd (1968), Masso et Rudd (1969)). Ensuite, des algorithmes d'optimisation (Box (1965)) furent intégrés à la procédure de synthèse (Lee *et al.* (1970), Ichikawa et Fan (1973)) afin de calculer les paramètres des unités, leur régime opératoire et le choix des alternatives technologiques.

Toutefois, la procédure d'optimisation était appliquée seulement pour déterminer la configuration des unités de procédé. Les étapes successives de l'approche (système de séparation, utilitaires, réseau d'échangeurs, ...) étaient toujours réalisées à l'aide de règles heuristiques.

Le réseau d'échangeurs de chaleur

La première crise du pétrole des années 1970 (voir aussi la figure 1.4) a eu pour effet de faire augmenter le prix de l'énergie. Jusque là, le coût de la production des services énergétiques était peu influent sur les coûts de production et peu d'attention était portée à l'efficacité énergétique des procédés. La fourniture de chaleur était assurée par des lignes de distribution de vapeur produite dans des chaudières. La récupération de chaleur n'était pas considérée systématiquement en raison du coût du réseau d'échangeurs de récupération de chaleur et de sa moindre flexibilité par rapport à la distribution directe de vapeur.

C'est suite à la prise de conscience du problème énergétique que les chercheurs se consacrent au problème de la récupération d'énergie et à la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur. La technique du pincement développée par Linnhoff et Flower (1978); Linnhoff *et al.* (1982) fournit une solution qui s'intègre dans les approches hiérarchisées.

Cette méthode nécessite comme valeurs d'entrée la définition des flux thermiques du procédé, qui sont extraits du *flowsheet*. Elle fournit comme résultat la quantité de chaleur qui peut être récupérée et celle qui doit impérativement être fournie par les utilitaires.

Toutefois, la superstructure du réseau doit être déduite à la main et cela s'avère une tâche difficile, car il est nécessaire d'affronter la complexité due au caractère combinatoire du problème, lié au choix des paires de flux échangeant la chaleur. Linnhoff *et al.* (1982) proposent des règles heuristiques pour accomplir cette tâche, mais elles ne sont pas suffisantes pour résoudre aisément le problème.

À l'aide de la programmation mathématique, Papoulias et Grossmann (1983a,b) développent une stratégie qui permet d'automatiser la synthèse du réseau d'échangeurs. Dans un premier modèle basé sur le problème du transbordement, Papoulias et Grossmann (1983b) calculent la quantité d'énergie qui peut être récupéré au sein du procédé. Un deuxième modèle détermine les paires de flux qui échangent la chaleur. Cette approche est complétée par Floudas *et al.* (1986), qui propose un troisième modèle qui détermine la superstructure du réseau d'échangeurs sur la base des résultats fournis par le deuxième modèle.

2.3.2 Approches simultanées

Les méthodes hiérarchisées sont confrontées à la difficulté d'introduire un feedback entre une étape de synthèse et les précédentes, qui empêche de déterminer la configuration optimale du système. Par exemple, la conception du réseau d'échangeurs, qui est responsable de la récupération d'énergie et donc de l'efficacité énergétique de tout le procédé, peut difficilement influencer le choix des équipements et de leurs conditions opératoires.

Face à ce constat, les chercheurs commencent à développer au début des années 1980 des méthodes de synthèse basées sur la programmation mathématique. Grâce à ces techniques, la séquence hiérarchisée de Douglas (1985) a pu être revue et certaines étapes ont été assemblées pour être résolues simultanément, à l'aide d'algorithmes d'optimisation.

Papoulias et Grossmann (1983c) combinent le modèle du réseau d'échangeurs (Papoulias et Grossmann (1983a,b)) avec celui du procédé afin d'optimiser simultanément le choix et le dimensionnement des unités du procédé, leur régime opératoire, la récupération de chaleur, la taille des utilitaires et les connexions entre les unités.

Difficulté d'optimisation Du point de vue théorique, la formulation simultanée permet d'identifier la configuration optimale du système, car tous les degrés de liberté du modèle sont gérés simultanément. Toutefois, le problème d'optimisation est très complexe à résoudre, car il présente des équations non-linéaires, parfois non-convexes, des variables continues pour le contrôle des paramètres des unités et leur régime opératoire, des variables entières pour le choix des alternatives technologiques et des variables combinatoires liées au choix des paires de flux échangeant la chaleur.

Les algorithmes d'optimisation *branch and bound* (Mitten (1970)) se révèlent inefficaces pour gérer les variables combinatoires et de nouveaux algorithmes basés sur la décomposition du problème sont développés. On citera par exemple la décomposition généralisée de Benders (Geoffrion (1972)), qui sépare le problème en deux parties, l'une optimisant les variables dites complicatives et l'autre résolvant un problème NLP, et la méthode *outer approximation* (Duran et Grossmann (1986), Kocis et Grossmann (1987), Viswanathan et Grossmann (1990)), qui résout une série de sous-problèmes NLP et un problème maître de type MILP.

Stratégie de modélisation L'introduction des approches simultanées oblige à un changement radical dans la manière de formuler le modèle du système. Puisque les algorithmes d'optimisation interagissent directement

avec la formulation mathématique du modèle, il est nécessaire de formuler des équations qui facilitent le travail de l'optimiseur. Il est nécessaire d'écrire par exemple des équations continues et différentiables et il faut éviter des formulations non-convexes pour assurer l'identification de l'optimum global. Le modèle du système est par conséquent écrit en fonction de la méthode de résolution, contrairement à ce qui était fait avec les méthodes hiérarchisées.

2.3.3 Approches hybrides

Plusieurs cas d'étude montrent la supériorité des approches simultanées sur les approches hiérarchisées en termes de qualité des solutions (Kocis et Grossmann (1989, 1988)). Toutefois, tous les cas présentés dans la littérature sont relativement simples et ne concernent, la plupart du temps, que les unités de procédé. Ceci est dû principalement à la complexité de résolution de ces modèles et à la difficulté de formuler des modèles de grande taille présentant de nombreuses unités. La formulation monolithique du modèle requise par les approches simultanées constitue un frein à la réutilisation des modèles et à leur extension pour l'étude de systèmes plus grands.

Pour contourner ces difficultés, une nouvelle approche de synthèse apparaît vers la fin des années 1990, comme en témoigne la revue de littérature présentée à la section 1.5. Cette approche, que l'on définira de hybride, présente des caractéristiques qui sont inspirées des méthodes hiérarchiques et des approches simultanées.

Bien que la méthode de synthèse ne soit pas encore totalement définie, on voit dans les applications étudiées au LENI un certain nombre d'éléments méthodologiques récurrents :

- Modélisation du système à l'aide d'outils de *flowsheeting* (Bolliger *et al.* (2005)) ou programmation avec la technique modulaire de la boîte noire (Olsommer (1998)).
- Calcul d'indicateurs de performance globaux, basés sur les performances thermo-économiques (Pelster (1998)) ou environnriques (Curti (1998)) du système.
- Modélisation de la superstructure du système d'abord explicite (Li (2006)), puis implicite (Maréchal *et al.* (2005b)), à l'aide des méthodes d'intégration énergétique.
- Utilisation systématique de l'optimisation simultanée du modèle du système. Utilisation dans un premier temps d'algorithmes d'optimisation évolutionnistes mono-objectif (par ex. Pelster (1998)), puis multi-objectifs (par ex. Leyland (2002)).

- Décomposition du problème d'optimisation pour réduire la complexité de résolution. L'utilisation de la formulation modulaire du système et des algorithmes évolutionnistes empêche une décomposition basée sur la nature mathématique du problème. La décomposition est basée sur la nature physique du système.

2.3.4 Autres approches récentes

Les sections 2.3.1 et 2.3.2 citent essentiellement les contributions qui ont donné origine aux approches hybrides et simultanées. Cela permet de situer historiquement l'apparition de ces approches, qui sont encore très actives à ce jour. On citera par exemple les activités de Kravanja (2010a,b), qui travaille actuellement sur des approches de programmation mathématique associées à l'optimisation multi-critères, Faria et Bagajewicz (2009), Koppol *et al.* (2004) et Savelski et Bagajewicz (2003) qui étudient la gestion de l'eau dans le traitement de déchets industriels dans l'industrie chimique, Heckl *et al.* (2007) qui s'intéressent aux réseaux de séparation ou Hegyháti *et al.* (2009) qui s'occupent du transfert de matières dans les procédés batch.

D'autres approches de synthèse on également vu le jour, comme par exemple la synthèse de système à partir de la synthèse de molécules (O'Connell *et al.* (2009)). Il s'agit d'une approche très différente de celle proposée dans ce travail, qui est basée sur le choix des opérations physiques unitaires et qui admet que les réactions de synthèse sont déjà déterminées.

2.4 Discussion et objectifs

Le nombre d'applications citées à la section 1.5 démontre que la nouvelle approche de synthèse hybride est très prometteuses pour la synthèse de systèmes réels, de grande taille. L'utilisation d'algorithmes d'optimisation garantit, dans une certaine mesure, la possibilité d'identifier la configuration optimale du système. L'approche modulaire simplifie la définition du modèle du système et permet l'utilisation d'outils de modélisation confirmés. La décomposition du modèle global en plusieurs modules facilite leur réutilisation, bien que cela ne soit pas forcément effectué dans les cas d'applications étudiés au LENI.

Toutefois, les éléments méthodologiques identifiés dans la section précédente ne sont pas appliqués systématiquement. On est plutôt témoins d'une utilisation hétérogène, sans une réelle volonté de structuration. Par exemple, le calcul des indicateurs de performance est souvent réalisé sur

mesure, en fonction de l'application étudiée. Ceci empêche la comparaison des résultats issus d'études différentes présentant des systèmes parfois similaires.

Notre opinion est que, grâce à une formalisation des éléments méthodologiques et à la structuration de la méthode de synthèse, il sera possible de simplifier la mise en oeuvre de la synthèse de nouveaux systèmes et il sera possible de réutiliser des études précédentes comme base de départ pour réaliser des études de plus en plus complexes.

Dans ce chapitre, la formalisation et la structuration concernent la méthodologie d'application de la méthode. Au chapitre 4, la même démarche est appliquée aux données et à la formulation du modèle du système, afin de favoriser le développement d'outils logiciels qui permettent de simplifier l'utilisation de la méthode.

L'objectif de ce chapitre est de passer en revue les différentes étapes de mise en oeuvre de la méthode de synthèse de système énergétiques industriels. Lorsque plusieurs solutions existent, une analyse est effectuée afin de déterminer leur compatibilité avec les objectifs énoncés à la section 1.7 et des recommandations seront formulées en ce sens.

2.5 Formulation mathématique du problème de synthèse

L'objectif de la synthèse du système est de déterminer la meilleure configuration qui permette de transformer les matières premières en produits et services énergétiques. Ceci est réalisé par la modélisation du système et par l'utilisation d'un algorithme d'optimisation.

Le modèle du système représente, sous la forme d'équations mathématiques, le comportement de tous les éléments qui le composent. Dans un système énergétique industriel, les équations concernent le comportement thermodynamique et thermochimique des flux, les bilans de masse et d'énergie, les caractéristiques techniques des équipements, les interactions entre les unités et des spécifications particulières, utilisées pour contrôler le régime opératoire ou la configuration du système.

La formulation générale du problème d'optimisation de la synthèse du système peut être exprimée à l'aide de l'équation (2.1).

$$\begin{aligned}
 & \min_{\mathbf{x}, \mathbf{y}} \mathbf{Z} = f(\mathbf{x}, \mathbf{y}) & (2.1) \\
 \text{s.t.} \quad & h(\mathbf{x}, \mathbf{y}) = 0 \\
 & g(\mathbf{x}, \mathbf{y}) \leq 0 \\
 & s(\mathbf{x}, \mathbf{y}) = 0 \\
 & \mathbf{x} \in \mathfrak{R}^n, \mathbf{y} \in \{0, 1\}^m
 \end{aligned}$$

$f(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ représente la ou les fonctions objectif du problème d'optimisation. \mathbf{x} est le vecteur des n variables continues, qui sont utilisées pour définir les caractéristiques des flux et celles des opérations physiques unitaires. \mathbf{y} est le vecteur des m variables entières (binaires), qui sont utilisées pour définir des alternatives technologiques et pour exprimer la combinatorialité liée par exemple au choix des paires de flux thermiques échangeant de la chaleur. Les contraintes d'égalité $h(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ et d'inégalité $g(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ expriment le comportement du système sous la forme de bilans de masse et d'énergie, de contraintes logiques liées au choix des équipements ou encore de contraintes liées à la physique des phénomènes intervenant dans les opérations physiques unitaires. La contrainte d'égalité $s(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ exprime les équations de design ou de spécification, utilisées pour définir les caractéristiques des technologies qui réalisent les opérations physiques unitaires.

Le modèle du système peut être formulé et résolu à l'aide de deux techniques : la technique de la boîte noire et l'approche simultanée.

2.5.1 Formulation boîte noire

Dans une formulation boîte noire (fig. 2.3), les équations d'égalité du modèle sont isolées à l'intérieur d'un module, dont seules les entrées et les sorties sont visibles. Le système d'équations du modèle $h(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ et $s(\mathbf{x}, \mathbf{y})$ est composé par p équations et $m+n$ variables d'état, où $m+n$ est supérieur à p . Pour résoudre le modèle, on fixe les $p - (n+m)$ degrés de liberté par la définition des variables de décision \mathbf{x}^D et \mathbf{y}^D , qui constituent les entrées du module.

Une méthode de résolution est appliquée pour résoudre en interne le système d'équations afin de calculer l'état du modèle en fonction de la valeur des variables de décision. Le module fournit en sortie la valeur calculée des variables d'état $\mathbf{x}(\mathbf{x}^D)$ et $\mathbf{y}(\mathbf{y}^D)$ et, selon l'outil de modélisation utilisé, également la valeur de $h(\mathbf{x}(\mathbf{x}^D), \mathbf{y}(\mathbf{y}^D))$ et $s(\mathbf{x}(\mathbf{x}^D), \mathbf{y}(\mathbf{y}^D))$ et celle de leur gradient et hessien. La méthode de résolution, qui peut être soit

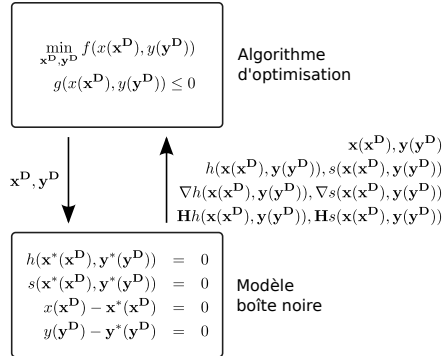


Fig. 2.3: Représentation schématique de l'optimisation d'un modèle formulé selon la technique de la boîte noire.

séquentielle, soit simultanée, est généralement itérative et calcule, comme valeurs intermédiaires, les variables $\mathbf{x}^*(\mathbf{x}^D)$ et $\mathbf{y}^*(\mathbf{y}^D)$.

Les contraintes d'inégalité $g(\mathbf{x}(\mathbf{x}^D), \mathbf{y}(\mathbf{y}^D))$ sont généralement formulées au niveau de la définition du problème d'optimisation. Certains algorithmes, comme les algorithmes évolutionnistes, ne permettent pas de définir de telles contraintes. Pour contourner le problème, il est possible de calculer une pénalité à associer à la fonction objectif, qui est par exemple proportionnelle à la violation des contraintes $g(\mathbf{x}(\mathbf{x}^D), \mathbf{y}(\mathbf{y}^D))$.

Modules, assemblage et réutilisation La technique de la boîte noire présente de nombreux atouts, que ce soit au niveau de la formulation du modèle, ou en ce qui concerne l'application des méthodes de résolution.

La formulation modulaire de modèle est extrêmement flexible. Le modèle du système peut être défini par un seul module ou par l'assemblage de plusieurs modules, chacun représentant par exemple une opération physique unitaire. L'assemblage des modules est très aisé, si les données d'entrée et de sortie sont convenablement structurées. Cette technique est utilisée depuis les années 1970 dans les logiciels de *flowsheeting* (Siirola et Rudd (1971) et Mahalec et Motard (1977)).

La constitution de modules définissant des opérations physiques unitaires simples favorise leur réutilisation et leur partage par rapport à des modèles plus complexes et spécifiques. Grâce à la boîte noire, il est même possible de mettre en relation des modèles dont la formulation mathématique est réalisée à l'aide de techniques complètement différente. En effet, comme la communication se fait par l'intermédiaire des entrées et

des sorties, la formulation mathématique interne n'a aucune influence sur la manière dont deux modules interagissent.

Algorithme de résolution interne La technique de résolution interne du module peut être adaptée à la formulation des équations du modèle pour une meilleure efficacité de résolution. Par conséquent, un modèle composé par plusieurs modules peut être plus robuste qu'un modèle monolithique. Si le modèle du système est décomposé en plusieurs modules de telle manière à distribuer les variables complicatives, il sera possible de le résoudre en plusieurs phases. Cette technique est exploitée pour décomposer le problème d'optimisation global du système, comme discuté à la section 2.8.3.

Optimisation du modèle du système L'optimisation du système peut se faire à l'aide de nombreuses techniques, comme les méthodes heuristiques, les algorithmes de recherche directe ou indirecte. Toutefois, les méthodes de résolution interne des modules requièrent de nombreuses évaluations qui influencent de manière négative les temps de calcul. Les algorithmes de recherche indirecte requièrent la valeur du gradient et du hessien des contraintes. Si la valeur n'est pas fournie, il est possible de calculer des dérivées numériques, mais cela demande un certain nombre d'évaluations supplémentaires du modèle. L'optimisation de modèles formulés à l'aide de la technique de la boîte noire se révèle donc très gourmande en temps de calcul. Il est toutefois possible d'éliminer cet inconvénient en exploitant des techniques de parallélisation du calcul.

Robustesse L'optimisation du système est généralement robuste, car l'algorithme d'optimisation interagit avec les variables d'état des modules, qui représentent des solutions réalisables du système d'équations des modèles. Si l'état d'un module n'est pas calculable, il est possible d'utiliser l'information contenue dans la valeur des variables de décision pour fournir une réponse pertinente à l'algorithme d'optimisation. L'état du système calculé lors de l'évaluation précédente constitue également une information précieuse.

2.5.2 Formulation simultanée

Dans les approches simultanées, le modèle est directement écrit sous la forme d'un problème d'optimisation. L'algorithme d'optimisation a un accès direct à la formulation du modèle et peut l'exploiter pour mettre en oeuvre des techniques de résolution adaptées. Le principe de fonctionnement des méthodes simultanées est schématisé par la figure 2.4.

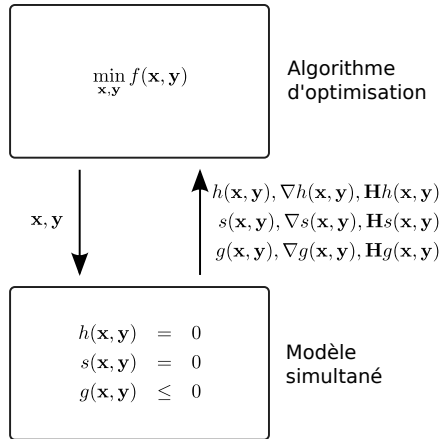


Fig. 2.4: Représentation schématique de l'optimisation d'un modèle formulé selon l'approche simultanée.

Contrairement à l'approche boîte noire, c'est l'algorithme d'optimisation qui se charge de choisir les degrés de liberté par l'analyse de la formulation du modèle. La stratégie de résolution peut donc être adaptée aux équations du modèle et cela permet de réduire les temps de calcul.

Toutefois, un effort particulier doit être fait lors de la formulation du modèle. Il faut s'assurer que le modèle soit en mesure de fournir la valeur du gradient et du hessien des équations pour toute la plage de validité des variables d'état. Si le modèle est non-linéaire, il faut également fournir une initialisation des variables suffisamment bonne pour que l'algorithme maximise les chances d'identifier la solution optimale globale. En cas de non-convergence, aucune information utile ne peut être récupérée, car elle est intériorisée par l'algorithme d'optimisation.

Modularisation et réutilisation des modèles Un modèle formulé selon une approche simultanée est plus difficile à décomposer qu'un modèle formulé avec une approche modulaire. La réutilisation d'une partie des équations pour constituer d'autres modèles est plus laborieuse.

Toutefois, en écrivant des modèles génériques, il est possible de résoudre une large gamme de problèmes en modifiant simplement les données numériques d'entrée. C'est par exemple le cas du modèle de la cascade thermique (Papoulias et Grossmann (1983b)). On aura donc tendance à réutiliser les modèles simultanés dans leur ensemble, afin de résoudre des problèmes spécifiques. Un modèle simultané peut par ailleurs être défini sous

la forme d'un module, où les paramètres d'entrée font office de variables de décision et les sorties sont constituées par la valeur des variables d'état du modèle. L'algorithme d'optimisation appliqué au modèle prend alors le rôle de méthode de résolution interne.

2.5.3 Choix du type de formulation pour la définition du modèle du système

L'analyse des applications étudiées au LENI (sec. 1.5) montre que l'utilisation de la formulation boîte noire permet de constituer plus facilement des modèles. Cette technique permet en effet d'élargir le choix des logiciels de modélisation ou des langages de programmation par rapport à l'approche simultanée qui est beaucoup plus restrictive. Cet aspect est très important, car les modèles de systèmes énergétiques industriels doivent exprimer le comportement thermodynamique des flux et la chimie des réactions. Les logiciels de *flowsheeting* ont été développés à ce propos et méritent d'être intégrés dans l'approche de synthèse.

Toutefois, ces logiciels ne fournissent en général pas tous les outils nécessaires à la synthèse du système. La plupart du temps, ces outils sont dépourvus d'algorithmes d'optimisation et ne permettent pas de générer de manière automatique la superstructure du réseau d'échangeurs de chaleur. La construction modulaire du modèle du système permet de combler les lacunes des logiciels de *flowsheeting* par l'intégration de modules définis avec d'autres techniques de modélisation. Dans les approches de synthèse hybrides, la modélisation du réseau d'échangeurs de chaleur est par exemple réalisée à l'aide des techniques d'intégration de procédés, qui sont formulées par un modèle simultané.

L'utilisation de plusieurs logiciels pour constituer le modèle du système introduit une nouvelle complexité liée au problème de l'échange de données. Cette difficulté peut être limitée par la structuration des données d'échange d'information. Le chapitre 4 traite de ce problème et présente les outils développés dans le cadre de ce travail.

Ces outils facilitent énormément l'assemblage de modules pour constituer le modèle du système. Cette flexibilité doit encourager la création de modules génériques, pouvant être réutilisés. La recommandation est donc d'exploiter au mieux la modularisation en produisant des modèles représentant des technologies courantes.

2.6 Définition de la superstructure du système

Les performances du système dépendent des performances individuelles des unités qui le composent et de celles des interconnexions qui les relient. La recherche du niveau d'intégration optimal est la raison d'être de la synthèse des systèmes énergétiques industriels. La modélisation des connexions est donc fondamentale dans la formulation du modèle du système.

La modélisation des connexions qui relient les unités du système est réalisée par la définition d'une superstructure (Grossmann et Sargent (1978)) qui représente toutes les unités du système et toutes les connexions qui les relient.

Dès que plusieurs technologies permettent de réaliser la même opération physique unitaire (fig. 2.5), on introduit un diviseur pour distribuer les flux vers l'une ou l'autre option (Umeda *et al.* (1972)). Les flux résultats sont ensuite mélangés pour réaliser l'opération suivante. Ces alternatives technologiques sont associées à des variables entières, afin que l'algorithme d'optimisation puisse déterminer le choix de la meilleure option technologique.

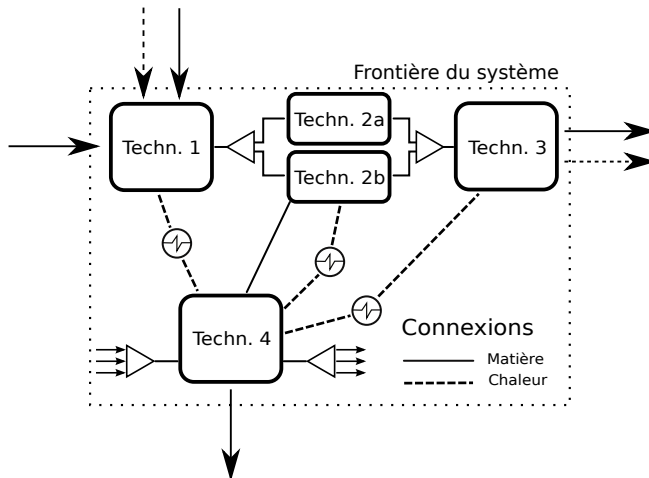


Fig. 2.5: Représentation de la superstructure du système comprenant les unités qui le composent et les connexions qui les relient. L'utilisation de diviseurs et de mélangeurs permet de définir des alternatives technologiques permettant de réaliser les mêmes opérations physiques unitaires.

Il existe plusieurs manières de définir le modèle d'une superstructure. Trois méthodes sont considérées dans ce travail : la méthode explicite, la méthode automatique et la méthode implicite.

2.6.1 Superstructures explicites

La technique de définition explicite de la superstructure du système est utilisée pour connecter manuellement, de manière explicite, les unités du système. Elle est souvent utilisée dans les outils de *flowsheeting* pour définir les transferts de matière et d'énergie entre les modules, mais elle peut également être utilisée dans les approches simultanées.

Cette technique est facile à implémenter si le nombre de connexions possibles pour chaque unité est faible. La technique permet de définir des interconnexions complexes, qui peuvent être fortement non-linéaires, comme par exemple les flux de recyclage. Il faut toutefois veiller à générer une superstructure de manière rigoureuse, afin d'éviter la duplication des connexions et en s'assurant de la cohérence des bilans de masse et d'énergie.

Même si tous les logiciels de *flowsheeting* peuvent être utilisés pour calculer des superstructures explicites, il convient de remarquer que les logiciels qui utilisent une approche séquentielle de résolution peuvent rencontrer des difficultés dans la gestion des flux de recyclage. Le grand nombre d'options implique en effet un grand nombre d'évaluations au niveau du calcul séquentiel. Les logiciels utilisant une approche simultanée, résolvant tout le système d'équations d'un coup, se révèlent plus adéquats à cet effet.

2.6.2 Génération automatique de la superstructure

Lorsque le nombre de connexions entre les unités du système devient important, leur définition explicite devient pénible et peut être sujette à des erreurs. Il convient alors de générer la superstructure de manière automatique, à l'aide d'un algorithme.

La superstructure du système peut être générée à partir de la description des flux de matière et d'énergie, si l'information est convenablement structurée. Cette approche a été formalisée par Grossmann (1985), qui montre que la formulation MINLP est très adaptée pour cette tâche. En particulier, l'utilisation des variables entières permet de définir la combinatoire liée à l'existence des connexions.

La technique est par exemple utilisée par Yee *et al.* (1990) pour générer la superstructure du réseau d'échangeurs de chaleur à partir des caractéristiques thermodynamiques des flux thermiques du système.

Certains auteurs, tels que Friedler *et al.* (1992a), ont développé des algorithmes basés sur la théorie des graphes et sur un ensemble de règles heuristiques qui permettent de limiter le nombre de solutions possibles dans la génération des superstructures.

La figure 2.6 montre un exemple de représentation d'un procédé obtenue à l'aide de l'approche basée sur les P-Graph. Les ronds représentent les flux de matières, les barres représentent les unités et les flèches représentent les transferts de flux. Le graphe est obtenu à partir des données structurées d'entrée-sortie des modules qui permettent de déterminer la possibilité de transfert d'une unité à l'autre.

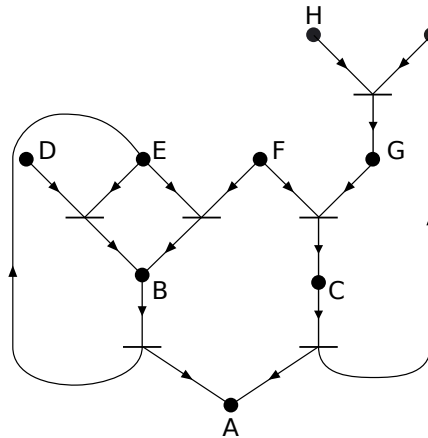


Fig. 2.6: Exemple de P-Graph d'un procédé. Adapté à partir de Friedler *et al.* (1992a)

L'algorithme MSG (Friedler *et al.* (1993, 1992b)) permet d'obtenir la structure maximale du système. Cette structure contient toutes les combinaisons possibles de la structure du système.

L'algorithme SSG (Friedler *et al.* (1992b)) permet d'extraire des sous-structures réalisables¹ à partir de la structure maximale.

La notion de *decision-mapping* (Friedler *et al.* (1995)) a été développée pour exploiter les bases théoriques qui sont le fondement des P-Graphs. Elle permet de comparer des P-Graph et d'en déduire certaines propriétés, comme l'extension, la complémentarité, la complétude ou l'équivalence.

La combinaison des algorithmes MSG, SSG et l'application de la notion de *decision-mapping* offrent un outil très puissant qui permet de générer

1. Le terme réalisable indique que la superstructure utilise toutes les matières et tous les équipements nécessaires à l'obtention des produits à fabriquer.

des superstructures réalisables du système.

La formulation de la superstructure du système résultant de l'application de l'outil est un ensemble de problèmes LP, puisque les variables entières ont été éliminées. Il ne reste plus qu'à optimiser chaque problème, afin de trouver la solution optimale globale.

Bien que cela puisse demander un effort de calcul important, il faut tenir compte du fait que les méthodes d'optimisation déterministes basées sur l'énumération en arborescence (*branch and bound*, par exemple) effectuent le même type de travail, mais peuvent générer en cours de calcul un grand nombre de solutions infaisables.

2.6.3 Superstructures implicites

Dans les approches implicites, un modèle représente les performances de la superstructure, sans pour autant qu'elle soit générée de manière explicite. Ces approches sont extrêmement utiles dans des contextes où la configuration de la superstructure n'est pas directement nécessaire. C'est le cas par exemple lors de l'optimisation du système, où seuls les indicateurs de performance du réseau sont nécessaires pour le calcul des fonctions objectif. Elles s'adaptent également très bien à la définition modulaire du modèle du système, puisque le modèle de la superstructure peut être défini comme un des modules qui composent le modèle global du système.

Les techniques d'intégration utilisées dans les applications de la section 1.5, utilisent le modèle de la cascade thermique (Papoulias et Grossmann (1983b)) pour modéliser le réseau d'échangeurs de chaleur et pour déterminer le taux d'utilisation optimal des unités utilitaires. Ce modèle calcule la quantité de chaleur qui doit être apportée ou évacuée par les utilitaires, détermine quelles sont les unités à utiliser lorsque plusieurs d'entre elles peuvent fournir le même service et fournit une estimation du coût du réseau d'échangeurs de chaleur.

La solution fournie par le modèle implicite de la superstructure peut par la suite être utilisé comme point de départ pour sa génération explicite. Comme une partie de la solution a déjà été déterminée, le modèle explicite devra gérer un nombre inférieur de degrés de liberté. Pour la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur, Papoulias et Grossmann (1983a,b,c) et Floudas *et al.* (1986) ont développé une approche en trois étapes qui utilise les résultats de la cascade thermique pour déterminer la superstructure explicite du réseau.

Le défaut principal des approches implicites consiste en la difficulté dans la définition de conditions de connexion particulières, telles les connexions

interdites ou obligatoires. Bien que ce genre de spécification soit possible, cela oblige l'écriture de modèles qui s'apparentent à ceux écrits pour la génération automatique de la superstructure. Ceci augmente la complexité du modèle et enlève une partie du caractère implicite de l'approche.

2.6.4 Choix de la méthode de définition de la superstructure

Les trois approches présentées possèdent chacune des avantages et des défauts. Le choix de l'approche à adopter dépend du contexte de calcul et du type de système modélisé. Il faut remarquer que ces trois approches peuvent même être utilisées simultanément pour définir chacune une partie de la superstructure du système.

L'utilisation des méthodes implicites pour la génération de la superstructure du système est recommandée lorsque le nombre de connexions est important et il n'existe pas de conditions particulières qui limitent la configuration de la superstructure. Ces approches sont robustes et s'adaptent parfaitement à la définition modulaire du modèle du système. Par ailleurs, les applications les plus complexes étudiées au LENI font usage des techniques d'intégration pour la modélisation du réseau d'échangeurs de chaleur.

La définition explicite de la superstructure est à utiliser pour définir des parties de la superstructure du système qui présentent des connexions complexes, comme par exemple les recyclages, ou lors de la présence de conditions restrictives sur les connexions, liées par exemple au choix de certaines options technologiques.

La génération automatique de la superstructure peut présenter des difficultés de résolution importantes, surtout si le nombre de connexions possibles pour chaque flux est important. Dans la modélisation du réseau d'échangeurs de chaleur, le nombre de variables combinatoires augmente de manière exponentielle avec le nombre de flux. Ceci pose de nombreux problèmes de résolution et des formulations telles que celle proposée par Yee *et al.* (1990) ne peuvent être résolues que pour des cas d'étude très restreints. La génération automatique de la superstructure reste néanmoins intéressante dans des situations où les deux autres approches sont moins adaptées ou en complément aux approches implicites. Par exemple, la formulation explicite de Floudas *et al.* (1986) formule le modèle de la superstructure du réseau d'échangeurs de chaleur sur la base des résultats obtenus par la résolution de la cascade thermique et de la distribution des charges (Papoulias et Grossmann (1983a,b)). Dans ce cas, le nombre de

connexions est restreint par les deux modèles précédents et le modèle est moins difficile à résoudre.

Le modèle du réseau vapeur (séc. 3.8.1) est un autre exemple d'utilisation combinée d'une formulation implicite et d'une formulation automatique de la superstructure du système. Le modèle utilise la cascade thermique pour modéliser le réseau d'échangeurs de chaleur. La formulation explicite est utilisée pour générer les réseaux de distribution de matière (vapeur et condensat) associés aux différents collecteurs du cycle vapeur.

2.7 Calcul des performances du système

La résolution du modèle du système fournit les caractéristiques des unités, leur régime opératoire, leur taux d'utilisation et les caractéristiques des réseaux de transfert de flux qui les mettent en relation. Les performances du système peuvent être calculées à partir de ces résultats de plusieurs manières, selon les critères que l'on veut observer. Il est par exemple possible d'observer la productivité du procédé, l'efficacité énergétique du système ou son impact environnemental. Il existe de nombreuses méthodes qui permettent de calculer des indicateurs de performance, dont les plus courantes sont discutées dans les paragraphes suivants.

Les indicateurs de performance peuvent être utilisés pour définir les fonctions objectif lors de l'optimisation du système. Ils peuvent également être utilisés pour des analyses multi-critères ou pour comparer les performances de systèmes différents.

L'analyse des cas d'application étudiés au LENI montre une utilisation récurrente d'un certain nombre d'approches basées sur la thermoéconomie ou l'enviroéconomie. Toutefois, les indicateurs de performance calculés sont la plupart du temps établis pour répondre aux besoins spécifiques des cas d'application. Ceci a pour conséquence de rendre très difficile la comparaison des résultats de deux études différentes.

Nous insistons sur l'importance d'utiliser des méthodes de calcul des indicateurs de performances qui soient structurées et standardisées. Ceci facilite la comparaison de systèmes fabricant des produits similaires ou fournissant des services énergétiques équivalents. En même temps, le développement de ces méthodes doit être effectué de manière indépendante des applications étudiées, afin de fournir des indicateurs objectifs. Cette dissociation favorise l'intégration de l'expérience acquise par l'application des méthodes et contribue à la qualité des indicateurs.

2.7.1 Thermoéconomie, Environomie et Exergonomie

La thermoéconomie, l'environomie et l'exergonomie sont des approches de synthèse système basées sur l'optimisation et l'expression des fonctions objectif par rapport à des indicateurs de performance liés en même temps à la performance technique ou thermodynamique du système et respectivement à son coût, aux émissions ou à son rendement exergetique.

Le premier à utiliser ces concepts fut Keenan (1932). Depuis, de nombreuses publications sont apparues sur ce sujet, comme en témoigne la revue de Tsatsaronis (1993).

Le terme thermoéconomie est dû à Evans (1962). Cette discipline met en relation les performances thermodynamiques (les efficacités, par exemple) du système avec des indicateurs économiques, tels que les coûts opératoires ou les coûts d'investissement.

L'exergonomie est une approche similaire à la thermoéconomie (Tsatsaronis (1993)). L'approche de modélisation est la même, mais les indicateurs de performance sont liés aux pertes exergetiques.

L'environomie est une extension des deux autres approches. En plus des performances économiques, elle intègre également les performances environnementales du système, en tenant compte de certaines émissions, comme le CO₂ (Cano-Ruiz et Mcrae (1998)).

2.7.2 Techniques d'intégration de procédés

Les techniques d'intégration sont utilisées pour la synthèse implicite de la superstructure du système. Un certain nombre d'indicateurs est calculé pour fournir des informations quant à la performance des différentes connexions qui relient les unités du système. Ces méthodes calculent par exemple la quantité de chaleur récupérable et celle qui doit être apportée par les unités utilitaires, leur taux d'utilisation, le nombre d'échangeurs de chaleur, ou encore l'estimation de leur surface et de leur coût.

Le chapitre 3 est entièrement dédié à l'illustration de la méthode d'intégration développée dans le cadre de ce travail.

2.7.3 Coûts opératoires et d'investissement

Le critère économique est souvent le facteur primordial influençant les choix en matière de conception de systèmes. Il est donc important d'être en mesure d'estimer les coûts du système durant la phase préliminaire de synthèse.

Plusieurs approches d'estimation des coûts peuvent être trouvées dans la littérature. Dans le domaine des procédés chimiques, la méthode pro-

posée par Turton *et al.* (2003) est très réputée. Bien qu'elle s'adresse au domaine de la chimie, elle peut être aisément généralisée au domaine des systèmes énergétiques industriels.

Turton *et al.* (2003) définissent cinq niveaux de détail différents dans l'estimation des coûts du système, selon le degré d'avancement de la conception et l'investissement en argent consacré à l'étude d'estimation. Lors de la synthèse préliminaire du système, l'estimation doit fournir les ordres de grandeur des coûts, de telle manière à permettre de discriminer des options technologiques en concurrence. En première approximation, il faut s'attendre à ce stade de la synthèse à des erreurs importantes, de l'ordre de 20% à 30%.

L'estimation des coûts concerne deux aspects différents du système :

Les coûts opératoires incluent les frais courants pendant la période d'opération. Ils concernent par exemple l'achat des matières premières et de l'énergie, les coûts de maintenance ou les frais de personnel. Cet indicateur est souvent utilisé pour déterminer le régime opératoire optimal du système.

Les coûts d'investissement concernent par exemple le prix d'achat de nouveaux équipements, la construction de bâtiments ou les coûts de conception. Cet indicateur est utilisé pour l'optimisation du dimensionnement des équipements.

De manière générale, les coûts opératoires C^O sont calculés sur une base annuelle, alors que les coûts d'investissement C^I sont basés sur un calcul pluriennal, puisque la durée de vie des équipements est en général longue. Pour pouvoir cumuler les deux coûts, il est possible par exemple d'annualiser le coût d'investissement. L'équation (2.2) permet de connaître le coût d'investissement annualisé C_y^I en tenant compte de la durée de vie en années n de l'équipement et du taux d'intérêt i défini lors de l'investissement.

$$\tau = \frac{i \cdot (i + 1)^n}{(i + 1)^n - 1}$$

$$C_y^I = C^I \cdot \tau \quad (2.2)$$

Coûts opératoires L'équation (2.3) représente la somme des coûts opératoires des différentes unités u . $t_u^{Y,U}$ est la durée d'opération annuelle, qui peut varier d'une unité u à l'autre.

$$\mathbf{C}^{\mathbf{O}} = \sum_{u \in U} \mathbf{C}_u^{\mathbf{O}} \cdot t_u^{Y,U} \quad (2.3)$$

Coûts d'investissement La méthode de Turton *et al.* (2003) concerne l'estimation du coût total d'investissement, qui correspond au coût de l'équipement une fois installé et opérationnel. Ce coût est obtenu par le calcul du coût d'achat de l'équipement et mis à jour par une série de facteurs de conversion qui tiennent compte de nombreux coûts annexes, tels que les frais d'installation, de construction des bâtiments ou les frais de personnel et de charges sociales.

L'estimation du coût d'un nouvel équipement peut être effectuée par comparaison au coût connu d'un ou plusieurs équipements similaires. En première approximation, pour une technologie donnée, le coût a une relation directe avec la taille de l'équipement. Par taille on entend un facteur d'échelle, qui peut être représenté par un volume, un débit nominal ou encore une puissance. Par exemple, pour une chaudière, la taille est liée au volume nominal des fumées ; pour un moteur, elle est liée à la puissance mécanique.

L'équation (2.4) permet de calculer le coût d'achat d'un équipement $\mathbf{C}_u^{\mathbf{I}}$ en fonction de sa taille $\mathbf{A}_u(\mathbf{x})$ à partir d'un équipement de référence ayant un prix $C_{uref}^{\mathbf{I}}$ et une taille A_{ref} . On remarque que la taille de l'équipement est fonction des variables \mathbf{x} du modèle du système. Cette relation est très importante, car c'est grâce à elle qu'il est possible de définir une relation entre les performances des unités du système et leur coût, qui sont à la base de l'approche thermoéconomique.

L'exposant γ tient compte de la diminution des coûts dus au facteur d'échelle : pour un équipement deux fois plus "grand", il faut moins que deux fois plus de matériel pour le construire. γ peut être calculé à partir d'un ensemble de coûts connus pour des équipements appartenant à la même catégorie. Si aucune donnée n'est disponible, on utilisera 0.8 (Turton *et al.* (2003)).

$$\mathbf{C}_u^{\mathbf{I}} = \frac{I_t}{I_{ref}} \cdot C_{uref}^{\mathbf{I}} \cdot \left(\frac{\mathbf{A}_u(\mathbf{x})}{A_{ref}} \right)^{\gamma} \quad \forall u \in U \quad (2.4)$$

Souvent, le prix de l'équipement de référence a été obtenu lors d'études précédentes. Comme les prix dépendent des conditions de marché, ils évoluent sans cesse. Pour cette raison, un prix calculé 5 ans plus tôt, n'est plus valable actuellement. Il est toutefois possible de convertir l'ancien prix pour qu'il tienne compte des conditions actuelles. Le journal scienti-

fique *Chemical Engineering*² et l'entreprise *Marshall & Swift*³ collectent depuis longtemps des données de coûts d'équipements. Chacun publie régulièrement un indice qui tient compte des changements du marché. La mise à jour du prix d'un équipement peut être faite à l'aide de facteur I_t , qui correspond à l'indice actuel et à l'indice I_{ref} , qui correspond à la valeur de l'indice pour l'année d'achat de l'équipement de référence.

2.7.4 Analyse de cycle de vie

L'analyse environnique porte sur l'étude de l'émission d'un nombre limité de substances, notamment le CO_2 et parfois les NO_x . Toutefois, toute émission de substance peut avoir un impact sur l'environnement. L'environomie considère seulement la période de production. Les émissions dues à l'extraction des ressources et leur acheminement vers le site de production, ainsi que la construction du système, son démantèlement et l'élimination de ses produits sont ignorées.

À cause de ces limitations, il est difficile de comparer des technologies différentes ayant des fonctionnalités similaires. Comment comparer par exemple une chaudière d'immeuble avec une pompe à chaleur ou des panneaux solaires thermiques? Ces technologies produisent toutes de la chaleur pour le chauffage et l'eau sanitaire. La chaudière brûle du mazout ou du gaz naturel, la pompe à chaleur consomme de l'électricité et les panneaux solaires exploitent le rayonnement solaire (et un peu d'électricité pour les pompes de circulation).

Si on ne considère que les émissions de CO_2 , il est évident que la chaudière est condamnée. En effet, ni les panneaux solaires, ni la pompe à chaleur émettent directement du CO_2 . Pour pouvoir départager ces technologies il faut remonter la chaîne d'approvisionnement et calculer les émissions dues à la production d'électricité, ainsi que la fabrication et l'installation des technologies sur place.

L'analyse de cycle de vie (Fava *et al.* (1991)) a pour but d'étudier les émissions d'un système et leur effet sur l'environnement en tenant compte de toutes les étapes de son cycle de vie et d'un grand nombre de substances. Cette méthode est formalisée dans le cadre des normes ISO 14000 (International Organization for Standardization (2002, 2004, 2006a,b)) afin de permettre la comparaison des résultats issus d'analyses différentes.

La première utilisation de l'analyse de cycle de vie dans le contexte de la synthèse de système est effectuée par Keoleian (1993), qui propose de

2. <http://www.che.com>

3. <http://www.marshallswift.com>

lier la quantification des flux inventoriés avec la taille des équipements du système.

Stefanis *et al.* (1995) utilisent l'analyse de cycle de vie comme objectif pour l'optimisation d'un procédé chimique.

L'optimisation multi-objectif alliant un objectif économique et un objectif calculé à partir de l'analyse de cycle de vie est proposée par Kniel *et al.* (1996), Pelet (2004) et Gerber *et al.* (2009).

Illustration de la méthode

Le livre de Jolliet *et al.* (2005) illustre l'approche d'analyse de cycle de vie. Il explique en détail les différentes étapes de l'analyse, résumées ci-dessous :

1. Objectif et portée : définition de l'objectif de l'étude, des limites du système et de l'unité fonctionnelle, qui permet de normaliser les résultats de calcul. En général on utilise des unités normalisées, comme par exemple kg/h ou m³/s.
2. Identification des flux à inventorier : analyse du procédé et identification des flux émis. Recherche dans la littérature, dans des catalogues ou des bases de données dédiées. Dans le cadre de ce travail, la base de données ecoinvent (Frischknecht *et al.* (2005); Frischknecht et Rebitzer (2005)) a été retenue. Elle a été constituée sur la base d'études scientifiques rigoureuses, elle est continuellement soumise à la validation par des experts et elle a été rédigée pour être utilisée dans un contexte européen, proche des études effectuées dans ce travail de recherche.
3. Quantification des flux inventoriés : lien entre la taille des unités dans le système et les flux identifiés. Comme dans le cas du calcul des coûts, la quantification des flux des émissions doit avoir un lien avec les variables de décision du modèle.
4. Évaluation de l'impact et interprétation : interprétation de l'impact des émissions sur un certain nombre d'indicateurs. Utilisation de méthodes d'évaluation d'impact connues.

Il est parfois très difficile de quantifier l'effet sur l'environnement de l'émission d'une certaine substance. De nombreuses méthodes d'évaluation ont été développées pour accomplir cette tâche, qui est réalisée en agrégeant l'impact des différentes substances émises dans un nombre réduit d'indicateurs par l'intermédiaire de facteurs de pondération.

Le rapport de Frischknecht *et al.* (2007) décrit les méthodes utilisées le plus couramment. Dans ce travail, deux méthodes sont utilisées :

- Eco-indicator 99 (Goedkoop *et al.* (1998); Goedkoop et Spriensma (1999)) est une méthode orientée dégâts. Elle définit l'impact par rapport à trois indicateurs : la santé humaine, la qualité des écosystèmes et l'utilisation des ressources.
- La méthode *Umweltbelastungspunkte* (UBP) (Brand *et al.* (1998)) attribue des points à chaque émission. Les points sont issus du rapport entre les émissions quantifiées et des quantités jugées critiques. Ces dernières sont déterminées en accord avec les objectifs de politique environnementale établis par la Confédération Suisse et basés sur des études scientifiques.

L'interprétation des résultats issus d'une analyse de cycle de vie est nécessaire afin d'évaluer correctement les solutions obtenues. Les normes ISO 14000 (International Organization for Standardization (2002, 2004, 2006a,b)) recommandent l'utilisation de plusieurs méthodes d'évaluation, afin de prendre en compte plusieurs points de vue sur les effets des émissions sur l'environnement.

En effet, l'attribution de la valeur des facteurs de pondération varie d'une méthode à l'autre et, pour la synthèse d'un système donné, l'importance donnée à certaines émissions peut être très différente selon la méthode utilisée. Il est donc important de considérer plusieurs indicateurs avant de prendre des décisions de conception.

2.8 Optimisation du modèle du système

Le problème de la synthèse des systèmes énergétiques industriels formulé par l'équation (2.1) est un problème qui peut être résolu grâce à l'utilisation d'algorithmes d'optimisation ou d'approches heuristiques.

Les approches heuristiques (ex. Douglas (1985)) ne permettent pas de conduire systématiquement aux solutions optimales. Pour cette raison, dans ce travail ne sont considérés que les algorithmes d'optimisation.

2.8.1 Choix des algorithmes d'optimisation

Il existe deux catégories distinctes d'algorithmes qui ont été appliqués pour résoudre le problème de la synthèse : les algorithmes déterministes et les algorithmes évolutionnistes.

Algorithmes déterministes

Les algorithmes d'optimisation déterministes sont des algorithmes itératifs qui calculent l'état des variables d'optimisation en fonction de (ou des) état(s) précédent(s). À chaque itération, une direction de descente

est calculée pour estimer la position de l'optimum par rapport au point actuel. Le calcul du gradient et du hessien permettent de déterminer l'optimalité de la solution obtenue.

Plusieurs revues de littérature analysent et comparent les performances des algorithmes (Grossmann (1990); Grossmann et Kravanja (1995)) et identifient les problèmes encore ouverts (Grossmann et Daichendt (1996)), notamment ceux liés à la gestion des choix technologiques, les débits nuls ou les problèmes non-convexes. Il faut toutefois remarquer que ces revues ne considèrent que la catégorie des algorithmes déterministes et s'adressent surtout à la résolution de problèmes formulés à l'aide de l'approche simultanée.

Les premiers algorithmes d'optimisation appliqués à la synthèse des systèmes étaient basés sur la technique de *branch and bound* (Mitten (1970)), qui permet de gérer les variables entières et la résolution de sous-problèmes NLP à l'aide de différents algorithmes, comme par exemple les plans sécants (Kelley (1960); Westerlund et Pettersson (1995)), l'extension du simplexe (Box (1965)) ou l'algorithme SQP (Han (1977)). Ces algorithmes peuvent être appliqués au modèles boîte noire et simultanément, pour autant que les gradients et les hessiens soient disponibles. Certains algorithmes sont en mesure d'estimer ces valeurs de façon numérique, mais cela demande un nombre supplémentaire d'évaluations du modèle, résultant en une perte d'efficacité de l'algorithme.

Pour contourner les difficultés de résolution liées à la formulation simultanée des problèmes, des algorithmes basés sur la décomposition du problème ont été introduits, notamment la décomposition généralisée de Benders (Geoffrion (1972)) et la familles des algorithmes *outer approximation* (Duran et Grossmann (1986), Kocis et Grossmann (1987), Viswanathan et Grossmann (1990)).

Bien que très performants, ces algorithmes peuvent être mis en échec par la complexité des problèmes à résoudre. La non-linéarité de la fonction objectif ou des contraintes, les discontinuités ou les variables fantôme sont des éléments qui peuvent empêcher l'identification des solutions du problème. On indique par *fantôme* ces variables qui n'influencent pas (ou pas de manière continue) la fonction objectif. Les variables fantôme peuvent apparaître par exemple lorsque on optimise en même temps les caractéristiques d'un équipement (une pression ou une température, par exemple) et son existence (avec une variable entière). Lorsque la variable entière est nulle, l'équipement n'est pas utilisé. Toutefois, l'algorithme ne sait pas que les variables qui gèrent ses paramètres sont aussi inactives. L'algorithme tentera toujours de trouver leur valeur optimale, sans succès.

Algorithmes évolutionnistes

Historiquement, plusieurs familles d'algorithmes appartenant à la catégorie des algorithmes évolutionnistes ont vu le jour. Les revues de Back *et al.* (1993) et ensuite de Coello (1999a,b) identifient plus d'une centaine d'algorithmes différents. Tous ont des points en commun : la recherche des solutions optimales se fait par des mécanismes inspirés de la théorie de l'évolution de Darwin (1860).

Ces mécanismes ne requièrent pas le calcul du gradient des équations du système et par conséquent les algorithmes évolutionnistes sont parfaitement adaptés pour optimiser des modèles formulés avec la technique de la boîte noire. C'est entre autres pour cette raison qu'ils ont été utilisés dans la plupart des études récentes réalisées au LENI (sec. 1.5).

Les algorithmes évolutionnistes présentent de nombreuses caractéristiques qui justifient leur utilisation en remplacement des algorithmes déterministes : leur robustesse, l'insensibilité aux discontinuités, leur capacité à considérer simultanément plusieurs objectifs ou la possibilité de parallélisation, pour ne citer que les plus importantes.

Principe de fonctionnement Les algorithmes évolutionnistes travaillent selon une séquence organisée en trois phases, répétées un grand nombre de fois :

1. Génération
2. Évaluation
3. Classement

Pendant la phase de génération, de nouveaux individus sont générés. Les individus sont des vecteurs qui contiennent une valeur pour chaque variable de décision. Au tout début du calcul, l'algorithme génère un certain nombre d'individus de manière semi-aléatoire. Ces individus constituent la population initiale.

Une fois la population initiale évaluée, la génération de nouveaux individus se fait en suivant des techniques qui sont inspirées de la théorie de l'évolution. Deux individus sont sélectionnés en tant que parents pour donner vie à un nouvel individu. Le processus de sélection est basé sur le score attribué à chaque individu lors de la phase de classement. Parmi les techniques de génération, on retrouve par exemple le croisement⁴ ou la mutation.

Pendant la phase d'évaluation, le modèle du système est évalué et la valeur de la (ou des) fonction(s) objectif est (sont) retournée(s) à l'algorithme d'optimisation.

4. *Cross-over* en anglais.

Enfin, la phase de classement compare les valeurs des fonctions objectif évaluées avec celles de la population active. Celle-ci est maintenue à une taille définie. De temps en temps, l'algorithme élimine des individus pour libérer de la place aux nouveaux arrivés. L'élimination se fait sur la base du classement. Les meilleurs individus restent dans la population active et les moins bons sont éliminés.

Les algorithmes évolutionnistes ne connaissent pas le concept de convergence, puisque ils travaillent sans calculer le gradient et le hessien. Le nombre d'évaluations à effectuer doit donc être défini à l'avance. Une certaine expérience est donc requise afin d'estimer correctement le nombre d'évaluations à effectuer. Un nombre trop bas ne permettrait pas d'identifier de bonnes solutions et un nombre trop élevé n'amènerait pas de bien meilleures solutions que celles déjà obtenues.

Robustesse L'efficacité des algorithmes déterministes a été confirmée pour un ensemble de problèmes relativement restreint, possédant des caractéristiques bien précises : différentiabilité, continuité, fonction objectif et contraintes convexes. Les modèles développés avec les approches simultanées doivent satisfaire ces limitations, sous peine de voir échouer le calcul d'optimisation. Toutefois, les problèmes réels de synthèse système présentent parfois ces difficultés de résolution. Les algorithmes évolutionnistes utilisent des techniques statistiques pour choisir la valeur des variables de décision et sont par conséquent insensibles à ces difficultés de résolution. Si l'espace de recherche des variables de décision est bien défini, l'identification des solutions optimales du problème ne dépend que du nombre d'évaluations autorisées.

Parallélisation Contrairement aux algorithmes déterministes, les algorithmes évolutionnistes ne travaillent pas sur une base itérative. Le choix des individus à évaluer se fait sur la base d'une population, qui est définie par l'évaluation des individus précédents, sans un ordre prédéfini. Par conséquent en maintenant une population centralisée, il est possible de distribuer l'évaluation des individus sur plusieurs ordinateurs différents.

Aujourd'hui les algorithmes d'optimisation déterministes sont nettement plus rapides que les algorithmes évolutionnistes, puisque ils requièrent un nombre d'itérations de l'ordre de la centaine pour converger, alors que les algorithmes évolutionnistes requièrent un nombre d'évaluations de l'ordre des milliers.

Grâce à la parallélisation et à l'utilisation d'une dizaine de processeurs, il est possible de réduire les temps de calcul des algorithmes évolutionnistes à un ordre de grandeur comparable à celui des algorithmes déterministes.

Une parallélisation encore plus poussée, rend les algorithmes évolutionnistes plus rapides que les algorithmes déterministes.

Dans ce travail, il a été possible de réaliser un calcul parallèle sur 200 processeurs, pendant une durée de 20 heures. Sur une seule machine, ce calcul prendrait 166 jours, donc environ cinq mois et demi.

2.8.2 Optimisation multi-objectifs

Un système énergétique industriel est souvent un assemblage de technologies complexe, qui peut produire plusieurs produits et co-produits et des services énergétiques. Lorsque on considère dans le système toutes les unités de procédé, les utilitaires et les unités de traitement des déchets, il est difficile d'établir un critère unique pour l'évaluation des performances.

Les approches thermoéconomiques, exergonomiques et environnomiques proposent des stratégies qui cadrent le choix des indicateurs de performance afin qu'ils soient significatifs pour l'ingénieur et pour l'investisseur. Initialement, la stratégie utilisée était de lier les performances techniques du système au coût des équipements. Avec l'introduction de critères liés à l'impact environnemental, il a fallu développer de nouvelles approches.

L'utilisation d'algorithmes d'optimisation mono-objectif a obligé les chercheurs à exprimer les émissions sous la forme de coûts. C'est le cas par exemple de Pelster (1998); Pelster *et al.* (2001) ou Curti (1998), qui attribuent un coût à l'émission de CO₂ sous la forme d'une taxe environnementale.

Toutefois, aucun pays n'applique une véritable taxe environnementale. La Suisse, dans le cadre des directives sur la réduction des émissions (BFE (2007)) propose une taxe sur les carburants et une initiative "centime climatique". Ces taxes sont des mesures incitatives, résultat de compromis politiques. Elles ne tiennent pas compte du véritable coût associé aux émissions, qui est par ailleurs extrêmement difficile à calculer.

L'utilisation d'optimiseurs multi-objectifs permet de séparer l'observation des coûts de celle des émissions. Par exemple, Li (2006) optimise des cycles combinés avancés selon des objectifs de coûts (propres à chaque pays où sont localisés les cycles) et d'émissions.

Lorsque plusieurs objectifs sont définis, il n'existe plus une seule solution optimale du problème d'optimisation, mais un ensemble de solutions optimales, qui représentent le compromis entre les objectifs. La disponibilité de solutions multiples est un atout indéniable, car cela fournit davantage d'informations utiles qui permettent de mieux analyser le comportement du système. Cela permet de déterminer par exemple quelles sont les variables de décision (et donc des paramètres du système) qui

ont une réelle influence sur les fonctions objectif et dont il faudra tenir compte lors de la conception détaillée du système.

Dans le domaine de la synthèse système, il faut tenir compte de nombreux facteurs, qui ne peuvent parfois pas être modélisés ou évalués mathématiquement. La disponibilité de plusieurs solutions optimales offre la possibilité de poursuivre l'analyse et le choix du meilleur système au delà de la simple optimisation. Le travail de l'ingénieur commence là où l'ordinateur atteint ses limites.

2.8.3 Décomposition du problème d'optimisation

La nécessité de décomposer le problème d'optimisation est née de la complexité de la formulation simultanée du modèle du système qui présente de nombreuses difficultés de résolution à cause de la présence de variables entières et combinatoires et d'équations non-linéaires et non-convexes.

Les algorithmes d'optimisation tels que la décomposition généralisée de Benders (Geoffrion (1972)) et la famille d'algorithmes basés sur l'*outer approximation* (Duran et Grossmann (1986), Kocis et Grossmann (1987), Viswanathan et Grossmann (1990)) décomposent le problème à partir de l'analyse des équations et du lien entre les variables entières et les variables continues.

Cette décomposition est basée sur l'analyse de la formulation mathématique du problème et met parfois en oeuvre des solutions d'approximation linéaires qui nécessitent l'interaction directe entre l'algorithme d'optimisation et les équations du modèle. Pour cette raison, ces algorithmes d'optimisation ne peuvent en général pas être appliqués aux modèles définis avec la technique de la boîte noire.

Les algorithmes évolutionnistes sont moins sensibles à ces difficultés de résolution et ne requièrent pas forcément une décomposition du problème. Par ailleurs une partie des études effectuées au LENI (par ex. Olsommer (1998), Pelster (1998) ou Li (2006)) ont été réalisées avec des modèles monolithiques, où la superstructure des réseaux de transfert ont été définis de manière explicite, sans la mise en place d'aucune technique de décomposition.

La raison qui motive une décomposition du problème avec les algorithmes évolutionnistes est liée à l'efficacité de résolution et au temps de calcul. Les algorithmes évolutionnistes requièrent beaucoup plus d'évaluations du modèle que les algorithmes déterministes pour identifier la solution optimale du problème. Si on leur confie la gestion de nombreuses variables, en particulier les variables combinatoires, les temps de calcul

explosent. C'est dans l'optique de réduire la taille du problème d'optimisation global que les techniques d'intégration sont introduites dans les études les plus récentes réalisées au LENI (par ex. Godat et Maréchal (2003); Maréchal *et al.* (2005b) ou Bolliger *et al.* (2005)).

Décomposition heuristique

La décomposition mise en oeuvre par les études récentes au LENI est inspirée d'une démarche plus proche de celle de l'ingénieur que de celle du mathématicien, car elle est basée sur l'analyse de la nature du système et non sur l'analyse du modèle. Elle est appelée ici heuristique car elle présente des caractéristiques communes aux approches heuristiques de synthèse, comme celle proposée par Douglas (1985).

Le problème de synthèse (2.1) est décomposé en un problème maître et un sous-problème esclave (fig. 2.7). Le problème maître est directement géré par l'algorithme évolutionniste. Le problème esclave est défini comme un sous-problème d'optimisation, qui peut être contrôlé par l'algorithme d'optimisation global via la définition des données d'entrée du sous-problème. Le sous-problème prend en charge la résolution d'un certain nombre de variables de décision du problème original, ce qui a pour conséquence de réduire le nombre de degrés de liberté qui doit être géré par l'algorithme évolutionniste. Bien entendu, le choix de la répartition des variables doit être effectué de telle sorte que le sous-problème soit robuste et en mesure de fournir la solution optimale, si elle existe.

En utilisant ce type de décomposition, il faut s'assurer que la fonction objectif du sous-problème d'optimisation soit compatible avec celle du problème global. En d'autres termes, le sous-problème doit être en mesure de fournir la même solution qu'il serait possible d'obtenir avec l'algorithme global sans décomposition du problème. Si ce n'était pas le cas, le sous-problème serait alors incohérent et la décomposition n'aurait pas raison d'être.

Le choix de la répartition des variables de décisions du problème est libre et peut être déterminé sur la base de l'application étudiée. En règle générale, et en suivant dans les grandes lignes la démarche des approches heuristiques, dans le problème maître on calcule les caractéristiques des opérations physiques unitaires, leur régime opératoire et certaines connexions qui sont exprimées de manière explicite au sein du *flowsheet*. Le sous-problème d'intégration se charge de calculer les indicateurs nécessaires pour exprimer les performances des réseaux qui connectent les unités, ainsi que de déterminer le choix et la taille des unités utilitaires. Si les réseaux de transfert de matière et d'énergie sont formulés de manière

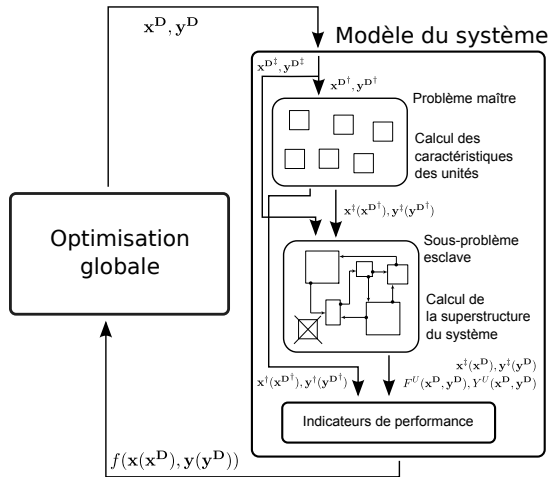


Fig. 2.7: Représentation schématique de la décomposition du modèle du système opérée pour réduire sa complexité de résolution.

automatique, le sous-problème fournit explicitement la valeur des débits transférés, la taille des unités du réseau (par ex. les échangeurs de chaleur) et leur coût. Si la superstructure est formulée de manière implicite, par exemple à l'aide de la cascade thermique, le sous-problème fournit l'estimation du coût du réseau d'échangeurs de chaleur.

Quelle que soit la formulation du sous-problème esclave, il paraît raisonnable de lui confier la résolution des variables combinatoires pour soulager l'algorithme évolutionniste. Ceci est systématiquement effectué dans les études récentes réalisées au LENI par l'utilisation de la cascade thermique, qui est formulée sous la forme d'un problème MILP. Ce type de problème est nettement plus simple à résoudre que le problème global, qui est de type MINLP, et permet donc de gérer la combinatorialité dans un problème robuste.

Les bilans de masse peuvent être exprimés par des équations linéaires, pour autant que l'état des producteurs et des consommateurs soit fixé et qu'il n'y ait pas de recyclages. Il paraît donc intéressant de les définir au sein du sous-problème esclave afin de déterminer les réseaux de transfert de matière du système. En combinant ces réseaux au réseau d'échangeurs de chaleur, le sous-problème esclave est en mesure de déterminer la superstructure complète du système. Ainsi, le problème maître se limite à calculer l'état des unités du système et le sous problème peut détermi-

ner la superstructure du système et déterminer le choix des unités et leur taille.

Bien que cette approche soit logique, elle n'est pas appliquée systématiquement dans les méthodes de synthèse système. Cela est probablement dû au fait que dans les applications étudiées jusqu'ici, le nombre d'options d'échange de matière entre les unités du système est faible et une définition explicite des réseaux de transfert est facile à réaliser, surtout à l'aide de logiciels de *flowsheeting*. Toutefois, pour l'étude de systèmes complexes, comme les systèmes urbains ou les sites industriels, cette approche va probablement s'imposer dans l'avenir. C'est pour cette raison qu'une nouvelle approche d'intégration multi-réseaux a été développée dans le cadre de ce travail. Elle est présentée au chapitre 3.

2.8.4 Décomposition et fonctions objectifs du modèle global

Dans la plupart des approches de synthèse système, la fonction objectif du problème d'optimisation est liée au coût du système. Pour maintenir la cohérence dans la décomposition, on définit également une fonction objectif liée au coût dans le sous-problème esclave.

Or, selon la méthode de Turton *et al.* (2003), la taille des équipements a une relation non-linéaire avec le coût d'investissement. Si le dimensionnement des équipements est effectué par le sous-problème esclave, il est donc nécessaire d'introduire les coûts d'investissement au sein de ce problème. Toutefois, afin de garantir sa robustesse, ce problème est de type MILP et ne permet donc pas l'introduction de la formulation non-linéaire des coûts d'investissement.

Deux solutions sont envisageables :

1. Laisser gérer au problème maître la variable liée à la taille de la technologie. Dans ce cas, le coût d'investissement ne doit pas être introduit dans le sous-problème et on peut se limiter à calculer le coût opératoire, qui est proportionnel au taux d'utilisation des unités.
2. Linéariser le coût d'investissement (fig. 2.8) autour d'un point proche de la taille optimale probable de l'équipement et introduire la forme linéarisée dans le sous-problème esclave.

En introduisant la forme linéarisée dans le sous-problème esclave, il faut s'assurer que la plage de variation possible de la variable liée à la taille ne soit pas trop importante. Autrement, l'écart entre le coût linéarisé et le coût réel serait trop important et la solution d'intégration serait faussée. La linéarisation par morceaux peut également être utilisée pour minimiser l'écart entre l'approximation et la valeur réelle.

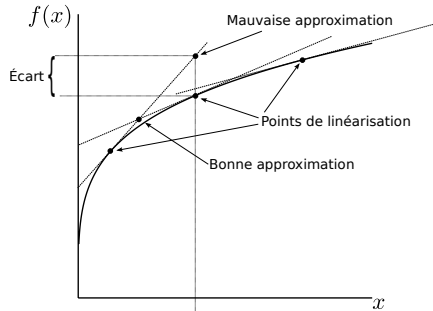


Fig. 2.8: Linéarisation de la fonction objectif du problème d'intégration. La linéarisation par morceaux permet de minimiser l'écart entre la fonction linéaire et l'approximation.

Décomposition et optimisation multi-objectifs

L'application de la décomposition du problème et l'optimisation globale avec un algorithme multi-objectifs peut, dans une certaine mesure, poser un problème de cohérence. En effet, le sous-problème esclave est résolu avec un algorithme d'optimisation mono-objectif. En choisissant la fonction objectif du sous-problème de telle sorte qu'elle soit cohérente avec un objectif du problème global, on se retrouve dans la situation où elle risque d'être en compétition avec les autres objectifs. Par conséquent, la solution optimale du sous-problème obtenue en cohérence avec un objectif global sera probablement sous-optimale par rapport aux autres objectifs, comme montré par la figure 2.9.

Pour éviter ce problème, de nombreuses solutions peuvent être mises en place. La plus simple consiste à définir l'identifiant de la fonction objectif du sous-problème comme variable de décision du problème d'optimisation global. L'algorithme évolutionniste peut ainsi décider de favoriser un objectif ou l'autre, en fonction de l'appartenance de l'individu à une famille de solutions.

Une deuxième stratégie de résolution est celle de définir une fonction objectif du sous-problème qui soit un assemblage d'indicateurs de performance, chacun en relation avec une des fonctions objectif du problème global. Un facteur de pondération, géré par l'algorithme global, doit permettre de favoriser un indicateur de performance plutôt qu'un autre de telle sorte que la fonction objectif du sous-problème présente une affinité avec l'une ou l'autre fonction objectif du problème global.

Cette approche s'apparente à la méthode environmique, où l'on associe un coût aux émissions. Si ce coût est défini comme une variable de

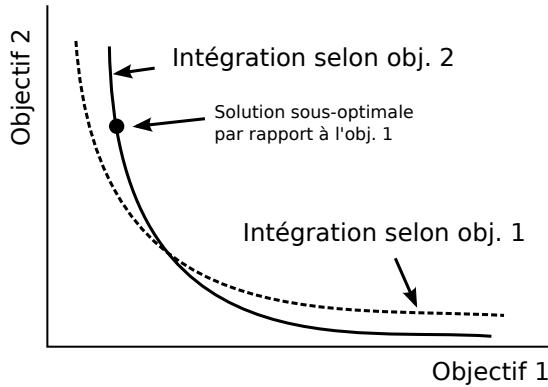


Fig. 2.9: Effets du choix de la fonction objectif du sous-problème esclave sur l'optimisation globale du système. Exemple avec deux fonctions objectif.

décision, il fait office de facteur de pondération et peut à la fois favoriser la minimisation des coûts réels ou celle des émissions.

Les deux stratégies présentées ont un effet très différent sur les résultats de l'optimisation. La première stratégie a un effet de tout ou rien, qui fait que les solutions du sous-problème ont une affinité soit avec l'une, soit avec l'autre fonction objectif du problème global. La deuxième stratégie permet d'obtenir des nuances, qui représentent des compromis entre les objectifs. Cela permet d'obtenir davantage d'informations sur le comportement du système, car il est possible de comprendre comment la configuration de la superstructure du système influence les fonctions objectif. Cette information est extrêmement importante, car le degré d'intégration des unités du système, qui est strictement lié à la façon dont les unités échangent la matière et l'énergie, est le facteur fondamental qui détermine les performances globales du système.

2.8.5 MOO - Algorithme évolutionniste développé au LENI

Dans ce travail, l'algorithme MOO est utilisé pour l'optimisation du modèle du système. Développé au LENI par Leyland (2002) et Molyneaux (2002), il a été conçu pour être utilisé dans le cadre de la synthèse des systèmes énergétiques industriels.

MOO est un algorithme évolutionniste avancé, parallèle et multi-objectif. Il utilise des mécanismes de gestion de la population qui favorisent la convergence, tout en garantissant la diversité des solutions. La technique

du *clustering* permet de faire évoluer indépendamment des sous-ensembles d'individus. Ceci favorise l'identification de plusieurs minimum locaux et augmente les chances d'identifier le minimum global du problème.

Grâce à une gestion intelligente des paramètres, MOO est capable d'adapter ses critères de recherche au problème d'optimisation. Il gère automatiquement les paramètres qui déterminent par exemple les taux de mutation, de croisement ou de gestion de la population. Grâce à cette stratégie, MOO s'avère un algorithme très efficace et rapide, comparé à d'autres algorithmes de la même famille (Leyland (2002)).

2.9 Évaluation des solutions

L'optimisation du modèle (2.1) fournit les configurations optimales du système. Ces solutions constituent le point de départ pour une analyse détaillée qui doit mener vers la définition des spécifications nécessaires à la conception détaillée du système. Le rôle de la synthèse préliminaire est d'identifier les relations entre les paramètres de design et les performances attendues du système. L'optimisation du système doit fournir la liste des technologies les plus performantes et définir dans les grandes lignes leurs caractéristiques techniques et leur régime opératoire.

Un exemple d'analyse des solutions d'optimisation est fourni au chapitre 5 pour l'étude de deux cycles combinés. Dans cette section sont illustrés les outils utilisés couramment dans ce type de démarche.

2.9.1 La courbe de Pareto

L'optimisation d'un problème multi-objectifs produit un ensemble de solutions qui représentent les meilleurs compromis entre les objectifs. Ces solutions forment un front, appelé front de Pareto (Pareto (1896)). Le front représente la frontière entre les solutions sous-optimales et les solutions impossibles, comme montré à la figure 2.10.

La courbe de Pareto est un instrument très utile pour comprendre les relations entre les fonctions objectif. Chaque point sur la courbe représente une solution du problème de synthèse du système, avec ses variables, ses paramètres et ses indicateurs de performance.

Le concepteur dispose ainsi d'une multitude de données qui doivent être analysées afin de comprendre les mécanismes de fonctionnement du système et les relations qui lient les unités qui le composent.

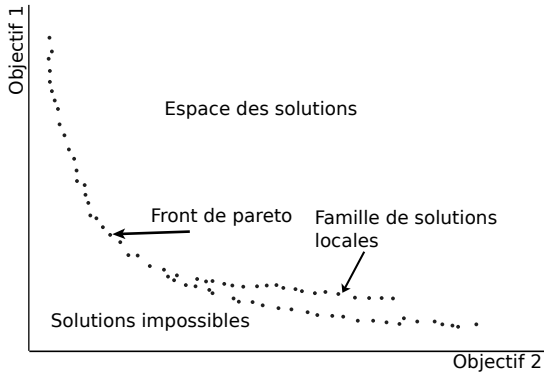


Fig. 2.10: Exemple de courbe de Pareto pour une optimisation à deux objectifs.

2.9.2 Analyse de corrélation

Une analyse de corrélation permet d'analyser les relations entre les indicateurs de performance et les variables d'état du modèle du système, ainsi que entre les variables elles-mêmes. Ceci permet d'identifier les caractéristiques du système qui ont une influence importante sur les indicateurs de performance et dont il faudra tenir compte durant la phase de conception détaillée du système.

Cette analyse permet également d'identifier les mécanismes qui génèrent les interactions entre les unités, lorsque deux variables d'état appartenant à deux unités différentes présentent une corrélation significative.

En toute généralité, les outils statistiques aident l'ingénieur à identifier des tendances et des éléments particuliers qui se cachent dans une quantité de données importante. L'étude de systèmes de plus en plus grands demandera dans l'avenir une application de plus en plus poussée de ces outils, afin d'éviter la perte de vue sur le détail en faveur d'une vision excessivement globale.

2.9.3 Les courbes intégrées

L'utilisation des techniques d'intégration dans le sous-problème esclave permet de choisir et dimensionner les unités utilitaires. Les courbes intégrées (Maréchal et Kalitventzeff (1996)) représentent la façon dont le profil température-enthalpie d'une unité s'intègre au sein du profil du système.

La courbe composée intégrée est constituée à partir de la grande composée (fig. 2.11(a)). Au lieu de dessiner une seule courbe, on isole les flux appartenants à une unité (ou un groupe d'unités) pour constituer deux grandes composées. La courbe de l'unité est ensuite projetée en miroir selon l'axe des températures corrigées et positionnée de telle manière à ce que les deux courbes se touchent (fig. 2.11(b)).

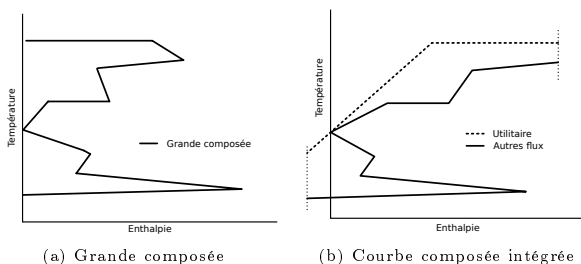


Fig. 2.11: Courbes composées.

La figure 2.11 représente le cas particulier de l'intégration d'un utilitaire chaud (une chaudière). La figure (a) affiche la grande composée du système et la figure (b) la courbe intégrée de la chaudière. On remarque que dans ce cas l'utilitaire chaud traverse le point de pincement et présente un excès de chaleur en-dessous. Pour cette raison, la courbe intégrée dépasse l'axe vertical et finit dans la zone négative de l'enthalpie. Cela signifie que l'excès de chaleur doit faire intervenir un autre utilitaire, car le système n'est pas en mesure de récupérer cette chaleur. La courbe intégrée montre donc que la chaudière n'est pas parfaitement adaptée aux besoins du procédé et son remplacement par un autre utilitaire serait à envisager.

2.10 Formulation générale de la méthode de synthèse

Les sections précédentes ont présenté les éléments méthodologiques utilisés pour la mise en oeuvre de différentes méthodes de synthèse des systèmes énergétiques industriels. L'objectif de la présente section est de présenter la stratégie d'application de la méthode de synthèse développée dans le cadre de ce travail, qui est grandement inspirée des applications récentes étudiées au LENI. La figure 2.12 représente de manière schématique les différentes étapes d'application de la méthode.

Le point de départ est constitué par un cahier des charges qui définit l'objectif du procédé, comme par exemple la liste et éventuellement la

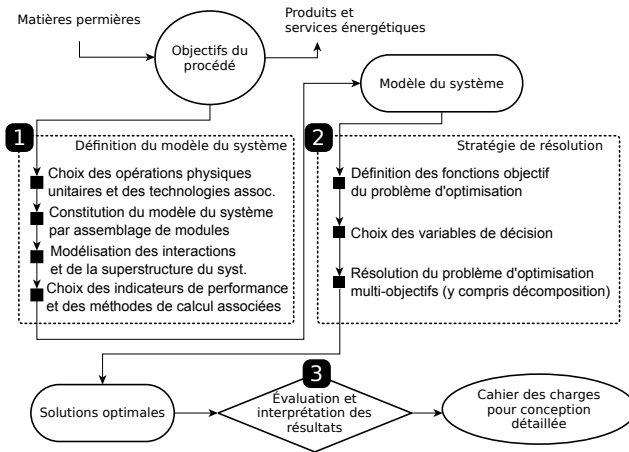


Fig. 2.12: Algorithme d'application de la méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels proposée.

quantité des produits et des services énergétiques qui doivent être fournis ou les matières premières qui doivent être consommées.

La première phase de la méthode consiste à définir le modèle du système. On identifie en premier lieu les opérations physiques unitaires qui permettent de réaliser l'objectif du système et de produire les utilitaires et les supports de production requis. Ensuite, on identifie les technologies qui permettent de réaliser ces opérations physiques unitaires. Le modèle du système est constitué par l'assemblage de plusieurs modules, qui représentent les technologies choisies. On choisira dans la mesure du possible des modules déjà disponibles afin de constituer le système à partir de bases déjà confirmées.

La deuxième étape dans la constitution du modèle du système est la définition de sa superstructure. Pour ce faire, on peut faire appel aux différentes techniques disponibles. La définition explicite peut être utilisée par exemple pour définir les connexions de matière internes aux modules et pour les connexions de matière non-linéaires (par ex. les recyclages). La formulation automatique ou implicite sera utilisée pour la définition des réseaux de transfert de matière et d'énergie entre les modules. On utilisera à ce propos le modèle d'intégration multi-réseaux décrit au chapitre 3.

La deuxième phase de la méthode de synthèse est constituée par la définition d'une stratégie de résolution du modèle du système et par son optimisation, dans l'objectif d'identifier les meilleures configuration.

Le modèle du système présente une formulation très complexe à résoudre, car il est composé par :

- des équations non-linéaires, parfois non-convexes
- des variables continues liées aux caractéristiques techniques des opérations physiques unitaires et à leur régime opératoire
- des variables entières liée à la définition du choix entre plusieurs technologies alternatives permettant de réaliser les mêmes opérations physiques unitaires
- des variables combinatoires liées au choix des flux pouvant échanger de la chaleur

La complexité d'un tel modèle peut constituer une difficulté insurmontable pour un algorithme de résolution. Pour réduire cette complexité on procède alors à une décomposition du problème, qui permet de répartir les variables dites complicatives entre deux sous problèmes plus simples. L'approche modulaire et la séparation entre la définition des caractéristiques des opérations physiques unitaires et celle des connexions qui les relient permet de définir une décomposition logique entre un problème maître, responsable du calcul des caractéristiques des opérations physiques unitaires et leur régime opératoire, et un sous-problème d'optimisation esclave, qui prend en charge le calcul de la superstructure du système et celui des bilans de matière et d'énergie globaux. Les variables entières et combinatoires seront ainsi confiées au sous-problème esclave, qui est formulé par des équations linéaires en nombre entiers, afin de garantir sa robustesse.

Le schéma de principe de la décomposition peut être modifié pour tenir compte des spécificités du modèle du système. On pourra par exemple confier certaines variables entières au problème maître lorsque une partie de la superstructure du système est définie de manière explicite et elle comporte des choix technologiques. La répartition des variables entre les deux problèmes doit donc être définie de manière spécifique pour chaque problème de synthèse.

Les performances du système sont exprimées par rapport à un ou plusieurs indicateurs de performance, comme par exemple les coûts du système ou son impact environnemental. Ces indicateurs peuvent être calculés par des méthodes standardisées, sur la base des résultats du calcul de l'état du système. La standardisation permet de garantir la qualité des indicateurs et favorise la comparaison des valeurs entre systèmes différents. Pour réaliser le calcul de ces indicateurs il est donc nécessaire de choisir les méthodes de calcul concernées et de les relier au modèle du système. Les outils informatiques présentés au chapitre 4 ont été conçus entre autre pour simplifier cette opération.

La dernière étape avant le calcul d'optimisation est la définition des fonctions objectif. Un système complexe a souvent plusieurs fonctions, puisque il fournit à la fois des produits, des co-produits et des services énergétiques. De plus, étant composé par de nombreuses technologies, il est intéressant d'observer différents aspects de son fonctionnement. Pour ces raisons, on préfère réaliser des optimisations multi-objectifs, qui fournissent un ensemble de solutions optimales, au lieu d'une optimisation mono-objectif qui ne fournit qu'une solution. Les fonctions objectif du problème d'optimisation sont généralement constituées à partir des indicateurs de performance calculés à partir de l'état du système.

L'optimisation du système est ensuite réalisée à l'aide d'un algorithme d'optimisation évolutionniste multi-objectifs, qui est en mesure de résoudre des modèles définis de manière modulaire, à l'aide de formulations de type boîte noire. Ce type d'algorithme ne nécessite en effet pas du gradient et du hessien des équations du modèle, comme dans le cas des algorithmes déterministes. De plus, ces algorithmes sont généralement insensibles aux difficultés de résolution conventionnelles, telles que par exemple les discontinuités ou la non-convexité. Enfin, ces algorithmes permettent de paralléliser le calcul afin de réduire de manière considérable les temps nécessaires pour obtenir les solutions du problème.

À l'issue du calcul d'optimisation on obtient, dans le cas d'une optimisation multi-objectifs, un ensemble de solutions optimales qui représentent les meilleurs compromis entre les différents objectifs. L'analyse de ces résultats permet de comprendre le comportement du système et l'identification des caractéristiques techniques et opératoires qui le caractérisent. L'évaluation de ces aspects servira comme base pour la prise de décision et pour la définition du cahier des charges pour la synthèse détaillée du système en vue de sa construction.

2.11 Perspectives

La méthode de synthèse proposée dans ce travail offre un cadre à la fois structuré et suffisamment flexible pour permettre le développement d'une vaste gamme d'applications dans le domaine des systèmes énergétiques industriels. Les éléments méthodologiques ont été choisis de telle manière à permettre l'étude de systèmes de taille réelle, présentant des dizaines, voir des centaines d'unités.

On discute ici de deux aspects qui doivent être approfondis afin de rendre effective la méthode de synthèse pour l'étude de systèmes de grande taille.

2.11.1 Optimisation mixte

La vraie limite qui freine l'étude de grands systèmes est constituée par le temps de calcul, qui peut devenir prohibitif. En analysant ce temps, on découvre qu'une grande partie du temps est dédiée à la résolution du modèle, qui est composé par plusieurs modules, ayant chacun sa propre méthode de résolution interne. Il est possible de formuler des recommandations de modélisation à ce sujet, mais cela ne doit pas empêcher l'utilisation de techniques variées, adaptées à chaque type de module. La méthode de synthèse peut par contre intervenir au niveau des algorithmes d'optimisation, qui sont responsables du grand nombre d'évaluations du modèle. Les algorithmes évolutionnistes souffrent d'un problème de vitesse de convergence, puisque ils ne calculent pas les gradients et les hessiens et ne sont donc pas en mesure d'estimer leur distance de l'optimum.

Le problème de la vitesse de convergence et l'absence du concept d'optimalité font que les algorithmes évolutionnistes ont du mal à s'imposer dans un domaine de recherche où les approches de programmation mathématique sont largement répandues. Pour éliminer ce handicap, il serait intéressant d'étudier la possibilité d'introduire une mesure de convergence au sein des algorithmes évolutionnistes.

Une des grandes forces des algorithmes évolutionnistes est leur capacité de travailler sur des problèmes qui présentent de multiples optimums locaux. Les techniques de clustering permettent d'optimiser simultanément plusieurs zones optimales.

Pendant l'optimisation, la découverte des différentes zones optimales se fait relativement rapidement. Ensuite, les efforts sont surtout concentrés dans l'affinage des solutions locales, bien que la phase exploratoire ne soit jamais terminée, puisque de nouvelles zones peuvent être découvertes en tout temps.

De leur côté, les algorithmes déterministes sont très efficaces en convergence, si leur initialisation les situe proche de l'optimum.

Il serait donc intéressant de coupler des algorithmes évolutionnistes et des algorithmes déterministes. Une nouvelle phase d'affinage pourrait être ajoutée aux trois phases de génération, évaluation et classification. Elle serait confiée à l'algorithme déterministe, qui s'occuperait d'identifier l'optimum et de rendre l'individu optimal à la population active.

Les temps de calcul pourraient ainsi être réduits, grâce à l'accélération due à la recherche de convergence basée sur la direction de descente. L'algorithme évolutionniste pourrait se concentrer exclusivement sur les aspects qu'il maîtrise le mieux : l'exploration et l'identification des zones opti-

males. L'algorithme mixte permettrait donc de combiner les atouts des deux parties qui le composent : flexibilité, rapidité, convergence.

2.11.2 Calcul d'indicateurs de performance standardisés

Un des reproches majeurs que l'on pourrait faire aux études réalisées au LENI (et à la plupart des études publiées dans le domaine de la synthèse des systèmes énergétiques industriels) est la difficulté de comparer les résultats obtenus entre deux études différentes mais équivalentes. Ceci est dû au fait que le calcul des indicateurs de performance est établi sur la base de l'application étudiée et manque par conséquent d'une vision globale.

Le domaine de l'analyse de cycle de vie a montré les bienfaits de la standardisation des approches. En très peu de temps, cette approche s'est imposée dans le domaine de la recherche, dans l'industrie et même dans le langage quotidien, car on voit apparaître certains concepts liés au développement durable et à l'analyse de cycle de vie dans les messages publicitaires.

Nous sommes convaincus que cette démarche de standardisation doit être appliquée également dans les autres méthodes de calcul des indicateurs de performance. Les approches thermoéconomiques devraient être revues afin de fournir le support pour une approche structurée, qui permette de comparer les résultats de calcul. Elles devraient tenir compte de la localisation (Curti (1998)), de la date d'estimation des coûts et elles devraient définir de manière explicite quels éléments doivent être pris en compte dans le calcul des coûts.

Chapitre 3

Modèle d'intégration

3.1 Introduction

L'analyse méthodologique réalisée au chapitre 2 montre l'intérêt de décomposer le problème de la synthèse du système en un problème maître et un sous-problème esclave, formulé sous la forme d'un problème d'optimisation. Cette décomposition permet de réduire la complexité du problème original en répartissant la gestion des variables de décision entre les deux problèmes. Ceci permet de soulager l'algorithme d'optimisation global de la gestion de certaines variables dites complicatives, et permet de formuler une stratégie de résolution du sous-problème qui est adaptée à leur nature.

Pour que la stratégie de décomposition soit cohérente, il faut que le sous-problème soit robuste et soit en mesure de fournir la solution optimale, si elle existe. Les variables complicatives concernent essentiellement les variables entières du problème original, et en particulier les variables combinatoires liées au choix des paires de flux échangeant de la chaleur. Par conséquent, il est convenable de définir le sous-problème avec une formulation linéaire, de type MILP. La linéarité des équations simplifie énormément la résolution du problème et les variables entières peuvent ainsi être calculées plus facilement.

La stratégie de décomposition a déjà été utilisée dans plusieurs applications (par ex. Godat et Maréchal (2003); Maréchal *et al.* (2005b) ou Bolliger *et al.* (2005)). Dans ces travaux, les auteurs ont décidé de confier au sous-problème esclave le calcul de la configuration du réseau d'échangeurs de chaleur, le choix des options technologiques et le calcul du taux d'utilisation des utilitaires. Ceci permet d'éliminer du problème global le calcul des variables combinatoires et le calcul d'une grande partie des variables entières liées aux choix technologiques. Le calcul du taux d'utilisation des utilitaires garantit que les bilans de chaleur du système sont satisfaits, puisque la quantité de chaleur apportée ou évacuée par les unités est proportionnelle à leur taux d'utilisation.

Au chapitre 2 on observe que le réseau d'échangeurs de chaleur ne constitue qu'une partie de la superstructure du système. La partie restante est constituée par les réseaux de transfert de matière entre les unités. Or, le calcul du taux d'utilisation des unités au niveau du sous-problème esclave a une influence sur la quantité de matière que ces unités échangent avec les autres unités du système. Il paraît donc raisonnable d'introduire au niveau du sous-problème esclave le calcul des bilans de matière échangée entre les unités.

La figure 2.7 représente schématiquement le résultat de la décomposition du problème. Dans le cas idéal, le problème maître gère uniquement les variables de décision continues du problème original, qui concernent les caractéristiques techniques des opérations physiques unitaires et leur régime opératoire. Le sous-problème esclave gère les variables entières du problème original et les variables continues liées au taux d'utilisation des unités et aux débits de matière transférée dans les réseaux qui les connectent.

Le terme intégration est couramment utilisé pour définir les techniques qui, comme celle présentée dans ce chapitre, permettent de déterminer la manière optimale dont les différentes unités du système interagissent par l'échange de matière et d'énergie. On parlera donc de modèle d'intégration pour définir le sous-problème esclave.

3.2 Objectifs du modèle

Le modèle d'intégration développé dans le cadre de ce travail a pour objectif de représenter l'ensemble des interactions possibles entre les unités du système afin d'être en mesure d'identifier celles qui conduisent à la meilleure performance globale.

En particulier, le modèle doit être en mesure de :

1. Déterminer la configuration optimale des connexions de transfert de matière et d'énergie entre les unités du système.
2. Déterminer quelles sont les unités qui font partie du système (et leur taux d'utilisation) et qui permettent d'atteindre le but du système tout en bouclant les bilans de matière et d'énergie.
3. Fournir au problème global de synthèse la valeur des indicateurs de performance nécessaires au calcul des fonctions objectif, notamment les coûts opératoires du système ainsi que les coûts d'investissement liés à l'installation des unités et des réseaux de transfert de matière et d'énergie.

3.3 État de l'art

La technique de la superstructure (Grossmann et Sargent (1978)) est utilisée dans les approches de synthèse des systèmes énergétiques industriels pour déterminer la configuration des réseaux de transfert de matière et d'énergie au sein du système. Les modèles des réseaux sont réalisés de manière explicite ou par des techniques de génération automatique ou implicite.

Dans ce contexte, le problème de la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur a reçu une grande attention dans le domaine de la recherche des procédés industriels et plusieurs approches sont aujourd'hui disponibles, comme le démontre par exemple la revue de Furman et Sahinidis (2002). Cette activité s'explique par la grande complexité du problème, qui présente un grand nombre de degrés de liberté, représentés par des variables continues et combinatoires et des équations non-linéaires et non-convexes.

La génération des réseaux de transfert de matière a reçu une moindre attention, surtout en raison du fait que pour des systèmes de petite taille la modélisation de ces réseaux peut être réalisée de manière explicite, directement à l'aide de logiciels de *flowsheeting*.

À notre connaissance, seuls Bagajewicz et Manousiouthakis (1992) ont développé une approche de décomposition similaire à celle présentée par ce travail, où les réseaux de transfert de matière et d'énergie sont synthétisés simultanément dans un sous-problème issu de la décomposition du modèle global du système. Leur approche, appelée *state space* permet de formuler le problème de manière systématique et structurée, mais le modèle résultant est non-linéaire et par conséquent moins robuste que celui présenté dans ce chapitre.

3.4 Types de réseaux d'échange dans un système

Dans un système, chaque type de flux est transféré à travers un réseau qui lui est consacré. Or ces réseaux présentent des caractéristiques structurelles relativement proches et on peut généralement identifier deux grandes familles de réseaux : les réseaux de transfert de matière et les réseaux d'échangeurs de chaleur.

Les réseaux de transfert de matière sont constitués par des mélangeurs, des diviseurs et par des conduites de transport (fig. 3.1).

Le réseau d'échangeurs de chaleur (fig. 3.2) présente, comme son nom l'indique, des échangeurs de chaleur, en plus des mélangeurs et des diviseurs. Ces unités permettent de transférer la chaleur par le moyen d'un potentiel de transfert dû à la différence de température entre les flux.

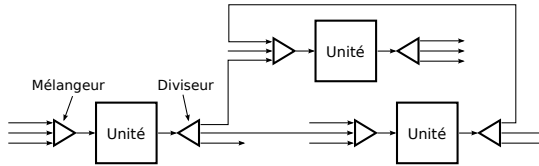


Fig. 3.1: Exemple d'un réseau permettant de transférer une matière entre les unités du système.

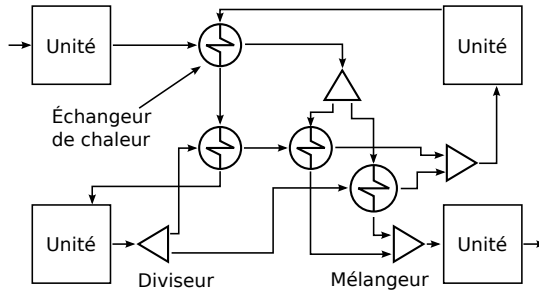


Fig. 3.2: Exemple de réseau d'échangeurs de chaleur.

Le même type de configuration est également présent dans les réseaux de séparation de masse, où les échangeurs de chaleur sont remplacés par des unités de transfert de matière, comme par exemple les unités de séparation par chute de température ou de pression.

3.5 Formulation du problème d'intégration

Le modèle d'intégration proposé dans ce travail s'appuie sur le travail de Maréchal et Kalitventzeff (1998a) et vise à en systématiser l'approche afin de permettre la synthèse simultanée de multiples réseaux de transfert de masse et d'énergie.

Pour définir le modèle des différents réseaux, il est possible d'utiliser différentes formulations, implicites ou explicites, selon le niveau de détail requis. Dans le contexte de la décomposition du problème global de la synthèse du système, il est nécessaire de choisir une formulation robuste, afin de garantir une probabilité maximale de convergence.

Pour réduire la complexité du problème, on préférera une formulation implicite, si les détails sur la configuration des réseaux ne sont pas requis. Il est toutefois possible de formuler le problème d'intégration en combinant des formulations implicites avec des formulations automatiques ou

explicités, pour autant que la cohérence du problème en termes de bilans de masse et d'énergie soit garantie.

Cette flexibilité permet donc de formuler le problème d'intégration pour qu'il soit en même temps efficace, robuste et adapté aux spécificités du système à synthétiser.

Cette section présente les éléments constitutifs du problème d'intégration. Ces éléments sont associés aux variables de décision du sous-problème esclave et permettent de définir les indicateurs de performance nécessaires au problème maître pour le calcul des fonctions objectif globales du problème de synthèse.

3.5.1 Couches réseau

Dans les approches publiées jusqu'ici (par ex. Maréchal et Kalitventzeff (1998b, 1999)), la synthèse d'un réseau de transfert de matière se fait par l'introduction d'un ensemble d'équations spécifiques au sein de la formulation du modèle d'intégration. Le modèle de la production combinée de vapeur et électricité décrit dans Maréchal et Kalitventzeff (1999) est une formulation à part, qui s'ajoute à la formulation de la cascade thermique. La même approche est appliquée pour intégrer le modèle de combustion, qui combine des flux de chaleur et des combustibles (Maréchal et Kalitventzeff (1998b)).

L'objectif ici est de redéfinir ces formulations afin de pouvoir introduire systématiquement de nouvelles équations de bilan sans devoir modifier à chaque fois le modèle d'intégration.

Pour ce faire, le concept de couche a été introduit. Une couche concerne tous les flux d'un même type et est associée à la formulation de modélisation d'un réseau, selon le type de flux. L'assemblage de plusieurs couches permet ainsi de modéliser et synthétiser plusieurs réseaux simultanément.

Cette technique permet de simplifier la définition du problème d'intégration, car il est possible de définir un modèle générique pour chaque réseau, qui sera réutilisé pour toutes les couches qui y sont associées. Cela est concrètement réalisé par l'utilisation des ensembles définis au tableau 3.1, qui sont intégrés dans les formulations mathématiques des superstructures des réseaux.

3.5.2 Unités

Dans le modèle d'intégration, les unités sont des entités qui fonctionnent selon le concept des producteurs/consommateurs. Chaque unité déclare sa contribution en termes de consommation ou de production aux différentes

Ensemble	Description
L	Ensemble définissant toutes les couches du problème.
S_{lp}^L	Liste des flux concernés par la couche l .
L_l^F	Identifiant de la formulation du modèle de réseau associé à la couche l .

Tab. 3.1: Ensembles permettant d'introduire le concept de couche dans le modèle d'intégration.

couches du problème (fig. 3.3). Une unité représente en général une ou plusieurs opérations physiques unitaires du système et la contribution aux couches correspond à la consommation ou la production de matière ou d'énergie échangée avec les différents réseaux de transfert du système.

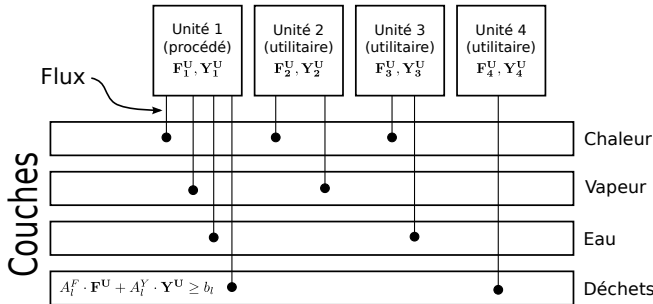


Fig. 3.3: Définition des contributions des unités aux différentes couches du problème d'intégration.

Deux variables sont associées à chaque unité (Maréchal et Kalitventzeff (1998b)) : une variable binaire \mathbf{Y}_u qui définit si l'unité doit être utilisée et une variable continue \mathbf{F}_u qui représente son taux d'utilisation. Chaque unité possède une taille nominale, définie par les quantités de matière et d'énergie qu'elle produit ou consomme, et qui peut être modifiée par l'intermédiaire du taux d'utilisation.

Les paramètres F_u^{min} et F_u^{max} permettent de limiter le taux d'utilisation des unités (éq. (3.1)). U est l'ensemble des unités définies pour le problème d'intégration.

$$F_u^{min} \cdot \mathbf{Y}_u \leq \mathbf{F}_u \leq F_u^{max} \cdot \mathbf{Y}_u \quad \forall u \in U \quad (3.1)$$

Dans ce travail, deux types d'unités sont définis dans les problèmes d'intégration. Les unités de procédé et les unités utilitaires. Les premières représentent les unités qui convertissent les matières premières en produits

ou services énergétiques à valeur ajoutée. Les unités utilitaires fournissent les ressources et les services énergétiques aux unités de procédé. Leur taux d'utilisation optimal est calculé afin de satisfaire les besoins des unités de procédé et pour clore les bilans de matière et d'énergie du système.

Pour les unités de procédé, les deux paramètres F_u^{min} et F_u^{max} sont fixés à 1. L'unité conserve donc sa taille nominale et le taux d'utilisation devient, de fait, un paramètre.

La variable binaire \mathbf{Y}_u peut être utilisée pour définir des choix technologiques. Si sa valeur est nulle, l'unité associée et ses flux sont écartés du problème car le taux d'utilisation de l'unité est annulé par l'équation (3.1). La contrainte (3.2) permet de contrôler l'existence des unités par l'intermédiaire du paramètre Y_u^{min} .

$$\mathbf{Y}_u \geq Y_u^{min} \quad u \in U$$

$$Y_u^{min} = \begin{cases} 1 & \text{pour les unités de procédé} \\ 0 & \text{pour les utilitaires} \end{cases} \quad (3.2)$$

Une contrainte supplémentaire, par exemple celle définie par l'équation (3.3), permet de choisir une unité parmi plusieurs options technologiques U^* .

$$\sum_{u \in U^*} \mathbf{Y}_u \leq 1 \quad (3.3)$$

Dans des problèmes multipériodes, le taux d'utilisation et l'existence des unités peut varier dans le temps. Les variables \mathbf{F}_{up} et \mathbf{Y}_{up} sont définies pour chaque période p . La relation entre les variables globales et les variables liées aux périodes sont définies par la relation (3.4).

$$\mathbf{F}_u \geq \mathbf{F}_{up} \quad \forall p \in P \quad (3.4)$$

$$\mathbf{Y}_u \geq \mathbf{Y}_{up}$$

La combinaison du concept des producteurs/consommateurs au calcul de l'existence et du taux d'utilisation des unités est extrêmement puissant, car elle permet de définir et de résoudre de manière aisée des problèmes où l'interaction entre les différents réseaux du système est importante. La variation du taux d'utilisation des unités se répercute en effet de manière

simultanée sur la configuration de tous les réseaux auxquels les unités sont liées.

Le caractère général de l'approche se trouve également dans le fait que les unités se comportent comme des boîtes noires, où seules les contributions aux réseaux sont visibles. Cela permet de formuler des problèmes d'intégration complexes, où la partie cachée à l'intérieur des boîtes noires peut représenter des opérations physiques unitaires ayant un comportement non-linéaire. Le calcul de la relation non-linéaire entre les caractéristiques des opérations physiques unitaires et la contribution aux réseaux est donc confié au problème maître de la décomposition.

La superstructure du réseau d'échangeurs montré par la figure 3.2 peut ainsi être réduite au problème du transfert de masse de la figure 3.1, si l'on assimile les échangeurs de chaleur à des unités. Dans ce cas, les variables combinatoires liées au choix des paires de flux échangeant de la chaleur et les variables associées au comportement des échangeurs de chaleur (charge et températures) sont confiées au problème maître et à l'algorithme d'optimisation global. Cela a pour conséquence de rendre plus difficile le travail de l'algorithme global et rend la décomposition du problème moins efficace. Il est donc très important de bien formuler le problème d'intégration pour que la décomposition du problème global soit efficace. L'utilisation de formulations implicites pour la superstructure des réseaux permet d'éviter grand nombre de problèmes liés aux variables complicatives.

3.5.3 Flux

La contribution des unités aux différents réseaux est définie sous la forme de flux de matière ou d'énergie. Chaque flux possède une caractéristique qui représente une quantité échangée (requis ou mise à disposition du système) ainsi que des caractéristiques intensives qui définissent sa qualité. Pour des flux de chaleur elle correspond au niveau de température et pour des flux de matière elle peut correspondre à une concentration ou à une propriété telle que le pouvoir calorifique.

La charge des flux va donc varier en fonction de l'existence $\mathbf{Y}_{\mathbf{u}\mathbf{p}}$ et du taux d'utilisation $\mathbf{F}_{\mathbf{u}\mathbf{p}}$ de l'unité qui les déclare. S est l'ensemble des flux définis dans le problème d'intégration et S_u^U indique les flux appartenant à chaque unité u .

3.5.4 Indicateurs de performance

Comme le problème d'intégration est un problème d'optimisation, il est nécessaire de calculer des indicateurs de performance qui permettent de définir la fonction objectif.

Dans la littérature, la plupart des sources considèrent un objectif lié aux coûts. Papoulias et Grossmann (1983a) proposent par exemple la somme des coûts opératoires. Comme discuté à la section 2.7, pour l'analyse d'un système complexe il est intéressant de considérer plusieurs indicateurs, qui permettent de mieux saisir le comportement du système. Comme le problème d'intégration fait partie du problème global, il doit être en mesure de fournir la contribution de la superstructure du système aux différents indicateurs calculés dans le problème global.

Ce calcul est systématisé avec l'utilisation du concept des couches, appelées ici couches d'indicateurs. Les unités du problème déclarent donc leur contribution aux différentes couches d'indicateurs de manière analogue à ce qui est fait avec les couches réseaux.

La contribution $\mathbf{C}_{\mathbf{u},i,\mathbf{p}}$ de chaque unité à chaque indicateur de performance i et chaque période p peut être exprimée en utilisant l'expression de l'équation (3.5). I est l'ensemble qui définit toutes les couches d'indicateurs. $c_{u,i,p}^1$ et $c_{u,i,p}^2$ sont respectivement la contribution fixe et variable de l'unité u à l'indicateur i . Ces valeurs sont déterminées au niveau du problème maître en fonction des variables de décision.

$$\mathbf{C}_{\mathbf{u},i,\mathbf{p}} = c_{u,i,p}^1 \cdot \mathbf{Y}_{\mathbf{u}\mathbf{p}} + c_{u,i,p}^2 \cdot \mathbf{F}_{\mathbf{u}\mathbf{p}} \quad \forall u \in U, \forall i \in I, \forall p \in P \quad (3.5)$$

Si l'unité u n'est pas utilisée ($\mathbf{Y}_{\mathbf{u}\mathbf{p}} = 0$), la contribution sera nulle. Autrement, la contribution sera proportionnelle au taux d'utilisation $\mathbf{F}_{\mathbf{u}\mathbf{p}}$.

La valeur de l'indicateur de performance \mathbf{C}_i^I est égale à la somme de contributions de toutes les unités (éq. (3.6)).

$$\mathbf{C}_i^I = \sum_{p \in P} \sum_{u \in U} \mathbf{C}_{\mathbf{u},i,\mathbf{p}} \quad \forall i \in I \quad (3.6)$$

3.5.5 Fonction objectif

La fonction objectif du problème d'intégration est établie en combinant un ou plusieurs indicateurs de performance, selon la nature du système. Plusieurs fonctions objectif peuvent être définies :

Coût opératoire généralement utilisé pour optimiser le régime opératoire du système.

Coût total utilisé pour le dimensionnement des unités et pour déterminer le régime opératoire optimal.

Électricité minimisation des consommations ou maximisation de la production.

Exergie minimisation des pertes exergetiques.

Ressources minimisation ou maximisation de l'utilisation d'une ressource.

Émissions minimisation de l'émission de certaines substances.

Qualité maximisation de la qualité d'une ressource.

Comme discuté à la section 2.8.3, il est important que la fonction objectif du problème d'intégration soit compatible avec la ou les fonctions objectif du problème global. Cette condition est remplie si l'on peut prouver qu'à l'optimum global les conditions d'optimalité du sous-problème esclave sont satisfaites.

Si un seul indicateur est choisi, par exemple le coût opératoire, la fonction objectif du problème d'intégration aura la forme suivante :

$$\begin{aligned} \min_{\mathbf{F}_u, \mathbf{Y}_u} C_i^I &= \min_{\mathbf{F}_u, \mathbf{Y}_u} \sum_{p \in P} \sum_{u \in U} C_{u,i,p} \\ &= \min_{\mathbf{F}_u, \mathbf{Y}_u} \sum_{p \in P} \sum_{u \in U} \left(c_{u,i,p}^1 \cdot \mathbf{Y}_{u,p} + c_{u,i,p}^2 \cdot \mathbf{F}_{u,p} \right) \quad i \in I \end{aligned} \quad (3.7)$$

Comportement non-linéaire des indicateurs Le problème d'intégration est souvent linéaire. Or, les indicateurs du problème global, notamment ceux liés aux coûts d'investissement, présentent un comportement non-linéaire en fonction de la taille des opérations physiques unitaires, qui a une relation directe avec le taux d'utilisation \mathbf{F}_u . Pour calculer les deux paramètres $c_{u,i,p}^1$ et $c_{u,i,p}^2$ il est donc nécessaire de procéder à la linéarisation, comme montré par la figure 3.4.

La linéarisation autour du point F_u^0 permet de calculer deux paramètres $c_{u,i,p}^1$ et $c_{u,i,p}^2$. Les deux paramètres F_u^{min} et F_u^{max} limitent la plage de validité de la linéarisation à une zone où l'écart entre la valeur réelle et la valeur approximée est acceptable.

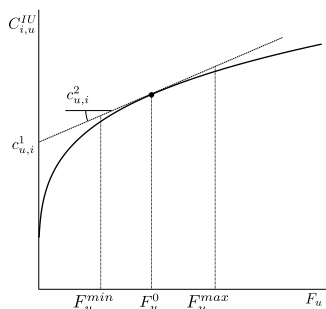


Fig. 3.4: Linéarisation de la fonction qui exprime un indicateur de performance non-linéaire.

3.6 Les réseaux de transfert de flux

Les réseaux de transfert de flux sont utilisés pour modéliser la superstructure d'échange de flux (fig. 3.1) tels que l'eau de refroidissement, la vapeur ou l'électricité. La formulation mathématique qui permet de les synthétiser est inspirée du problème du transport (Fourier *et al.* (2003)).

Le modèle de la superstructure est automatiquement généré par la définition d'un ensemble de mélangeurs et de diviseurs pour lesquels on écrit les équations de bilan de matière et les équations de modélisation. Pour chaque couche (dont le type sera appelé MB), il est nécessaire de s'assurer de la cohérence des bilans par la présence d'au moins une unité utilitaire et du calcul de son taux d'utilisation. Pour préserver la linéarité des équations il est nécessaire de discrétiser les variables qui interviennent dans les termes bilinéaires de bilan, d'utiliser des contraintes d'inégalité et d'ajouter des équations de cohérence avec les autres couches.

3.6.1 Équations de bilan

Pour définir la superstructure permettant de modéliser la couche concernée, on modélise les diviseurs qui répartissent les flux vers les différents consommateurs et les mélangeurs qui, pour chaque consommateur, collectent les flux en provenance des différents producteurs.

Le modèle du réseau de transport requiert donc la définition du débit nominal produit \dot{M}_{lup}^- ou consommé \dot{M}_{lup}^+ par les unités dans chaque couche l de type MB. Ces débits sont multipliés par le taux d'utilisation \mathbf{F}_{up} de l'unité.

Le bilan de masse de l'unité u pour la ressource transférée dans la couche l est exprimé par l'équation (3.8). Dans le réseau de la couche l , la variable

\dot{M}_{lukp} représente le flux transféré pendant la période p entre les unités u et k . Sa valeur doit être positive et peut être limitée par les bornes \dot{M}_{lukp}^{min} et \dot{M}_{lukp}^{max} . La formulation est définie pour un problème multipériodes, où P est l'ensemble de toutes les périodes p considérées et t_p est la durée de chaque période.

$$\begin{aligned}
\mathbf{F}_{up} \cdot \dot{M}_{lup}^- \cdot t_p - \sum_{k \in U, k \neq u} \dot{M}_{lukp} \cdot t_p &= 0 \\
\mathbf{F}_{up} \cdot \dot{M}_{lup}^+ \cdot t_p - \sum_{k \in U, k \neq u} \dot{M}_{lukp} \cdot t_p &= 0 \\
0 \leq \dot{M}_{lukp}^{min} \cdot \mathbf{Y}_{up} \leq \dot{M}_{lukp} \leq \dot{M}_{lukp}^{max} \cdot \mathbf{Y}_{up} & \quad (3.8) \\
0 \leq \dot{M}_{lukp}^{min} \cdot \mathbf{Y}_{up} \leq \dot{M}_{lukp} \leq \dot{M}_{lukp}^{max} \cdot \mathbf{Y}_{up} \\
\forall l \in L, L_l^T = \mathbf{MB}, \forall u \in U, \forall p \in P
\end{aligned}$$

3.6.2 Contraintes sur la qualité des mélanges

Dans certains cas, les transferts de flux sont soumis à des critères de qualité. C'est le cas par exemple pour les réseaux de distribution d'hydrogène (Girardin *et al.* (2005)) ou la purification de l'eau (Vince (2008)) où les consommateurs requièrent une ressource présentant une qualité suffisante.

Dans des cas analogues aux réseaux de distribution d'hydrogène ou d'eau, la qualité est liée à la composition des flux de matière. Dans d'autres cas, la qualité est liée à une ou plusieurs propriétés du flux, comme par exemple son impact environnemental ou le pouvoir calorifique.

À chaque flux peut être associé un nombre illimité de caractéristiques intensives faisant office de qualité. De manière générale, on nommera *composant* chaque caractéristique q associée à la ressource représentée dans la couche l . Les composants doivent exprimer une propriété intensive, c'est-à-dire indépendante du débit de la ressource. Pour des propriétés liées à la composition du flux, on utilise donc les concentrations de chaque composant. Ces valeurs résultent en général du modèle des opérations physiques unitaires et sont donc fonction des variables de décision du problème maître.

La contrainte (3.9) impose que la qualité du mélange entrant dans chaque unité u pour chaque composant q de la couche l soit égale ou supérieure à la qualité requise μ_{lpuq}^{in} . Il convient dès lors d'écrire le modèle afin que les résultats des autres couches soient compatibles avec cette hypothèse. La multiplication du débit entrant \dot{M}_{lukp} par la qualité μ_{lpuq}^{in} permet de calculer une propriété extensive. Dans le cas de la qualité liée

à la composition, cela correspond au débit partiel de chaque composant, mais la formulation s'applique aussi aux propriétés indépendantes du débit.

$$\mu_{lpuq}^{in} \cdot \sum_{k \in U, k \neq u} \dot{M}_{lkup} \leq \sum_{k \in U, k \neq u} \dot{M}_{lkup} \cdot \mu_{lpkq}^{out} \quad (3.9)$$

$$\forall l \in L, L_l^T = MB, \forall u \in U, \forall p \in P, \forall q \in L_l^Q$$

3.7 Les réseaux d'échange de chaleur

La modélisation du réseau d'échange de chaleur est basé sur la représentation du potentiel de transfert entre deux flux. Dans le cas de la chaleur, il s'agit de la différence de température. Certains auteurs (El-Halwagi et Manousiouthakis (1989)) ont montré l'analogie qui permet d'appliquer cette technique de modélisation aux transferts de masse dans les processus qui utilisent la différence de concentration ou la pression partielle comme potentiel de transfert.

L'approche de synthèse proposée dans ce travail est une version améliorée de l'approche de synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur basée sur la décomposition en trois phases proposée par Papoulias et Grossmann (1983a,b,c) et Floudas *et al.* (1986) et ensuite améliorée par Maréchal et Kalitventzeff (1998b).

La méthode de modélisation s'appuie sur le principe de décomposition qui permet de réduire considérablement le nombre de degrés de liberté du problème, tout en garantissant la compatibilité avec le problème global. Les trois phases sont les suivantes :

Minimum d'énergie requise Par la résolution de la cascade thermique, on détermine ici la quantité de chaleur qui peut être récupérée entre les unités de procédé par le réseau d'échange de chaleur et, par bilan d'énergie, la quantité de chaleur qui doit être apportée ou évacuée par les unités de conversion d'énergie (utilitaires). Les points de pincement sont identifiés. Le modèle permet ensuite d'estimer quel sera le coût du réseau d'échangeurs afin d'obtenir ainsi les performances thermoéconomiques (quantités échangées et coûts d'investissement) du réseau d'échangeurs. Le modèle de la cascade thermique repose sur une seule variable de décision : le ΔT^{min} , qui correspond à la valeur minimale de la différence de température pour l'échange de chaleur.

Distribution des charges Le calcul de la distribution des charges permet dans un deuxième temps de synthétiser le réseau d'échangeurs qui

satisfait le minimum d'énergie requise en respectant les points de pincement. Elle représente la première étape de la synthèse du réseau d'échangeurs en s'appuyant sur deux constats :

1. L'échange à travers le pincement introduit une pénalité énergétique.
2. Le coût d'investissement minimum correspond au nombre minimum d'échangeurs.

Réseau d'échangeurs Ce modèle représente ensuite la superstructure du réseau d'échangeurs qui correspond à la distribution des charges. La superstructure est modélisée par le principe des mélangeurs et diviseurs et en calculant les échangeurs de chaleur comme des unités. Puisque les débits des flux et les quantités de chaleur échangées dans chaque unité ont été déterminés, la résolution du problème, bien que non-linéaire en nombre entiers, est nettement simplifiée par rapport au problème initial. Certains auteurs comme Floudas *et al.* (1986), ont proposé de combiner les deux dernières étapes en une seule.

Dans ce travail, la première phase de la décomposition revêt une importance fondamentale, car elle permet de modéliser l'intégration des unités du système par le transfert de chaleur. Les deux phases suivantes seront appliquées plus tard dans la méthode de synthèse du système car elles permettent de traduire le résultat du modèle du réseau d'échange utilisé pour l'intégration du système en une configuration réelle du réseau d'échangeurs de chaleur. Par conséquent, la synthèse détaillée des réseaux n'est pas effectuée systématiquement. L'utilisation des techniques d'intégration assure que suite au calcul du minimum d'énergie requise il existe au moins une configuration du réseau réalisable. Cette information est suffisante pour réaliser l'optimisation globale du système et rend la synthèse détaillée du réseau superflue tant que la meilleure configuration du système n'est pas identifiée.

3.7.1 Minimum d'énergie requise

Le minimum d'énergie requise et l'intégration des utilitaires sont calculés à l'aide de la cascade thermique, introduite par Papoulias et Grossmann (1983a) et ensuite améliorée par Maréchal et Kalitventzeff (1998b) avec l'introduction des variables \mathbf{F}_u et \mathbf{Y}_u pour permettre les choix technologiques. La version multipériodes de la cascade thermique a été développée par Floudas et Grossmann (1986) et adaptée par Maréchal et Kalitventzeff (2003).

La version présentée ici introduit une nouvelle dimension, les couches, qui lie le modèle du réseau d'échange de chaleur avec les autres réseaux

pour permettre la synthèse simultanée des différents réseaux d'échange et de transfert du système intégré. Il convient de noter que le calcul de la cascade thermique peut être introduit pour différentes couches, le modèle ne concernant que les flux qui peuvent échanger de la chaleur entre eux. Il est ensuite possible d'utiliser une couche de bilan de matière pour transférer de la chaleur entre deux couches distinctes, ce qui modélise un fluide de transfert. Cela permet de réaliser des calculs tels que ceux présentés par Weber (2008) dans le domaine des systèmes urbains, où chaque noeud, représentant un groupe d'immeubles, est le lieu d'une cascade thermique et le fluide de transfert représente le réseau de chauffage à distance.

Les ensembles du modèle de la cascade thermique sont définis au tableau 3.2. Pour chaque couche l associée à la cascade thermique (elle est identifiée par le type $L_l^T = \mathbb{HC}$) et chaque période p on fait la liste des flux S_{lp}^L , répartis en flux chauds HS_{lp} et froids CS_{lp} .

Ensemble	Description
L	Ensemble des couches définies pour le problème d'intégration.
L_l^T	Type de la couche l . On considère ici seulement les couches de type \mathbb{HC} .
S_{lp}^L	Liste des flux appartenant à la couche l pour la période p .
HS_{lp}	Flux chauds de la couche l durant la période p .
CS_{lp}	Flux froids de la couche l durant la période p .

Tab. 3.2: Ensembles définis pour la formulation de la cascade thermique.

Les paramètres nécessaires au calcul de la cascade thermique sont définis au tableau 3.3 et concernent les températures des flux, leur charge nominale et la valeur du $\Delta T_{lip}^{min/2}$, qui représente la différence de température minimale pour que le flux i puisse échanger avec les autres flux. Lorsque deux flux échangent de la chaleur, la somme des deux $\Delta T^{min/2}$ définit le ΔT^{min} de l'échangeur de chaleur. Le choix de la valeur des $\Delta T^{min/2}$ des flux a donc une importance fondamentale, car elle a une influence sur le potentiel de récupération d'énergie et sur le coût d'investissement du réseau d'échangeurs de chaleur. Pour un résultat optimal, il est donc nécessaire d'associer une valeur du $\Delta T_s^{min/2}$ à chaque flux s et de définir ces paramètres comme des variables de décision au niveau du problème maître.

La formulation de la cascade thermique est basée sur le problème du transbordement (Garfinkel et Nemhauser (1972); Hillier et Lieberman (1980), fig. 3.5) utilisé en logistique, où des produits sont transportés depuis des sources vers des centres de distribution et ensuite vers les

Paramètre	Description
T_{lip}^{in}	Température d'entrée du flux i dans le réseau d'échange de la couche l et la période p .
\dot{H}_{lip}^{in}	Enthalpie d'entrée du flux i dans la couche l et la période p .
T_{lip}^{out}	Température de sortie du flux i dans la couche l et la période p , souvent appelée <i>target</i> .
\dot{H}_{lip}^{out}	Enthalpie de sortie du flux i dans la couche l et la période p .
$\Delta T_{lip}^{min/2}$	Différence de température minimale du flux i pour l'échange de chaleur dans la couche l et la période p .

Tab. 3.3: Paramètres d'entrée de la cascade thermique.

consommateurs finaux. Ce problème est une variante du problème du transport, qui lui ne présente pas de centres de distributions.

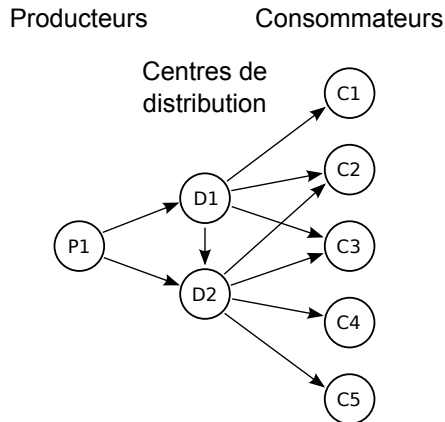


Fig. 3.5: Représentation du problème du transbordement. Adapté à partir de Fourer *et al.* (2003).

L'analogie avec le transfert de chaleur est illustré à la figure 3.6. Les flux chauds correspondent aux producteurs, les flux froids correspondent aux consommateurs et les centres de distribution sont des entités abstraites, organisées en intervalles de température triés en ordre décroissant.

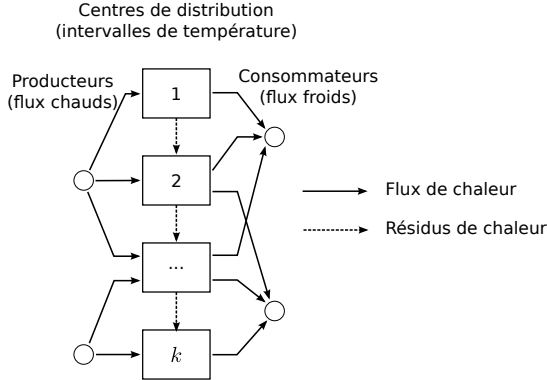


Fig. 3.6: Analogie entre le problème du transbordement et le transfert de chaleur. Adapté à partir de Papoulias et Grossmann (1983b).

Le principe de fonctionnement des intervalles de température est illustré à la figure 3.7. Un intervalle de température est le lieu où l'on effectue le bilan entre la chaleur apportée par les flux chauds (\dot{Q}_{ipk}^{HK}) de l'intervalle et par l'intervalle supérieur ($\dot{R}_{lp(k-1)}$) et la chaleur délivrée aux flux froids ($\dot{Q}_{jp k}^C$) de l'intervalle ou à l'intervalle inférieur (\dot{R}_{lpk}).

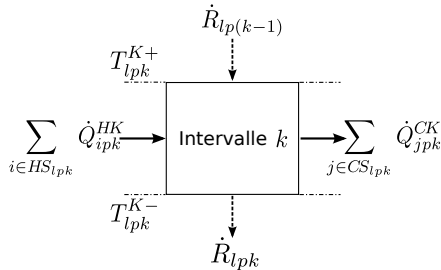


Fig. 3.7: Principe de fonctionnement des intervalles de température. Adapté à partir de Papoulias et Grossmann (1983b).

Deux sous ensembles sont définis pour chaque intervalle de température k afin de faire la liste des flux chauds HS_{lpk} et des flux froids CS_{lpk} présents.

Les intervalles de température K_p sont définis par les températures d'entrée corrigées des flux, triées en ordre décroissant, de la plus élevée à la plus petite. Les températures corrigées des flux sont obtenues en soustrayant la valeur de $\Delta T^{min/2}$ aux températures réelles des flux chauds ou en ajoutant la valeur de $\Delta T^{min/2}$ températures réelles des flux froids.

Cela permet d'assurer qu'un flux froid peut recevoir de la chaleur des flux chauds se trouvant dans le même intervalle (ou dans les intervalles supérieurs), car leur différence de température est égale ou supérieur à la somme des deux $\Delta T^{min/2}$. Les températures de sortie ne sont pas prises en compte, car elles n'interviennent pas dans la création des points de pincement. Ceci permet de réduire la taille du problème. On définit donc $k = 1..K_p$ intervalles où K_p est égal au nombre de flux présents dans la couche l durant la période p .

La formulation de la cascade thermique est définie par les équations (3.10) à (3.20).

$$\dot{\mathbf{R}}_{lp(k-1)} - \dot{\mathbf{R}}_{lpk} = \sum_{i \in HS_{lpk}} \dot{\mathbf{Q}}_{ipk}^{HK} - \sum_{j \in CS_{lpk}} \dot{\mathbf{Q}}_{jpk}^{CK} \quad (3.10)$$

$$\dot{\mathbf{R}}_{lpk} \geq 0 \quad (3.11)$$

$$\dot{\mathbf{R}}_{lp(0)} = 0 \quad (3.12)$$

$$\dot{\mathbf{R}}_{lp(K)} = 0 \quad (3.13)$$

$$\dot{\mathbf{Q}}_{ipk}^{HK} = \frac{T_{lpk}^{K+} - \max \left\{ T_{lpk}^{K-}, T_{ip}^{out} - \Delta T_{ip}^{min/2} \right\}}{T_{ip}^{in} - T_{ip}^{out}} \cdot \dot{\mathbf{Q}}_{ip}^H \quad (3.14)$$

$$\dot{\mathbf{Q}}_{jpk}^{CK} = \frac{\max \left\{ T_{lpk}^{K+}, T_{jp}^{out} + \Delta T_{ip}^{min/2} \right\} - T_{lpk}^{K-}}{T_{jp}^{out} - T_{jp}^{in}} \cdot \dot{\mathbf{Q}}_{jp}^C \quad (3.15)$$

$$\dot{\mathbf{Q}}_{ip}^H = \mathbf{F}_{ip} \cdot (\dot{H}_{ip}^{in} - \dot{H}_{ip}^{out}) \quad (3.16)$$

$$\dot{\mathbf{Q}}_{jp}^C = \mathbf{F}_{jp} \cdot (\dot{H}_{jp}^{out} - \dot{H}_{jp}^{in}) \quad (3.17)$$

$$\mathbf{F}_{sp} = \mathbf{F}_{up} \quad s \in S_{lp}^L, S_s^T = TS \quad (3.18)$$

$$\mathbf{F}_{sp|ord(s,g)=1} = \mathbf{F}_{up} \quad s \in S_{lp}^L, g \in S_s^{var}, S_s^T = VTS \quad (3.19)$$

$$\mathbf{F}_{sp|ord(s,g)=0,o>1} \leq \mathbf{F}_{sp|o-1} \quad s \in S_{lp}^L, g \in S_s^{var}, S_s^T = VTS \quad (3.20)$$

$$p = 1..P, k = 1..K_p, l = 1..L, i \in HS_{lpk}, j \in CS_{lpk}$$

La contrainte (3.11) définit que la chaleur peut être cascadée d'un intervalle supérieur vers les intervalles inférieurs. Lorsque le bilan de chaleur au-dessus d'une certaine température est bouclé, aucune chaleur ne sera cascadée. Cette température définit alors un point de pincement, qui constitue la frontière entre deux zones d'échange auto-suffisantes et qui donneront lieu à deux sous-réseaux indépendants. Les contraintes (3.12) et (3.13) garantissent qu'aucune chaleur ne peut être échangée avec des sources externes aux intervalles de la cascade.

La quantité de chaleur délivrée par chaque flux aux différents intervalles est calculé à l'aide des relations (3.14) pour les flux chauds et (3.15) pour les flux froids. Cette quantité est proportionnelle au rapport entre la différence de température de l'intervalle et celle du flux.

La quantité de chaleur totale délivrée ou reçue par les flux est définie par les équations (3.16) (flux chauds) et (3.17) (flux froids), où \mathbf{F}_{ip} et \mathbf{F}_{jp} sont respectivement les taux d'utilisation des flux chauds et froids. La plupart du temps, les températures d'entrée et de sortie des flux sont connues, car elles ont été calculées dans le problème maître. Dans ce cas, le taux d'utilisation des flux est identique à celui des unités qui les déclarent. Ceci est défini par l'équation (3.18), où le nom \mathbf{TS} désigne les flux de ce type.

Dans certains cas, la température de sortie des flux est inconnue et dépend de l'échange de chaleur possible au sein du réseau. C'est par exemple le cas des flux qui quittent le système, comme l'eau de refroidissement ou les gaz de combustion, pour lesquels sont connues les conditions limite qui sont définies par des contraintes d'inégalité.

La définition de la température de sortie des flux comme une variable du modèle d'intégration génère des équations non-linéaires. Pour maintenir une formulation linéaire, il est possible de discrétiser le profil température-enthalpie du flux en un nombre fini d'éléments, dont chacun présente une des températures de sortie candidates pour la valeur optimale. Les segments de flux sont regroupés dans un groupe $g \in S^{VQT}$, triés par température croissante (flux froids) ou décroissante (flux chauds). Le premier flux de la série ($ord(s, g) = 1$, éq. (3.19)) se comporte comme les flux à température de sortie fixe et son taux d'utilisation correspond à celui de l'unité qui le déclare. Le taux d'utilisation des flux suivants ($ord(s, g) = o, o > 1$) doit être inférieur ou égal à celui des flux précédents (éq. (3.20)). Par conséquent la valeur maximale du taux d'utilisation ne peut pas dépasser celle de l'unité qui déclare les flux et peut être annulée. Si le taux est annulé pour un segment, il le sera également pour les suivants. Ainsi, la charge du flux correspond à la somme des charges des segments dont le taux d'utilisation est non-nul et la température de sortie du flux peut être déduite à partir de la charge et de son $\dot{M}c_{p_s}$, comme montré par l'équation (3.21).

$$T_s^{out} = \begin{cases} T_s^{in} - \frac{\dot{Q}_s^H}{\dot{M}c_{p_s}} & s \in HSI_p \\ \frac{\dot{Q}_s^H}{\dot{M}c_{p_s}} - T_s^{in} & s \in CSI_p \end{cases} \quad (3.21)$$

Dans certains cas, le calcul de la température est réalisé pour des flux internes au système, par exemple pour le calcul de la température optimale de préchauffe de l'air de combustion. Dans ce cas, il est nécessaire de prendre en compte la température dans les bilans de chaleur de l'unité, comme par exemple dans le modèle de la combustion proposé par Maréchal et Kalitventzeff (1998b).

3.7.2 Estimation de la surface d'échange et du coût du réseau d'échangeurs

En principe, seule la synthèse complète du réseau permet de calculer la surface des échangeurs et d'estimer l'investissement correspondant. Linnhoff *et al.* (1982) ont cependant développé une approche qui permet d'estimer le coût du réseau d'échangeurs sur la base des résultats de calcul de la cascade thermique, sans devoir calculer le réseau d'échangeurs. Ahmad (1985) a démontré que l'approche surestime toujours le coût réel et présente une précision d'environ 30%.

Cette approche est très utile dans le contexte de la synthèse du système, car elle permet d'éviter la synthèse complète du réseau, tout en fournissant les données nécessaires pour le calcul de ses performances thermoéconomiques. Lors de la phase d'optimisation du système, on se limitera ainsi au calcul de la cascade thermique, afin de calculer le niveau d'intégration du système.

Pour estimer la surface globale d'échange d'un réseau d'échangeurs, on considère les courbes composées chaudes et froides obtenues par le calcul de la cascade thermique de la couche concernée. En supposant que les débits sont connus suite au calcul d'intégration, on calcule pour chaque couche les courbes composées chaudes et froides du système avec les températures réelles. On considère ensuite la courbe composée chaude comme un fluide à refroidir avec un profil température-enthalpie composé d'un ensemble de segments linéaires. En faisant la même chose pour les flux froids, on obtient un échangeur de chaleur équivalent (fig. 3.8), dans lequel chaque segment d'échange de chaleur vertical répond à la condition des c_p constants et dont la surface d'échange peut donc être calculée par la moyenne logarithmique des températures.

Pour calculer la surface d'échange, il est nécessaire d'échantillonner l'espace des températures en V intervalles verticaux, en prenant en compte toutes les températures réelles d'entrée et de sortie des flux.

La surface d'échange globale \mathbf{A}_e est calculée à l'aide de l'équation (3.22). \dot{Q}_v est la quantité de chaleur échangée dans l'intervalle v , U_v le coefficient

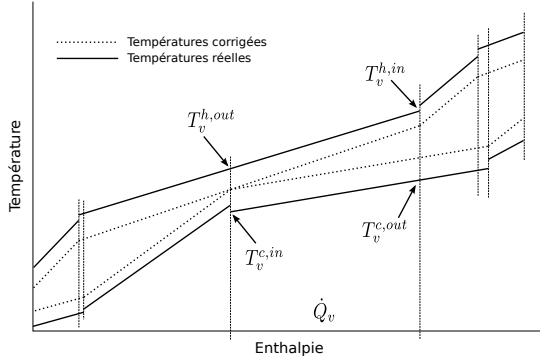


Fig. 3.8: Partitionnement de l'espace des températures en V intervalles verticaux.

de transfert global correspondant et ΔT_v^{lm} la moyenne logarithmique de la température.

$$\mathbf{A}_e = \sum_{v=1}^V \mathbf{A}_v = \sum_{v=1}^V \left(\frac{\dot{Q}_v}{U_v \cdot \Delta T_v^{lm}} \right) \quad (3.22)$$

ΔT_v^{lm} est calculé à l'aide de la relation (3.23).

$$\Delta T_v^{lm} = \frac{(T_v^{h,in} - T_v^{c,out}) - (T_v^{h,out} - T_v^{c,in})}{\ln \left(\frac{T_v^{h,in} - T_v^{c,out}}{T_v^{h,out} - T_v^{c,in}} \right)} \quad v = 1..V \quad (3.23)$$

Le coût C^{HX} d'un échangeur de chaleur peut être estimé en première approximation à partir de la surface d'échange \mathbf{A}_e à l'aide de la relation (2.4). Elle est établie par comparaison à un coût de référence C_{ref} et à une surface de référence A_{ref} et elle tient compte des conditions du marché.

Le calcul du coût du réseau à partir de la surface globale ne permet pas d'obtenir une bonne estimation. En effet, le coût d'un seul grand échangeur est nettement inférieur au coût réel du réseau, qui lui est constitué par plusieurs échangeurs.

En combinant les contributions d'échange au pincement et la théorie des graphes, Ahmad (1985) a montré que le nombre minimum d'échangeurs $N^{HX,min}$ nécessaires pour satisfaire les besoins du système peut être calculé à l'aide de la formulation (3.24). N^S est le nombre de flux du système. Le point de pincement z crée deux zones séparées qui interdisent l'échange de chaleur mutuel. Pour chaque flux N_z^{SP} qui traverse le point

de pincement z , il faudra prévoir deux échangeurs. Comme le système peut présenter N^{Pc} points de pincement, le calcul doit tenir compte du nombre de zones créées.

$$N^{HX,min} = N^S - 1 + \sum_{z=1}^{N^{Pc}} (N_z^S - 1) \quad (3.24)$$

Pour améliorer l'estimation du coût du réseau, Ahmad (1985); Linnhoff et Ahmad (1989) proposent de calculer une surface moyenne \bar{A} en divisant la surface globale du réseau par le nombre minimum d'échangeurs :

$$\bar{A} = \frac{A_e}{N^{HX,min}} \quad (3.25)$$

Le coût du réseau C^{HEN} peut être estimé ainsi :

$$C^{HEN} = N^{HX,min} \cdot \frac{I_t}{I_{ref}} \cdot C_{ref} \cdot \left(\frac{\bar{A}}{A_{ref}} \right)^\gamma \quad (3.26)$$

3.8 Intégration simultanée de réseaux de distribution de masse et d'échange de chaleur

L'approche de modélisation du problème d'intégration proposée dans ce travail, qui combine le concept des couches au principe des producteurs et consommateurs des unités, permet de traiter de nombreux problèmes où l'interaction entre les différents réseaux du système est importante. Grâce au calcul simultané de tous les réseaux, il est possible d'obtenir des solutions hautement intégrées, qui permettent d'augmenter sensiblement les performances du système.

On présente ici une version revisitée du modèle du cycle vapeur présenté initialement par Maréchal et Kalitventzeff (1999) et Bolliger *et al.* (2005). Ce modèle combine des bilans de matière et d'énergie et sa formulation était ajoutée à celle de la cascade thermique. On montre ici que grâce à la technique de modélisation il est possible de générer ce modèle de manière systématique et de bénéficier pleinement des caractéristiques des couches et de principe de fonctionnement des unités.

L'avantage de la présente implémentation est de permettre de reproduire ce modèle plusieurs fois dans le même système, ce qui n'était pas possible dans les cas de littérature cités. Ceci est très utile lors de l'étude de systèmes de grande taille, comme par exemple les sites industriels ou

les systèmes urbains. Dans ces systèmes on retrouve souvent plusieurs fois ces technologies, à des endroits différents.

3.8.1 Cycle vapeur

Dans des sites industriels, la production combinée de chaleur et d'électricité est souvent utilisée pour valoriser une source de chaleur à haute température, comme les gaz de combustion issus d'une chaudière. Les besoins en chaleur des unités de procédé se situent souvent à des températures relativement basses, autour des 200 °C, alors que les fumées sortent des chaudières à des températures élevées, supérieures à 800 °C.

Les générateurs de vapeur conventionnels permettent de produire de la vapeur à haute pression autour des 500-600 °C (50-100 bar). Cette vapeur peut être détendue dans des turbines avant d'être distribuée sur le site industriel pour satisfaire les besoins de chauffage.

Les niveaux de température (et de pression) de la vapeur à distribuer peuvent être déterminés en fonction des besoins en température des unités de procédé. Sur les sites industriels, la vapeur est distribuée à différents niveaux de pression, typiquement entre 5 et 30 bar, afin de satisfaire des besoins variés. Il est ainsi possible d'exploiter la détente entre la pression à la sortie du générateur de vapeur et les pressions de distribution. Pour optimiser le fonctionnement de ce cycle, il est nécessaire de déterminer les débits de vapeur à produire à chaque niveau de pression et à détendre dans les turbines afin de maximiser la quantité d'électricité produite. Il faut également déterminer le nombre de soutirages, leurs débits et leurs pressions, afin de procéder à la préchauffe de l'eau afin de maximiser le rendement du cycle.

Le principe de fonctionnement d'un cycle vapeur typique est illustré par exemple au chapitre 14 du livre Borel et Favrat (2005).

Modélisation mathématique

La figure 3.9 représente la superstructure du cycle vapeur selon le modèle proposé par Maréchal et Kalitventzeff (1999). La superstructure est générée automatiquement par un algorithme à partir de deux éléments de base : les collecteurs de vapeur et les collecteurs de condensat.

Les collecteurs de vapeur reçoivent la vapeur par différentes sources et la distribuent soit vers d'autres collecteurs qui se trouvent à des pressions inférieures, soit vers les turbines. Après expansion, la vapeur (ou le condensat) en sortie des turbines est rendu à un collecteur de vapeur, pour être résurchauffée, détendue dans une nouvelle turbine ou envoyée vers le collecteur de condensat. Enfin, le collecteur de condensat, qui se

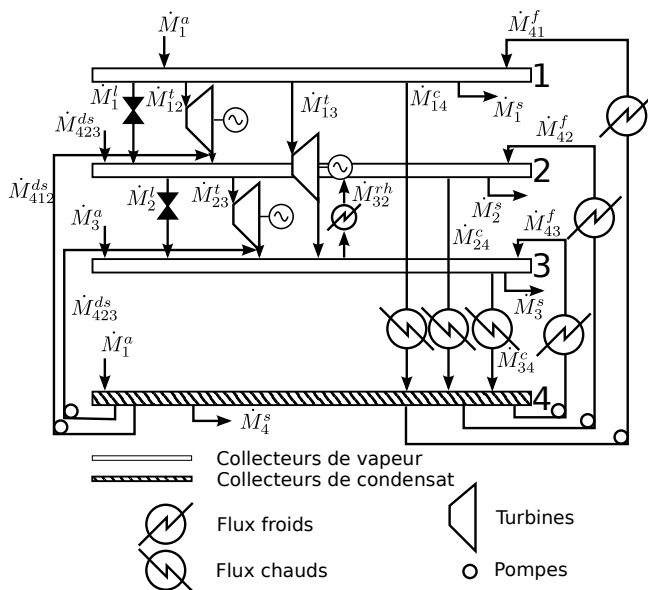


Fig. 3.9: Représentation schématique des interactions entre les trois éléments de base utilisés pour modéliser le cycle vapeur. Adapté à partir de Maréchal et Kalitventzeff (1999).

trouve à la pression la plus basse dans le cycle, collecte tout le condensat, le pressurise et le redistribue vers les différents collecteurs de vapeur. La distribution vers les collecteurs de vapeur requiert de la chaleur, afin de transformer le condensat en vapeur. De manière analogue, le retour du condensat vers le collecteur de condensat permet de récupérer de la chaleur.

La figure 3.9 représente schématiquement les interactions entre les différents collecteurs. Toutes les possibilités de transfert de vapeur ou condensat y sont représentées. La figure représente également les transferts de chaleur qui sont nécessaires pour produire la vapeur envoyée aux collecteurs de vapeur, la chaleur qui peut être récupérée par les retours de condensat et la chaleur nécessaire pour la resurchauffer.

Chaque collecteur est défini par son état thermodynamique : une pression, une température et éventuellement un titre vapeur, si le point se trouve sous la courbe de saturation. La figure 3.10 donne une idée de la position typique de ces points.

L'objectif de la modélisation du cycle vapeur est de déterminer la superstructure optimale du cycle de telle manière à maximiser la puissance

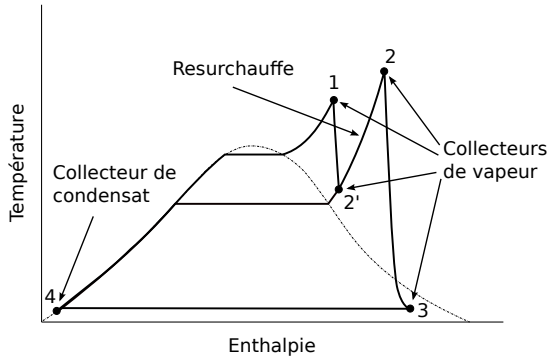


Fig. 3.10: Positionnement typique des collecteurs de vapeur et de condensat par rapport à courbe de saturation de l'eau.

mécanique produite par les turbines, sur la base de la chaleur disponible pour produire la vapeur. Cela revient à déterminer quels collecteurs utiliser, leur état thermodynamique et les différents débits transférés entre les éléments.

La configuration optimale de la superstructure du cycle dépend fortement du profil température-enthalpie des flux thermiques du système. Les débits de vapeur et de condensat distribués dans les différents collecteurs doit donc être calculé simultanément à la cascade thermique, afin de favoriser un haut niveau d'intégration.

La modélisation du cycle vapeur tel que défini dans la figure 3.9 présente de nombreux degrés de liberté, dont la pression et la température des collecteurs, les débits de matière transférée, la quantité de chaleur échangée par les flux et le choix des flux échangeant la chaleur au sein du cycle et avec les flux du reste du système. Le modèle ainsi défini est non-linéaire.

Maréchal et Kalitventzeff (1999) décident de le décomposer en fixant l'état thermodynamique des collecteurs, qui peut être déterminé par des règles heuristiques et par l'analyse du problème ou en définissant ces paramètres comme des variables de décision du problème maître de la synthèse globale du système. Le transfert de chaleur et la détermination des variables combinatoires liées au choix des flux échangeant de la chaleur est confié à la cascade thermique du système et la formulation du transfert de matière entre les collecteurs est défini, sous la forme d'équations linéaires, par les équations présentées dans les paragraphes suivants.

Le tableau 3.4 résume les variables associées au collecteurs de vapeur et le tableau 3.5 définit les variables associées au collecteurs de condensat.

Variable	Description relative au collecteur i
Entrées du collecteur i	
\dot{M}_i^e	Apport de vapeur depuis une source externe au cycle.
\dot{M}_{ji}^{t*}	Vapeur détendue dans une turbine depuis le collecteur j .
\dot{M}_{ki}^c	Vapeur provenant du collecteur de condensat k .
\dot{M}_{i-1}^i	Vapeur injectée depuis le collecteur de vapeur supérieur.
\dot{M}_{ji}^{rh}	Valeur provenant de la resurchauffe de la vapeur depuis le collecteur j .
Sorties du collecteur i	
\dot{M}_{ij}^c	Vapeur détendue vers le collecteur de vapeur j .
\dot{M}_{ik}^c	Vapeur dirigée vers le collecteur de condensat k .
\dot{M}_i^s	Alimentation d'un consommateur externe au cycle.
\dot{M}_i^i	Injection de vapeur vers le collecteur de vapeur inférieur.
\dot{M}_{ij}^{rh}	Résurchauffe de la vapeur vers le collecteur j .

Tab. 3.4: Variables associées aux collecteurs de vapeur.

Variable	Description relative au collecteur k
Entrées du collecteur k	
\dot{M}_k^e	Apport de vapeur depuis une source externe au cycle.
\dot{M}_{ik}^c	Vapeur ou condensat en provenance du collecteur de vapeur i .
\dot{M}_{jk}^c	Vapeur distribuée par le collecteur de condensat j .
\dot{M}_{k-1}^c	Condensat provenant du collecteur de condensat supérieur.
Sorties du collecteur k	
\dot{M}_{ki}^c	Vapeur distribuée au collecteur de vapeur i .
\dot{M}_{kj}^{dis}	Eau injectée à la sortie de la turbine située entre les collecteurs i et j .
\dot{M}_k^s	Alimentation d'un consommateur externe au cycle.

Tab. 3.5: Variables associées aux collecteurs de condensat.

La puissance mécanique totale du cycle $\dot{\mathbf{E}}$ (éq. (3.27)) est égale à la somme de la puissance produite par les turbines $\dot{\mathbf{E}}^T$, moins celle consommée par les pompes $\dot{\mathbf{E}}^K$. N^T est le nombre de turbines et N^K est le nombre de pompes.

$$\dot{\mathbf{E}} = \dot{\mathbf{E}}^T - \dot{\mathbf{E}}^K = \sum_{t=1}^{N^T} \dot{\mathbf{E}}_t^T - \sum_{k=1}^{N^K} \dot{\mathbf{E}}_k^K \quad (3.27)$$

Les turbines sont définies entre les collecteurs de vapeur i et j , si le collecteur j se trouve à une pression (et une température) inférieure à celle du collecteur i . La puissance mécanique produite par chaque turbine est définie par l'équation (3.28). L'enthalpie $h_{ij}^{T,s}$ est obtenue en calculant la détente isenthalpe depuis le collecteur i jusqu'à la pression du collecteur

j . η_i^T est l'efficacité de la turbine. N^{sh} est le nombre de collecteurs de vapeur, triés en ordre décroissant de pression.

$$\left. \begin{aligned} \dot{\mathbf{E}}_{ij}^T &= \dot{\mathbf{M}}_{ij}^t \cdot \dot{e}_{ij}^T \\ \dot{e}_{ij}^T &= h_i - h_{ij}^T \\ h_{ij}^T &= h_i - \eta_i^T (h_i - h_{ij}^{Ts}(P_j, s(P_i, h_i))) \end{aligned} \right\} \begin{aligned} i &= 1..N^{sh} - 1 \\ j &= i + 1..N^{sh} \end{aligned} \quad (3.28)$$

De manière analogue, il est possible de calculer la puissance des pompes traversées par les flux de vapeur $\dot{\mathbf{M}}^f$ et les flux d'eau froide $\dot{\mathbf{M}}^{ds}$ qui alimentent les collecteurs de vapeur. Dans l'équation (3.29) elles sont représentées par la variable $\dot{\mathbf{M}}_{ki}$; N^K est le nombre de pompes installées et η^K est leur efficacité isentrope.

$$\left. \begin{aligned} \dot{\mathbf{E}}_{ki}^K &= \dot{\mathbf{M}}_{ki} \cdot \dot{e}_{ki}^K \\ \dot{e}_{ki}^K &= h_{ki}^K - h_k \\ h_{ki}^K &= \frac{1}{\eta^K} (h_{ki}^{Ks}(P_i, s(P_k, h_k)) - h_k) + h_k \end{aligned} \right\} \begin{aligned} k &= 1..N^{ch} \\ i &= 1..N^{sh} \end{aligned} \quad (3.29)$$

Il arrive souvent que l'état thermodynamique à la sortie de la turbine h_{ij}^T ne corresponde pas à celui du collecteur dans lequel la vapeur est détendue. Comme l'état thermodynamique des collecteurs est fixé, pour satisfaire les bilans de matière et d'énergie il est nécessaire de ramener l'état de sortie de la turbine à celui du collecteur par un appoint d'eau froide ou de vapeur chaude, selon que l'état de sortie de la turbine se trouve à une enthalpie supérieure ou inférieure à celle du collecteur.

Si l'état de sortie de la turbine présente une enthalpie supérieure à celle du collecteur de destination, on injecte de l'eau froide pompée depuis un collecteur de condensat. De manière analogue, si l'état de sortie de la turbine se trouve à une enthalpie inférieure à celle du collecteur, on injectera de la vapeur chaude détendue dans une vanne isenthalpe à partir du collecteur d'entrée de la turbine. Ceci correspond à un by-pass de la turbine, qui permettra de réchauffer le flux de sortie. Cette stratégie de modélisation présente des correspondances avec les installations réelles. En effet, des mécanismes de régulation font souvent appel à des injections de vapeur ou d'eau froide afin de stabiliser le cycle.

Le débit $\dot{\mathbf{M}}_{ji}^{t*}$ injecté dans le collecteur de destination ne correspond donc pas toujours au débit qui est détendu dans la turbine $\dot{\mathbf{M}}_{ij}^t$. Leur relation est définie dans l'équation (3.30).

$$\dot{M}_{ji}^{t*} = \begin{cases} \dot{M}_{ij}^t & \text{si } h_i - e_{ij}^T = h_j \\ \dot{M}_{ij}^t + \frac{h_{ij}^{Ts} - h_j}{h_j - h_k} \dot{M}_{ij}^t & \text{si } h_i - e_{ij}^T > h_j \\ \dot{M}_{ij}^t + \frac{h_j - h_{ij}^{Ts}}{h_i - h_j} \dot{M}_{ij}^t & \text{si } h_i - e_{ij}^T < h_j \end{cases} \begin{matrix} i = 1..N^{sh} - 1, \\ j = i + 1..N^{sh}, \\ k = N^{ch} \end{matrix} \quad (3.30)$$

Le même mécanisme est appliqué pour compenser la différence d'état thermodynamique entre les injections externes \dot{M}^a par les flux \dot{M}^f et \dot{M}^l .

Le bilan des collecteurs de vapeur est exprimé par l'équation (3.31). Ce bilan est un bilan de masse, mais fait également office de bilan d'énergie, puisque l'état thermodynamique des collecteurs est fixé.

$$\begin{aligned} 0 = & \dot{M}_i^a + \sum_{j=1}^{i-1} \dot{M}_{ji}^{t*} + \sum_{k=1}^{N^{ch}} \dot{M}_{ki}^f + \dot{M}_{i-1}^l + \sum_{j=i+1}^{N^{sh}} \dot{M}_{ji}^{rh} \\ & - \sum_{j=i+1}^{N^{sh}} \dot{M}_{ij}^t - \sum_{k=1}^{N^{ch}} \dot{M}_{ik}^c - \dot{M}_i^s - \dot{M}_i^l - \sum_{j=1}^{i+1} \dot{M}_{ij}^{rh} \\ & i = 1..N^{sh} \end{aligned} \quad (3.31)$$

Le bilan des collecteurs de condensat est établi par l'équation (3.32). Le débit d'injection à la sortie des turbines vaut $\dot{M}_{kji}^{ds} = \frac{h_{ij}^{Ts} - h_j}{h_j - h_k} \dot{M}_{ij}^t$.

$$\begin{aligned} 0 = & \dot{M}_k^a + \sum_{i=1}^{N^{sh}} \dot{M}_{ik}^c + \sum_{j=1}^{k-1} \dot{M}_{jk}^f + \dot{M}_{k-1}^r \\ & - \sum_{i=1}^{N^{sh}} \dot{M}_{ki}^f - \sum_{i=1}^{N^{sh}-1} \sum_{j=i+1}^{N^{sh}} \dot{M}_{kji}^{ds} - \dot{M}_k^s \\ & k = 1..N^{ch} \end{aligned} \quad (3.32)$$

Définition du modèle par la méthode proposée

Les collecteurs de vapeur et de condensat se comportent exactement comme des réseaux de transfert de flux. Ainsi, il est possible d'associer une couche liée à ce type de réseau pour chaque collecteur. Les bilans de masse (3.31) et (3.32) seront ainsi automatiquement résolus.

Les bilans de chaleur liés aux flux \dot{M}^f , \dot{M}^c et \dot{M}^{rh} sont confiés à la cascade thermique du problème d'intégration, comme déjà proposé par Maréchal et Kalitventzeff (1999). Avec la méthode proposée dans ce travail, il est également possible de définir plusieurs cascades thermiques.

Dans ce cas, il est possible de définir plusieurs cycles vapeurs indépendants, en associant les flux thermiques aux différentes cascades.

La détente dans les turbines, le pompage et la resurchauffe sont ici considérés comme des opérations physiques unitaires, auxquelles on associe à chacune une unité d'intégration. Ainsi, chaque opération hérite des deux variables \mathbf{F}_u et \mathbf{Y}_u , qui permettent de déterminer le taux d'utilisation et l'existence de l'opération. Ces unités déclarent leur contributions aux différentes couches. Cela revient à définir les flux qui alimentent les différents collecteurs et ceux qui sont inclus dans la couche du réseau d'échange de chaleur.

Par exemple, pour le cas de la détente, on définit le flux $\dot{\mathbf{M}}^t$ et selon le cas, le flux $\dot{\mathbf{M}}^{ds}$ ou $\dot{\mathbf{M}}_{i-1}^1$. Puisque l'état thermodynamique des deux collecteurs concernés par la détente est connu, il est possible de déterminer à l'avance si la turbine requiert un appoint par le collecteur de condensat ou par le by-pass. La puissance produite par la turbine sera mise à contribution de la couche d'indicateurs de performance qui calcule la puissance totale produite ou consommée par le système. Les caractéristiques techniques de la turbine (son efficacité, par exemple) ne font pas partie du problème d'intégration et ne sont exprimées que dans le modèle de l'opération physique unitaire. Cela permet de définir un modèle de la turbine aussi détaillé que nécessaire, qui sera géré au niveau du problème maître du modèle du système.

Pour le pompage, la resurchauffe et toutes les autres opérations physiques unitaires du cycle vapeur l'approche est analogue. Ainsi, le problème d'intégration se limite à des bilans de masse et d'énergie, exprimés par les modèles des couches. Cette approche peut être utilisée pour définir systématiquement d'autres types de cycles thermodynamiques complexes, comme par exemple les cycles organiques de Rankine ou les pompes à chaleur multi-étagées. L'optimisation du problème d'intégration permet d'obtenir la configuration optimale de ces cycles dans un temps extrêmement réduit, grâce à la robustesse de la formulation du problème.

3.9 Régimes multipériodes

Les méthodes d'intégration ont initialement été développées pour synthétiser des réseaux pour des procédés opérant en régime stationnaire. Toutefois, tous les procédés présentent des phases d'opération qui ont des caractéristiques opératoires qui s'écartent du régime nominal. Les phases de démarrage et d'arrêt, ainsi que les périodes de maintenance en sont des exemples.

Dans d'autres cas, le régime opératoire nominal présente des variations plus ou moins aléatoires, où la charge des flux ou leur température peut fluctuer de manière plus ou moins importante.

La définition du problème d'intégration pour calculer les connexions entre les unités du système pour le régime nominal peut conduire à des solutions qui ne sont pas en mesure de satisfaire les besoins du système dans toutes les situations. L'estimation des coûts des réseaux fournis par le modèle d'intégration est faussée, car elle ne tient pas compte des pics de demande, qui requièrent des capacités de transfert et d'échange plus importantes.

Pour assurer un fonctionnement optimal des réseaux, il est nécessaire d'inclure les variations de régime dans le processus de synthèse. Pour ce faire, on constitue un problème multipériodes, où chaque période représente, dans la durée et dans le régime d'opération, les différents états du régime du système.

3.9.1 Caractérisation des périodes

Il existent plusieurs types de problèmes multipériodes, selon la nature des systèmes étudiés. Tous peuvent être représentés par l'assemblage des éléments de base représentés par la figure 3.11.

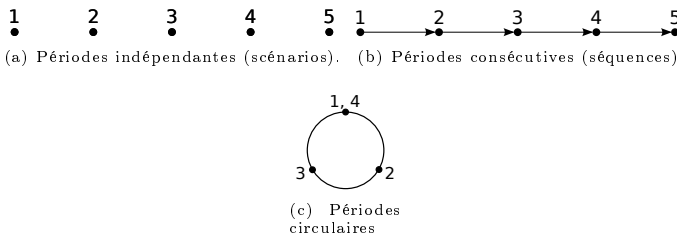


Fig. 3.11: Éléments de base pour la caractérisation des périodes.

La figure 3.11(a) représente le cas où les différentes périodes n'ont aucun lien dans le temps. Ce type de problème permet de représenter des situations telles que les variations de régime ou des problèmes basés sur des scénarios, où les périodes sont choisies pour représenter par exemple l'ensemble des états dans lesquels le système sera appelé à fonctionner. Ce type de problème peut être résolu avec les modèles d'intégration proposés dans les sections précédentes.

La figure 3.11(b) représente un système où les périodes ont une relation avec celles qui les précèdent. Dans ce cas, l'état actuel du système dépend

de ce qui s'est passé dans les périodes précédentes. Ce type de modélisation mathématique des périodes permet d'étudier des systèmes où le régime de fonctionnement est basé sur le *scheduling*, comme par exemple les procédés batch. Grâce à ce modèle, on peut étudier par exemple les phases de démarrage et d'arrêt des équipements. Cette représentation permet également d'inclure la modélisation des cuves de stockage et des tampons.

La figure 3.11(c) représente un dernier type de modèle pour la gestion des périodes. Ici les périodes sont consécutives, et une contrainte d'égalité lie les régimes de la première et la dernière période. De manière générale, ce modèle, appelé cyclique, permet de reproduire le comportement de systèmes ayant un fonctionnement périodique. On l'utilise par exemple pour observer le fonctionnement d'un système pendant une journée, en admettant qu'à la fin de la période d'observation le système se trouvera dans le même état qu'au début. Ceci permet de comparer l'observation de deux journées d'opération différentes, sachant que les bilans de masse et d'énergie auront été bouclés.

Les trois modèles définis dans la figure 3.11 peuvent être combinés pour donner lieu à des scénarios plus complexes, comme celui représenté par la figure 3.12(a). Dans ce cas, on assemble des périodes consécutives avec des périodes circulaires à des niveaux de profondeur différents. Ce type de scénario pourrait par exemple représenter l'étude de plusieurs jours d'opération consécutifs (périodes consécutives) pour lesquels on aura défini des bilans circulaires pour un certain nombre d'heures représentatives (premier niveau de périodes circulaires). Le deuxième niveau circulaire représente par exemple l'étude détaillée de quelques événements critiques survenus pendant une heure représentative.

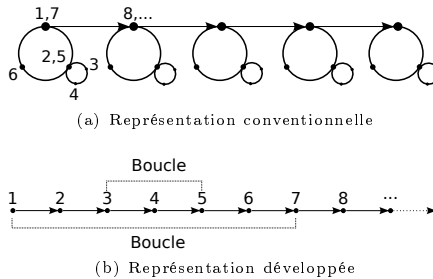


Fig. 3.12: Combinaison de plusieurs modèles de traitement des périodes pour donner lieu à un scénario complexe.

L'adaptation des modèles d'intégration pour permettre l'étude de scénarios multipériodes complexes est relativement aisée. Tout d'abord, il

faut déployer les boucles circulaires pour obtenir un profil qui ne soit constitué que par les éléments représentés par les figures 3.11(a) et 3.11(b). Pour ce faire, on numérote les périodes en suivant leur ordre, comme montré par la figure 3.12. Ceci permet de définir une séquence de périodes identique à celle utilisée dans les modèles d'intégration multipériode, représentée par la figure 3.12(b).

Ensuite, on ajoute aux différents modèles d'intégration des contraintes qui expriment le comportement des différents types de périodes. Pour les périodes consécutives on exprime les relations entre période actuelle et périodes précédentes. Pour les périodes circulaires on ajoute également des relations entre la première et la dernière période de la boucle.

Les contraintes ne concernent pas tellement les modèles d'intégration, mais plutôt le comportement des unités qui définissent les flux. Par exemple, il est possible de forcer l'utilisation d'une unité à un nombre minimum de périodes consécutives, afin de limiter le nombre de démarrages et d'arrêts. Les périodes consécutives permettent également d'exprimer la disponibilité limitée d'une ressource. Une fois consommée, elle ne sera plus disponible.

Le grand intérêt des contraintes reste toutefois celui de permettre la simulation du stockage de chaleur et de ressources. Grâce aux périodes circulaires il est possible de contrôler le niveau des réservoirs tout en bouclant les bilans de masse et d'énergie. Sans les périodes circulaires, il serait nécessaire de définir le niveau de remplissage à la première et à la dernière période.

3.9.2 Stockage des ressources

Les unités de stockage permettent de déphaser la production de la consommation. Dans certaines situations, ceci permet d'éviter l'utilisation ponctuelle des utilitaires, que ce soit pour évacuer ou pour fournir de la matière ou de l'énergie, grâce au stockage préalable. Les réservoirs apportent un effet tampon, qui permet de stabiliser le régime opératoire des utilitaires quelle que soit la fluctuation du régime des unités de procédé. Par conséquent, il est possible de dimensionner les utilitaires pour répondre à des besoins moyens plutôt que pour répondre aux besoins de pointe. Les utilitaires ainsi dimensionnés ont une taille plus petite et opèrent à des régimes plus proches des conditions nominales et présentent de meilleures efficacités.

Les réseaux de distribution sont également plus simples. Un ensemble de réservoirs bien conçu permet de distribuer la matière et surtout l'énergie par l'intermédiaire de fluides de transfert, en minimisant ainsi les

connexions directes entre unités. Il en résulte un réseau plus flexible et plus facile à gérer.

Réservoirs de matière

Un réservoir permettant de stocker une matière est représenté à la figure 3.13. Son volume est égal à $V = L \cdot W \cdot H$, qui est un paramètre d'entrée du problème, afin de maintenir la linéarité de la formulation. Bien entendu, le volume peut être optimisé au sein du problème maître. Le niveau du réservoir l_p à la période p dépend de l'apport \dot{M}_p^{in} et de la consommation \dot{M}_p^{out} , ainsi que de son volume massique v , du niveau durant la période précédente et de la durée de la période t_p (éq. (3.33)).

$$l_p = l_{p-1} + \frac{(\dot{M}_p^{\text{in}} - \dot{M}_p^{\text{out}}) \cdot v \cdot t_p}{L \cdot W} \quad (3.33)$$

$$l_p \geq 0$$

$$l_p \leq H \quad p = 1 \dots P$$

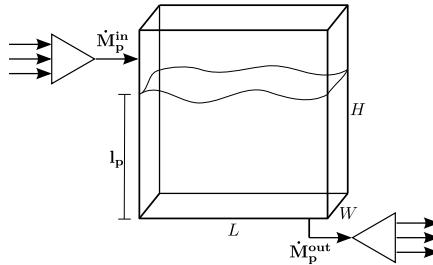


Fig. 3.13: Représentation d'un réservoir pour le stockage d'une matière.

Réservoir de chaleur

Les réservoirs de chaleur permettent de stocker de la chaleur pour la restituer plus tard, lorsqu'elle est nécessaire. Il existe deux types de réservoirs, représentés par les figures 3.14 et 3.15. Le premier type est toujours plein et le transfert de chaleur se fait par échange. Le deuxième type a un niveau variable et présente un fonctionnement similaire à celui du réservoir de masse, auquel on ajoute un bilan d'énergie pour tenir compte des quantités de chaleur transférées.

Dans les deux cas, il faut veiller à ce que la quantité de chaleur apportée au réservoir soit délivrée à une température supérieure à celle du réservoir.

De manière analogue, le réservoir doit être plus chaud que les flux qu'il alimente.

Transfert par échange Le réservoir transférant de la chaleur par échange est représenté dans la figure 3.14. Le niveau l_p du réservoir est constant et correspond à la hauteur H .

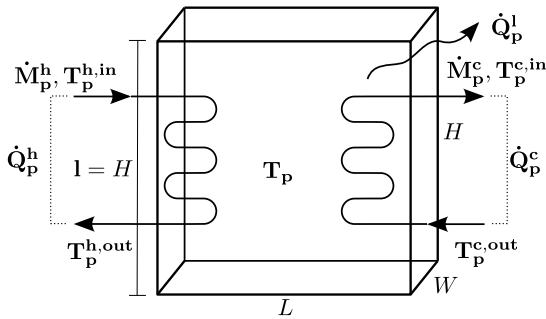


Fig. 3.14: Représentation d'un réservoir pour le stockage de la chaleur. Transmission par échange.

Le bilan de chaleur ΔQ_p du réservoir est défini par l'équation (3.34). Ce bilan dépend de l'apport et de la consommation de chaleur, ainsi que des pertes \dot{Q}_p^l . Le coefficient de pertes k dépend du volume du réservoir ainsi que des matériaux d'isolation. T^a est la température ambiante. La relation qui définit les pertes est linéarisée pour maintenir la compatibilité avec le modèle d'intégration, bien que dans la réalité cette relation soit non-linéaire.

Le changement de température dans le réservoir dépend de la capacité thermique du contenu. On admet ici que le réservoir est rempli de liquide ayant une chaleur spécifique c_p . t_p est la durée de la période p .

$$\begin{aligned}
 \Delta Q_p &= (\dot{Q}_p^h - \dot{Q}_p^c - \dot{Q}_p^l) \cdot t_p & (3.34) \\
 \dot{Q}_p^h &= \dot{M}_p^h \cdot (h_p^{h,in} - h_p^{h,out}) \\
 \dot{Q}_p^c &= \dot{M}_p^c \cdot (h_p^{c,out} - h_p^{c,in}) \\
 \dot{Q}_p^l &= k \cdot (T_p - T_p^a) \\
 T_p &= T_{p-1} + \frac{\Delta Q_p \cdot v}{L \cdot W \cdot H \cdot c_p} \\
 T_p^{h,out} &> T_p \\
 T_p^{c,in} &< T_p \\
 p &= 1..P
 \end{aligned}$$

Transfert par mélange La figure 3.15 représente un réservoir de chaleur à niveau variable. Le transfert de chaleur se fait par mélange du fluide d'alimentation. Le comportement du réservoir est exprimé par les relations de l'équation (3.35).

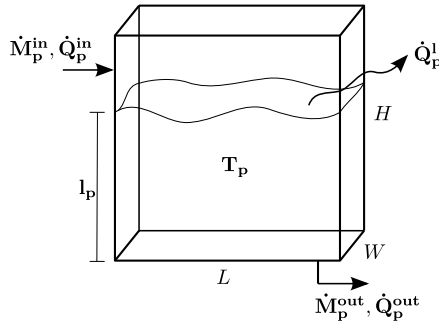


Fig. 3.15: Représentation d'un réservoir pour le stockage de la chaleur. Transmission par mélange.

Le bilan de masse est identique à celui du réservoir de masse. Le bilan de chaleur a dû être linéarisé pour être introduit dans la cascade thermique. La chaleur reçue par le réservoir est calculée en tenant compte de la différence de température entre le flux d'alimentation et la température du réservoir à la fin de la période précédente. Toutefois, on contraint la température d'alimentation à être supérieure ou égale à la température du réservoir à la fin de période actuelle.

La chaleur délivrée par le réservoir dépend de la température de sortie T_p^{out} du flux quittant le réservoir. Cette température est a priori inconnue, car elle dépend des conditions opératoires du système auquel le réservoir

fournit la chaleur. Elle sera déterminée par optimisation. Pour que le transfert de chaleur soit correct, on contraint la température de sortie à être inférieure à celle du réservoir.

La température du réservoir à la fin de la période p est calculée en tenant compte du niveau actuel. Il s'agit d'une équation non-linéaire, car le niveau est également une variable du problème. Il est toutefois possible de contourner ce problème en appliquant une discrétisation du niveau \mathbf{l}_p et par conséquent de la quantité de chaleur du réservoir. La technique est similaire à celle utilisée pour décrire le comportement des flux de chaleur à température de sortie variable.

$$\begin{aligned}
 \mathbf{l}_p &= \mathbf{l}_{p-1} + \frac{(\dot{\mathbf{M}}_p^{\text{in}} - \dot{\mathbf{M}}_p^{\text{out}}) \cdot v \cdot t_p}{L \cdot W} & (3.35) \\
 \Delta \mathbf{Q}_p &= (\dot{\mathbf{Q}}_p^{\text{in}} - \dot{\mathbf{Q}}_p^{\text{out}} - \dot{\mathbf{Q}}_p^1) \cdot t_p \\
 \dot{\mathbf{Q}}_p^{\text{in}} &= \dot{\mathbf{M}}_p^{\text{in}} \cdot c_p \cdot (T_p^{\text{in}} - T_{p-1}) \\
 \dot{\mathbf{Q}}_p^{\text{out}} &= \dot{\mathbf{M}}_p^{\text{out}} \cdot c_p \cdot (T_{p-1} - T_p^{\text{out}}) \\
 \dot{\mathbf{Q}}_p^1 &= k \cdot (\mathbf{T}_p - T_p^a) \\
 \mathbf{T}_p &= \mathbf{T}_{p-1} + \frac{\Delta \mathbf{Q}_p \cdot v_s}{\mathbf{l}_p \cdot W \cdot H \cdot c_{p,s}} \\
 T_p^{\text{in}} &\geq \mathbf{T}_p \quad T_p^{\text{out}} < \mathbf{T}_{p-1} \quad 0 \leq \mathbf{l}_p \leq H \quad p = 1..P
 \end{aligned}$$

3.10 Calcul du ΔT^{min} optimal

Le $\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}$ revêt une importance fondamentale dans la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur. Le choix de sa valeur a une influence directe sur le potentiel de récupération d'énergie du réseau et en même temps sur la surface des échangeurs. Dans le modèle de la cascade thermique, le $\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}$ est défini comme un paramètre d'entrée du modèle, afin de maintenir la linéarité de la formulation. Toutefois, il est important de le définir comme une variable de décision au niveau du problème maître, afin d'identifier sa valeur optimale, qui représente le meilleur compromis entre la récupération d'énergie et l'investissement dans les conditions propres au système global.

Pour obtenir le résultat optimal, il est à priori nécessaire d'optimiser individuellement les $\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}$ de tous les flux s intervenant dans la cascade thermique. Toutefois, la valeur du $\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}$ n'a une réelle influence sur le coût du réseau et sur la récupération d'énergie que si le flux associé traverse ou définit un point de pincement. Pour les autres flux, cette valeur n'aura aucune influence.

Le problème d'optimisation global de la synthèse du système présentera ainsi des variables de décision qui n'ont aucune influence sur les fonctions objectif, car elles n'interviennent que sur des contraintes d'inégalité inactives. Pour ces variables, il existe une infinité de solutions et l'algorithme d'optimisation sera mis en difficulté dans son travail de recherche de la solution optimale du problème. Il s'agit d'une situation difficile, qui risque de limiter, voire annuler, l'efficacité de l'algorithme d'optimisation.

Au vu de ces considérations, il faut se poser la question de savoir si l'optimisation du $\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}$ est envisageable, surtout lorsque le nombre de flux est important. L'objectif de ce paragraphe est de développer une formule rationnelle qui permet de lier la valeur du $\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}$ avec le coefficient de transfert de chaleur α des flux en tenant compte de la non-linéarité des coûts d'investissement des échangeurs.

Le coût total annuel du système $\mathbf{C}^{\mathbf{T}\mathbf{Y}}$ est défini par la relation (3.36). Ce calcul tient compte du coût d'investissement annualisé des échangeurs de chaleur et des unités du système, ainsi que du coût opératoire annuel. τ est le facteur d'annualisation (éq. (2.2)), c_u^O est le coût opératoire nominal de l'unité u . Il est à noter que la surface des échangeurs \mathbf{A}_e et le taux d'utilisation \mathbf{F}_u des unités dépendent de $\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}$.

$$\begin{aligned} \mathbf{C}^{\mathbf{T}\mathbf{Y}} &= \tau \cdot \mathbf{C}^{\mathbf{I}} + \mathbf{C}^{\mathbf{O}} & (3.36) \\ &= \tau \cdot \left(\sum_{u \in U} \mathbf{C}_u^{\mathbf{I}} + \sum_{e \in HX_l} C_{ref} \cdot \left(\frac{\mathbf{A}_e(\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2})}{A_{ref}} \right)^\gamma \right) \\ &\quad + \sum_{p \in P} \sum_{u \in U} c_u^O \cdot \mathbf{F}_{up}(\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}) \cdot t_p \quad \forall s \in S \end{aligned}$$

La valeur optimale du $\Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}$ est obtenue lorsque $\frac{\partial \mathbf{C}^{\mathbf{T}\mathbf{Y}}}{\partial \Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}} = 0$ et $\frac{\partial^2 \mathbf{C}^{\mathbf{T}\mathbf{Y}}}{\partial^2 \Delta \mathbf{T}_s^{\min/2}} > 0$ pour tous les flux s .

3.10.1 Régime stationnaire

On considère tout d'abord une situation simple où deux flux échangent une quantité $\dot{\mathbf{Q}}$ de chaleur et deux utilitaires apportent et évacuent la quantité de chaleur nécessaire pour satisfaire le bilan d'énergie. Le régime est stationnaire et est opéré durant une période de temps t_y . La figure 3.16 représente les conditions opératoires de l'échangeur de récupération.

La quantité de chaleur récupérée $\dot{\mathbf{Q}}$, apportée par l'utilitaire chaud $\dot{\mathbf{Q}}_{hu}$ et évacuée par l'utilitaire froid $\dot{\mathbf{Q}}_{cu}$ sont calculées à l'aide de la relation (3.37).

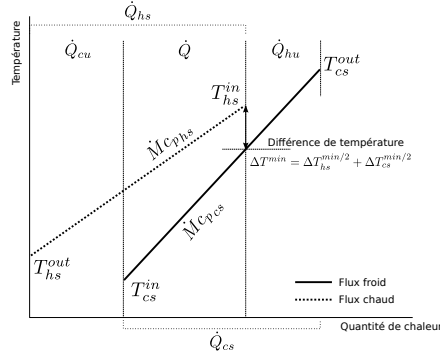


Fig. 3.16: Quantité de chaleur récupérée \dot{Q} en fonction du ΔT^{\min} .

$$\dot{Q} = \begin{cases} \min\{\dot{Q}_{hs}, \dot{Q}_{cs}\} & \text{si changement de phase} \\ \dot{M}c_{p_{hs}}(T_{hs}^{in} - (T_{cs}^{in} + \Delta T^{\min})) & \text{si } \dot{M}c_{p_{hs}} \leq \dot{M}c_{p_{cs}} \\ \dot{M}c_{p_{hs}}(T_{cs}^{out} + \Delta T^{\min} - T_{hs}^{out}) & \text{sinon} \end{cases}$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{hs} &= \dot{M}c_{p_h}(T_{hs}^{in} - T_{hs}^{out}) \\ \dot{Q}_{cs} &= \dot{M}c_{p_c}(T_{cs}^{out} - T_{cs}^{in}) \\ \dot{Q}_{hu} &= \dot{Q}_{hs} - \dot{Q} \\ \dot{Q}_{cu} &= \dot{Q}_{cs} - \dot{Q} \\ \Delta T^{\min} &= \Delta T_{hs}^{\min/2} + \Delta T_{cs}^{\min/2} \end{aligned} \quad (3.37)$$

La surface de l'échangeur de chaleur de récupération est calculée à l'aide de la relation (3.38), où U_{glob} est le coefficient de transfert global de l'échangeur. On admet ici que les deux flux ont le même coefficient de transfert α_s et, par conséquent, la même valeur de $\Delta T_s^{\min/2}$.

ΔT^{lm} pourrait être calculé explicitement, mais il est préférable de considérer une relation directe entre cette valeur et la valeur du ΔT^{\min} . On admet que $\Delta T^{\text{lm}} = \sigma \cdot \Delta T^{\min}$ où σ ne dépend que des températures d'entrée et de sortie des flux. Si les deux flux ont le même $\dot{M}c_p$, alors $\sigma = 1$.

$$\mathbf{A} = \frac{\dot{Q}}{U_{glob} \cdot \Delta T^{\text{lm}}} = \frac{2 \cdot \dot{Q}}{\alpha_s \cdot \sigma \cdot \Delta T^{\min}} = \frac{\dot{Q}}{\alpha_s \cdot \sigma \cdot \Delta T_s^{\min/2}} \quad (3.38)$$

Le coût total annuel correspondant à la situation de la figure 3.16 est défini par l'équation (3.39).

$$\begin{aligned}
\mathbf{C}^{\text{TY}} &= \tau \cdot \left(\sum_{u \in U} \mathbf{C}_u^{\text{I}} + C_{ref} \cdot \left(\frac{\mathbf{A}(\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2})}{A_{ref}} \right)^\gamma \right) \\
&\quad + t_y \cdot \left(c_{hu}^O \cdot \dot{\mathbf{Q}}_{hu}(\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}) + c_{cu}^O \cdot \dot{\mathbf{Q}}_{cu}(\Delta \mathbf{T}_s^{\text{min}/2}) \right) \\
&= \tau \cdot \left(\sum_{u \in U} \mathbf{C}_u^{\text{I}} + C_{ref} \cdot \left(\frac{\dot{M}c_{p_{hs}} \cdot (T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2})}{A_{ref} \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2} \cdot \sigma \cdot \alpha_s} \right) \right) \\
&\quad - t_y \cdot c_{cu}^O \cdot \left(\dot{M}c_{p_{cs}} \cdot (T_{cs}^{\text{in}} - T_{cs}^{\text{out}}) \right) \\
&\quad + t_y \cdot \dot{M}c_{p_{hs}} \cdot \left(T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2} \right) \\
&\quad - t_y \cdot c_{hu}^O \cdot \left(\dot{M}c_{p_{hs}} \cdot (T_{hs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{out}}) \right) \\
&\quad - t_y \cdot \dot{M}c_{p_{hs}} \cdot \left(T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2} \right)
\end{aligned} \tag{3.39}$$

La dérivée partielle du coût total par rapport à $\Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2}$ est définie par l'équation (3.40).

$$\begin{aligned}
\frac{\partial \mathbf{C}^{\text{TY}}}{\partial \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2}} &= t_y \cdot \left(2 \cdot c_{cu}^O \cdot \dot{M}c_{p_{hs}} + 2 \cdot c_{hu}^O \cdot \dot{M}c_{p_{hs}} \right) \\
&\quad - \frac{\tau \cdot C_{ref} \cdot \gamma \cdot \left(\dot{M}c_{p_{hs}} \cdot (T_{hs}^{\text{in}} - T_{cs}^{\text{in}}) \right)}{A_{ref} \cdot (\Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2})^2 \cdot \sigma \cdot \alpha_s} \\
&\quad \cdot \left(\frac{\dot{M}c_{p_{hs}} \cdot (T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2})}{A_{ref} \cdot \Delta \mathbf{T}_{hs}^{\text{min}/2} \cdot \sigma \cdot \alpha_s} \right)^\gamma
\end{aligned} \tag{3.40}$$

Afin de déduire la valeur optimale de $\Delta T_s^{\text{min}/2}$ par rapport au coefficient de transfert α_s , on compare la situation de l'échangeur illustré dans la figure 3.16 à une situation de référence présentant les mêmes conditions opératoires (mêmes températures, capacités thermiques), où le rapport entre $\Delta T_{ref}^{\text{min}/2}$ et α_{ref} vérifie les conditions d'optimalité.

$$\frac{\partial \mathbf{C}^{\text{TY}}(\Delta T_{hs}^{\text{min}/2})}{\partial \Delta T_{hs}^{\text{min}/2}} = 0 = \frac{\partial \mathbf{C}^{\text{TY}}(\Delta T_{ref}^{\text{min}/2})}{\partial \Delta T_{ref}^{\text{min}/2}} \tag{3.41}$$

L'assemblage des deux termes de l'équation (3.41) donne, après simplifications, l'expression (3.42).

$$\left(\frac{\Delta T_{hs}^{\text{min}/2}}{\Delta T_{ref}^{\text{min}/2}} \right)^{\gamma+1} = \left(\frac{T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta T_{hs}^{\text{min}/2}}{T_{cs}^{\text{in}} - T_{hs}^{\text{in}} + 2 \cdot \Delta T_{ref}^{\text{min}/2}} \right)^{\gamma-1} \cdot \left(\frac{\alpha_{ref}}{\alpha_{hs}} \right)^\gamma \tag{3.42}$$

Si on admet que $T_{hs}^{in} - T_{cs}^{in} \gg \Delta T_{hs}^{min/2}$ et que $T_{hs}^{in} - T_{cs}^{in} \gg \Delta T_{ref}^{min/2}$, la relation (3.42) se simplifie dans (3.43).

$$\frac{\Delta T_{hs}^{min/2}}{\Delta T_{ref}^{min/2}} = \left(\frac{\alpha_{ref}}{\alpha_{hs}} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma+1}} \quad (3.43)$$

Si le coût de l'échangeur était linéaire ($\gamma = 1$), cette expression deviendrait l'expression (3.44) de Ahmad (1985), dans laquelle le $\Delta \mathbf{T}_s^{min/2}$ varie de manière inversement proportionnelle à la racine du coefficient de transfert de chaleur. K est une constante, qui peut être déduite à partir de $\Delta T_{ref}^{min/2}$ et α_{ref} .

$$\Delta T_s^{min/2} \cdot \sqrt{\alpha_s} = K \quad \forall s \in S \quad (3.44)$$

La formule proposée dans ce travail est plus cohérente que celle de Ahmad (1985), car elle tient compte de la non-linéarité du coût des échangeurs, selon l'approche proposée par Turton *et al.* (2003) (éq. (3.26)).

Bien que caractérisée par un grand nombre d'hypothèses simplificatrices, cette approche a l'avantage de proposer une démarche simple qui permet d'adapter la valeur du $\Delta T_s^{min/2}$ en fonction du coefficient de transfert de chaleur α_s de chacun des flux s . Puisque cette relation est optimale par rapport au coût annuel $\mathbf{C}^{\mathbf{T}^{\mathbf{Y}}}$, il n'est plus nécessaire d'optimiser chaque valeur de $\Delta \mathbf{T}_s^{min/2}$ de manière indépendante, mais il suffit de connaître un couple $\Delta T_{ref}^{min/2}, \alpha_{ref}$ pour calculer la valeur de tous les $\Delta \mathbf{T}_s^{min/2}$ correspondants.

La relation (3.43) se base sur la connaissance d'une situation de référence pour laquelle le rapport optimal entre le coefficient de transfert α_{ref} et le $\Delta T_{ref}^{min/2}$ sont connus. Toutefois, cette situation d'optimalité dépend de nombreuses conditions, comme par exemple le nombre d'échangeurs dans le réseau ou le coût des utilitaires. Il n'est donc pas possible de déterminer une situation optimale dans l'absolu. Pour chaque réseau d'échangeurs à concevoir, la situation optimale de référence est différente.

En fixant la valeur du ratio, on calculera le $\Delta \mathbf{T}_s^{min/2}$ pour chaque flux, ce qui permettra de calculer la cascade thermique en résolvant le problème d'optimisation pour chacune des couches de type échange de chaleur. La connaissance de l'ensemble des débits des flux permettra ensuite de calculer les courbes composées avec les températures réelles, puis de calculer les segments d'échange verticaux pour enfin estimer le coût du réseau d'échangeurs.

Le modèle permet donc, en fonction d'une seule variable de décision, de

calculer à la fois la quantité de chaleur récupérée, l'intégration des flux utilitaires et l'investissement du réseau concerné.

On remarque également que le problème des variables creuses est éliminé, puisque a priori il existe au moins une paire de flux qui créent un point de pincement.

3.10.2 Régime multipériodes

La stratégie d'optimisation du $\Delta T_s^{\min/2}$ présentée devient davantage intéressante pour des problèmes multipériodes. Dans ces cas, le réseau d'échangeurs de chaleur doit être dimensionné pour satisfaire les besoins des flux dans toutes les conditions opératoires du régime du système. La surface d'échange à acheter pour chaque échangeur est calculée pour satisfaire les conditions d'échange de chaleur les plus défavorables, à savoir lorsque la différence de température entre les flux est constante et égale à ΔT^{\min} et le coefficient de transfert de chaleur global est le plus faible. Considérons que cette condition soit vérifiée pendant la période p_{ref} . Durant les autres périodes les conditions opératoires de l'échangeur vont varier en fonction des conditions opératoires des flux qui le traversent.

Dans le cas du système représenté à la figure 3.16, la surface de l'échangeur est calculée par l'équation (3.45). On admet que les deux flux ont la même capacité thermique $\dot{M}c_p$ et les mêmes coefficients de transfert de chaleur α .

$$\mathbf{A} = \mathbf{A}_{p_{ref}} = \frac{\dot{Q}_{p_{ref}}}{\Delta T_{hs,p_{ref}}^{\min/2} \cdot \alpha_{hs,p_{ref}}} \quad (3.45)$$

Si les conditions opératoires des flux changent au fil des périodes, leur comportement au sein de l'échangeur change aussi. Puisque la surface de l'échangeur est fixée, ce sont les températures de sortie des flux qui varient et, par conséquent, le ΔT^{\min} de l'échangeur.

La valeur optimale du $\Delta T_{s,p_{ref}}^{\min/2}$ de la période de référence pour chaque flux s peut être obtenue à l'aide de la relation (3.43). La relation (3.45) permet de déduire la valeur du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ pour chaque période p , en fonction des conditions opératoires. Par conséquent, la valeur optimale du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ pour chaque période d'opération est définie par l'équation (3.46).

$$\begin{aligned}
\Delta T_{\mathbf{P}}^{\min/2} &= \frac{\dot{Q}_{\mathbf{P}} \cdot \alpha_{p_{ref}}}{\dot{Q}_{\mathbf{P}_{ref}} \cdot \alpha_p} \cdot \Delta T_{\mathbf{s},\mathbf{P}_{ref}}^{\min/2} \\
&= \frac{\dot{Q}_{\mathbf{P}} \cdot \alpha_{p_{ref}}}{\dot{Q}_{\mathbf{P}_{ref}} \cdot \alpha_p} \cdot \Delta T_{ref}^{\min/2} \cdot \left(\frac{\alpha_{ref}}{\alpha_{p_{ref}}} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma+1}}
\end{aligned} \tag{3.46}$$

La relation (3.46) permet de calculer la valeur de $\Delta T_{\mathbf{s},\mathbf{P}}^{\min/2}$ pour chaque flux s du problème et pour chaque période d'opération. À nouveau, cette valeur ne dépend que du rapport $\frac{\Delta T_{ref}^{\min/2}}{\alpha_{ref}}$, qui est le seul degré de liberté utilisé pour optimiser le réseau d'échangeurs. Sans l'utilisation de cette stratégie, il serait nécessaire d'optimiser tous les $\Delta T_{\mathbf{s},\mathbf{P}_{ref}}^{\min/2}$ de manière indépendante et le problème présenterait un nombre de variables correspondant au nombre de flux multiplié par le nombre de périodes, puisque il n'est pas possible de connaître à priori quelle sera la période de référence pour chaque flux, du moment qu'elle se vérifie en fonction des conditions opératoires globales.

3.10.3 Démonstration

L'exemple 1 proposé par Floudas et Grossmann (1987a) a été choisi pour démontrer la validité de l'approche proposée. Le problème comprend quatre flux, deux chauds et deux froids (tab. 3.6). Un utilitaire froid (eau de refroidissement entre 303 et 322 K) et un chaud (vapeur saturée à 573 K) viennent compléter la liste des flux. Le régime est caractérisé par trois périodes, pendant lesquelles les débits et les températures de sortie des flux varient.

Le problème a été résolu par Floudas et Grossmann (1987a) en utilisant la décomposition en trois étapes de l'extension multipériodes (Floudas et Grossmann (1986)) du modèle de la synthèse du réseau d'échangeurs. Les résultats obtenus par Floudas et Grossmann (1987a) sont utilisés comme référence pour la suite des calculs. Il convient de remarquer que les auteurs ont pris comme hypothèse que le ΔT^{\min} global (10 K) doit être satisfait dans chaque période. Les résultats présentés peuvent donc être sous-optimaux si cette valeur n'est pas bien choisie pour les conditions de fonctionnement considérées.

La figure 3.17 représente les courbes composées des quatre flux du problème pour les trois périodes d'opération. On remarque que dans la période 2 il n'y a pas de points de pincement et que le point change de position entre la période 1 et la période 3. La charge des utilitaires change

Flux	Charge [kW]	T^{in} [K]	T^{out} [K]	α [kW/K/m ²]	Pincement ?
Période 1					
H1	1571.95	522	373	0.5	✓
H2	1658.46	532	401	0.5	✓
C1	676.66	369	443	0.5	
C2	2460.00	379	543	0.5	✓
Période 2					
H1	799.49	502	393	0.5	
H2	768.04	512	421	0.5	
C1	676.66	369	443	0.5	
C2	2325.00	379	543	0.5	
Période 3					
H1	1571.95	522	373	0.5	✓
H2	1658.46	532	401	0.5	
C1	1240	389	423	0.5	✓
C2	2970.00	399	523	0.5	

Tab. 3.6: Liste des flux de l'exemple 1 du problème proposé par Floudas et Grossmann (1987a).

également de manière importante entre les périodes. Le tableau 3.6 indique les flux qui créent ou traversent le pincement.

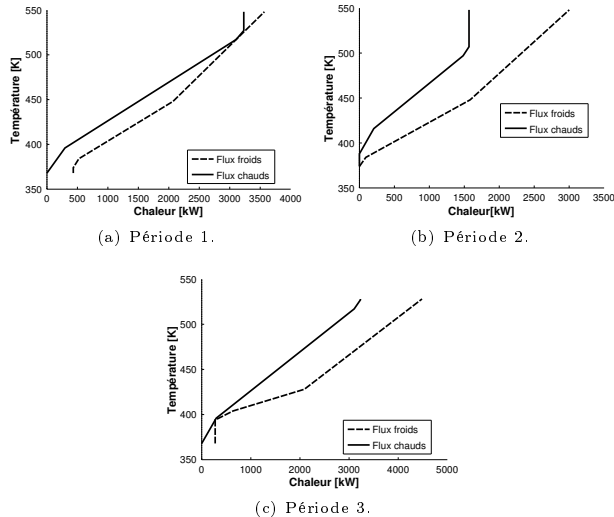


Fig. 3.17: Courbes composées des flux de procédé du problème 1 de Floudas et Grossmann (1987a) pour les trois périodes d'opération.

Dans cette démonstration deux approches sont comparées : d'une part (scénario A) la valeur de chaque $\Delta T_{s,p}^{\min}/2$ est optimisée individuellement

et d'autre part (scénario B) le calcul d'optimisation est réalisé sur la valeur de référence et les $\Delta \mathbf{T}_{s,p}^{\min/2}$ sont déduits avec la formule (3.46). Le scénario C correspond à la solution de Floudas et Grossmann (1987a) où on attribue la valeur de 5 K au $\Delta \mathbf{T}_{s,p}^{\min/2}$ de tous les flux, pour toutes les périodes.

Les calculs d'optimisation sont réalisés avec l'algorithme d'optimisation évolutionniste et multi-objectifs MOO (sec. 2.8.5). Le problème est évalué par le calcul de deux fonctions objectif représentant le compromis entre l'investissement et le coût opératoire. Les valeurs nécessaires pour le calcul des coûts sont définies au tableau 3.7.

Description	Valeur
Coût utilitaire froid	6.0576 US¢/kWh
Coût utilitaire chaud	17.1428 US¢/kWh
Coût de référence pour l'investissement	3796 US\$
Surface de référence pour l'investissement	0.802 m ²
Exposant pour l'investissement	0.6
Taux d'intérêt	15%
Durée de l'investissement	20 ans

Tab. 3.7: Paramètres utiles pour le calcul de l'investissement et des coûts opératoires.

Le coût opératoire du problème est calculé à l'aide de la formule (3.7), où $c_{u,i,p}^1 = 0$ et $c_{u,i,p}^2$ correspond respectivement au coût de l'utilitaire froid et chaud. Le coût d'investissement est calculé de deux manières différentes :

1. Par estimation, sur la base des résultats de la cascade thermique (sec. 3.7.2). Dans le cas multipériodes, le calcul des coûts est estimé par l'équation (3.47), qui fait intervenir la surface d'échange maximale et le nombre maximum d'échangeurs estimés sur les trois périodes.
2. Par calcul de la synthèse du réseau (section 3.7), où le coût du réseau est calculé par la somme du coût de chaque échangeur. Si un échangeur apparaît dans plusieurs périodes, on prendra le coût maximum.

$$\mathbf{C}^{\text{HEN}} = \max_{p \in P} (N_p^{\text{HX}, \min}) \cdot C_{ref} \cdot \left(\frac{\max_{p \in P} \mathbf{A}_p}{\max_{p \in P} (N_p^{\text{HX}, \min}) \cdot A_{ref}} \right)^\gamma \quad (3.47)$$

Le coût total annuel correspond à la somme du coût opératoire annuel et du coût d'investissement annualisé.

Optimisation du problème pour la première période La validité de l'approche est d'abord vérifiée pour un problème monopériode. Les trois scénarios A à C sont évalués sur la première période du problème de Floudas et Grossmann (1987a).

Les figures 3.18 et 3.19 représentent le compromis entre le coût total annuel et le coût d'investissement du réseau d'échangeurs de chaleur. La figure 3.18 représente le résultat obtenu par optimisation en estimant le coût d'investissement. La figure 3.19 représente les mêmes résultats d'optimisation, mais avec la valeur de l'investissement calculée dans un deuxième temps par la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur. Les points optimaux identifiés sur les figures sont calculés par rapport au coût total, estimé et calculé et ne représentent donc pas forcément la même solution.

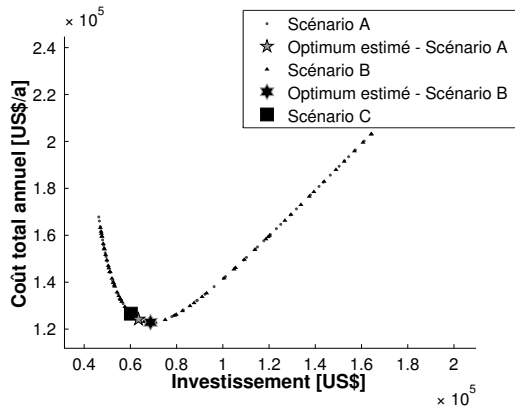


Fig. 3.18: Optimisation du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ pour les scénarios A à C. Coût d'investissement estimé.

Dans les deux cas, on constate que la valeur optimale des trois scénarios est relativement proche. Toutefois, le choix de Floudas et Grossmann (1987a) (Scénario C) semble légèrement sous-optimal par rapport aux deux autres scénarios.

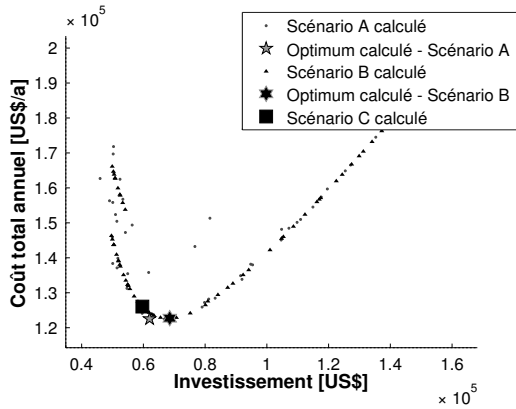


Fig. 3.19: Optimisation du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ pour les scénarios A à C. Coût d'investissement calculé sur la base des résultats de la figure 3.18.

Dans la figure 3.19 on remarque des points appartenant au scénario A qui s'écartent de la tendance générale. Cela signifie que l'estimation du coût du réseau n'a pas une corrélation stable avec le coût calculé après la synthèse complète du réseau. Ce résultat est confirmé par le tableau 3.8, qui reporte la valeur estimée et calculée des coûts pour les trois scénarios et pour les points optimaux identifiés sur les figures 3.18 et 3.19.

	C^O ^a	C_y^I est. ^a	C^{TY} est. ^a	C_y^I calc. ^a	C^{TY} calc. ^a	Diff. ^b	Diff. ^c
Points optimaux de la figure 3.18							
A	60.7	63.5	124.2	62.0	122.7	2.40	1.21
B	54.2	68.7	122.9	68.6	122.7	0.25	0.14
C	66.4	60.2	126.6	59.7	126.0	0.90	0.43
Points optimaux de la figure 3.19							
A	65.3	60.8	126.1	56.4	121.7	7.70	3.57
B	54.2	68.7	122.9	68.5	122.7	0.25	0.14
C	66.4	60.2	126.6	59.7	126.0	0.90	0.43

^a [kUS\$/a]

^b sur l'investissement [%]

^c sur le coût total [%]

Tab. 3.8: Comparaison des coûts estimés et calculés pour les scénarios A à C.

Pour les scénarios B et C, l'estimation du coût d'investissement est très fiable, car elle est confirmée par le calcul explicite. Pour le scénario A, on constate une différence de plus de 7 % qui, pour un problème aussi simple, est loin d'être négligeable. Le tableau 3.9 permet de comprendre

en partie ces erreurs. Le tableau présente la valeur des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ des flux dans le cas des trois scénarios. Les valeurs en gras indiquent les $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ qui définissent le pincement.

Flux	Scénario A	Scénario B	Scénario C
Points optimaux de la figure 3.18			
h1	4.24	2.78	5.00
h2	8.45	2.78	5.00
c1	1.3	2.78	5.00
c2	0.14	2.78	5.00
Points optimaux de la figure 3.19			
h1	0.03	2.78	5.00
h2	8.04	2.78	5.00
c1	1.99	2.78	5.00
c2	2.81	2.78	5.00

Tab. 3.9: Valeur des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ des flux pour les scénarios A à C.

Dans le point optimal de la figure 3.18 du scénario A on constate des valeurs du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ relativement inhomogènes. Les flux h1, h2 et c2 se trouvent à priori au pincement, mais leur valeur du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ est mal balancée, avec c2 qui a une valeur de 0.14 K et h2 une valeur de 8.45 K. Il est possible que dans ces circonstances, les hypothèses qui se trouvent à la base de l'estimation de la surface du réseau d'échangeurs (et donc du coût) ne soient plus complètement valables et conduisent à des erreurs d'évaluation.

Dans les autres cas, les valeurs des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ sont relativement stables. Dans le scénario B, tous les flux présentent la même valeur du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$. Ceci est dû au fait que tous les flux ont le même coefficient de transfert de chaleur. La valeur optimale du ΔT^{\min} se situe autour de 5.6 K (scénario B).

L'approche proposée pour le calcul du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ optimal permet donc, dans le cas du régime permanent, d'identifier la solution optimale et permet d'éviter des inconsistances qui peuvent survenir en optimisant les valeurs des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ de manière indépendante. On insiste sur le fait que la variable de décision du problème d'intégration est le ΔT_e^{\min} , qui est la somme des contributions du flux froid et du flux chaud traversant chaque échangeur e . Cela signifie que pour un ΔT_p^{\min} donné, il existe une infinité de combinaisons possibles de $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ et l'optimisation individuelle des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ sera confrontée à ce degré de liberté. Ce degré de liberté est éliminé avec l'approche proposée, car la détermination du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ est unique et ne dépend que de la situation de référence du couple $\Delta T_{ref}^{\min/2}, \alpha_{ref}$ et du coefficient de transfert de chaleur du flux α_s .

Optimisation multipériodes On considère maintenant le problème de Floudas et Grossmann (1987a) dans son ensemble, avec les trois périodes d'opération. Les trois scénarios sont à nouveau évalués et les résultats sont présentés par les figures 3.20 et 3.21. Pour le calcul des coûts opératoires, on admet que les trois périodes ont la même durée.

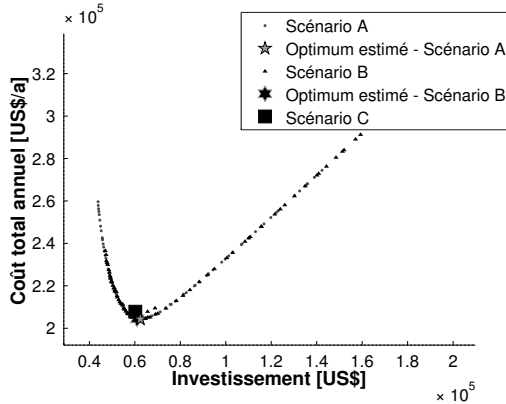


Fig. 3.20: Optimisation du $\Delta T_{s,p}^{\min}/2$ pour les scénarios A à C dans les trois périodes d'opération. Coût d'investissement estimé.

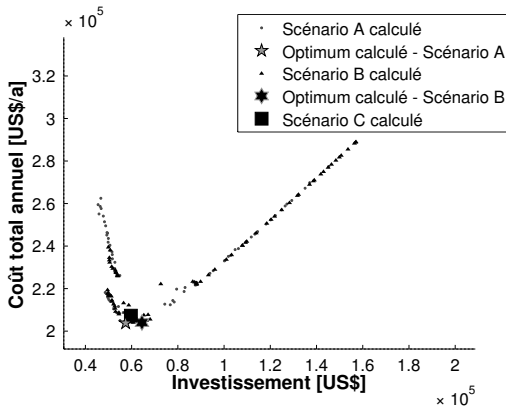


Fig. 3.21: Optimisation du $\Delta T_{s,p}^{\min}/2$ pour les scénarios A à C dans les trois périodes d'opération. Coût d'investissement calculé sur la base des résultats de la figure 3.18.

Encore une fois, la forme des courbes de paréto des scénarios A et B sont très similaires. La technique de calcul du $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ proposée est donc en mesure de fournir des résultats valables pour des problèmes multipériodes.

Le tableau 3.10 reporte la valeur estimée et calculée du coût du réseau d'échangeurs pour les points optimaux identifiés dans les figures 3.20 et 3.21. L'estimation des coûts apparaît très bonne, même si dans le cas du scénario A elle fournit une valeur inférieure à la valeur calculée.

	C_y^{Oa}	C_y^I est. ^a	C^{TY} est. ^a	C_y^I calc. ^a	C^{TY} calc. ^a	Diff. ^b	Diff. ^c
Points optimaux de la figure 3.20							
A	141.9	62.4	204.3	63.6	205.4	-1.79	-0.55
B	143.4	61.0	204.4	60.7	204.2	0.47	0.14
C	147.6	60.2	207.8	59.7	207.3	0.90	0.26
Points optimaux de la figure 3.21							
A	146.4	58.9	205.3	57.4	203.8	2.58	0.73
B	139.6	65.7	205.2	64.4	204.0	1.90	0.60
C	147.6	60.2	207.8	59.7	207.2	0.90	0.26

^a [kUS\$/a]
^b sur l'investissement [%]
^c sur le coût total [%]

Tab. 3.10: Comparaison des coûts estimés et calculés pour les scénarios A à C pour le problème multipériodes.

Le tableau 3.11 présente les valeurs des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ obtenues par les trois scénarios, où les valeurs en gras représentent les éléments qui forment les points de pincement. En observant la figure 3.17 et le tableau 3.7 on constate que la période critique pour le calcul du ΔT_p^{\min} est la période 3. En effet, le profil température-enthalpie des flux requiert un apport important de la part de l'utilitaire chaud (qui est plus cher que l'utilitaire froid) et le choix optimal du ΔT_p^{\min} permet d'identifier le compromis optimal entre investissement et coûts opératoires.

Cette observation est confirmée par le tableau 3.11 où la valeur du ΔT_3^{\min} calculée dans les scénarios A et B, qui présentent des coûts totaux annuels inférieurs à ceux du scénario C, est inférieure à 10 K.

3.11 Conclusions et perspectives

La méthode d'intégration présentée dans ce travail permet d'étendre les techniques d'intégration existantes pour l'étude de systèmes hautement intégrés. La synthèse simultanée de plusieurs réseaux de transfert de matière et d'énergie permet en effet de considérer des systèmes où l'utilisation des matières et de l'énergie sont strictement liées. Ceci est réalisé

Flux	Scénario A			Scénario B			Scénario C		
	P. 1	P. 2	P. 3	P. 1	P. 2	P. 3	P. 1	P. 2	P. 3
Points optimaux de la figure 3.18									
h1	6.11	9.51	1.24	4.73	1.03	2.14	5	5	5
h2	0.71	5.60	7.27	4.73	1.03	2.14	5	5	5
c1	8.31	9.70	1.93	4.73	1.03	2.14	5	5	5
c2	6.98	5.53	4.90	4.73	1.03	2.14	5	5	5
Points optimaux de la figure 3.19									
h1	5.29	8.55	4.61	3.62	1.16	0.73	5	5	5
h2	5.45	9.62	3.72	3.62	1.16	0.73	5	5	5
c1	4.74	4.74	2.09	3.62	1.16	0.73	5	5	5
c2	5.59	5.30	3.90	3.62	1.16	0.73	5	5	5

Tab. 3.11: Valeur des $\Delta T_{s,p}^{\min/2}$ des flux pour les scénarios A à C.

par l'association du concept des producteurs et consommateurs aux unités d'intégration, par lequel une unité déclare sa contribution aux différents réseaux. L'interaction entre les réseaux se fait par le calcul du taux d'utilisation des unités. Ainsi, le changement du taux d'utilisation d'une unité affecte simultanément tous les réseaux auxquels l'unité est reliée.

Le concept d'unité est également utilisé pour exploiter au mieux la décomposition du problème global de la synthèse du système. Pour le modèle d'intégration, une unité est une boîte noire, qui n'affiche que les contributions aux différents réseaux. Le calcul des contributions est confié au problème maître et peut être exprimé par des équations non-linéaires. Cette technique est extrêmement flexible et permet d'intégrer au mieux des systèmes complexes tels que les cycles thermodynamiques.

3.11.1 Régimes multipériodes

Le modèle d'intégration présenté dans ce chapitre (sec. 3.7.1) permet de traiter aisément des problèmes multipériodes basés sur des scénarios. L'introduction des modèles de stockage permet d'aborder l'étude de problèmes ayant une composante périodique, tels que les procédés batch ou les systèmes urbains.

De nombreux auteurs se sont penchés sur le problème de l'intégration multipériodes (Swaney et Grossmann (1985), Floudas et Grossmann (1986, 1987a,b); Grossmann et Floudas (1987)). Toutefois, ces initiatives concernent principalement l'étude de scénarios et manquent de solutions pour le traitement généralisé de problèmes multipériodes.

Tous ces modèles considèrent que le temps de départ des périodes et leur durée sont des paramètres du problème. Toutefois, pour certains systèmes, comme par exemple les procédés batch, ces deux caractéristiques sont des

variables à optimiser, afin de maximiser la production. Les modèles de *scheduling* ont pour objectif d'optimiser l'instant de départ et la durée des différentes périodes.

La revue de Méndez *et al.* (2006) reporte de très nombreuses approches de scheduling appliquées à la synthèse de procédés. Toutefois, la plupart de ces approches s'intéressent à la maximisation de la production et ne considèrent que partiellement le problème de la gestion de l'énergie et des ressources en général. L'intégration du système couplée au *scheduling* est un domaine peu étudié.

Nous sommes convaincus que l'utilisation des techniques d'intégration, du stockage de matière et d'énergie et l'optimisation du *scheduling* présentent un potentiel énorme pour l'identification de solutions d'économie de matières et d'énergie. Ce domaine de recherche mérite dans l'avenir une attention plus approfondie.

3.11.2 Géo-localisation

Lorsqu'on étudie des systèmes de grande taille, on a souvent affaire à des technologies qui se trouvent dans des positions géographiques éloignées.

Dans des procédés industriels, certaines technologies se trouvent dans des bâtiments différents, parfois distants de plusieurs centaines de mètre. Dans les systèmes urbains, les bâtiments peuvent même être éloignés de quelques kilomètres. Dans de telles situations, il n'est pas envisageable de permettre l'échange de ressources entre unités qui sont trop éloignées, car l'installation des conduites de transport des ressources serait trop chère ou même impossible.

Le concept des couches permet de définir plusieurs cascades thermiques indépendantes. La technique peut être exploitée pour intégrer localement des groupes de technologies. Les couches de bilan de masse permettent ensuite de mettre en relation ces sous-systèmes par l'intermédiaire de fluides de transfert, comme par exemple l'eau chaude, la vapeur ou le CO_2 .

La méthode d'intégration présentée dans ce travail fournit les éléments de base qui permettent d'étudier des problèmes présentant une composante géographique. Toutefois, ces problèmes présentent des aspects liés à l'échelle et au degré d'aggrégation des sous-systèmes concernés qui ne sont pas directement traités dans ce travail. L'étude intégrée de quartiers, de villes ou de régions reste un domaine qui mérite dans l'avenir davantage de développements.

Chapitre 4

Mise en oeuvre logicielle

4.1 Introduction

La méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels développée dans le cadre de ce travail permet d'étudier une vaste gamme de systèmes, dont les procédés industriels, les technologies de conversion d'énergie ou les systèmes urbains ou industriels.

Pour l'obtention de résultats consistants et pour favoriser leur comparaison entre différentes études de synthèse, la méthode encourage l'utilisation de méthodes de calcul des indicateurs de performance standardisées. L'utilisation de ces méthodes, externes au modèle du système, permet d'une part de réduire le temps de création du modèle et d'autre part d'accroître la qualité des résultats.

La méthode encourage également la définition modulaire du modèle du système, où chaque module représente un ensemble d'opérations physiques unitaires, souvent liées à une technologie ou à un sous-système du système global. La méthode ne fournit pas de spécifications restrictives quant à la manière de décomposer le modèle en modules, mais elle encourage la définition systématique de modules représentatifs de technologies réutilisables dans d'autres contextes, pour d'autres études de synthèse.

L'approche modulaire permet d'utiliser différents logiciels de simulation ou de langages de programmation. Il est ainsi possible de choisir celui qui est le mieux adapté pour modéliser la technologie concernée. Ceci est par exemple mis en oeuvre pour la modélisation des connexions entre les unités du système sous la forme du modèle d'intégration présenté au chapitre 3. Ce modèle est lui aussi défini sous la forme de module, avec ses variables de décision et ses variables d'état calculées.

Dans les approches simultanées (sec. 2.3.2), le modèle du système doit être formulé de manière uniforme, avec un langage de programmation unique. Toutes les équations du modèle du système sont écrites en utilisant le même formalisme. Bien que cela demande un grand effort durant la phase de modélisation, cela apporte un avantage consistant dans la phase

de résolution, car l'algorithme d'optimisation est en mesure de tirer profit de la formulation du modèle pour mettre en oeuvre des stratégies de résolution adaptées.

Dans la méthode proposée dans ce travail, on préfère simplifier la phase de définition du modèle par une approche modulaire, qui favorise la constitution de modèles de grande taille et la valorisation des modèles développés lors d'études précédentes. Par conséquent, le modèle du système résultant est un ensemble inhomogène d'éléments dont la formulation des équations de modélisation ne répond pas aux exigences des approches simultanées, notamment dans la disponibilité des valeurs du gradient et du hessien. Pour résoudre le modèle du système, on propose l'utilisation d'algorithmes d'optimisation évolutionnistes, qui ne requièrent pas ces valeurs et qui sont insensibles à ces différences d'homogénéité.

Le défi à saisir dans la méthode de synthèse développée dans ce travail est donc la gestion et l'harmonisation de la communication entre les différents éléments qui la composent. Pour résoudre ce problème, des outils informatiques ont été développés.

Ce chapitre présente un formalisme qui permet de décrire les modèles de manière standardisée, une base de données de modules, qui permet de partager des modèles pour constituer de manière systématique des superstructures et la plate-forme de calcul OSMOSE qui permet de résoudre le problème de la synthèse du système.

4.2 Formulation du concept de module

Un module est représenté comme une boîte noire, composée par un contenu et par une frontière qui le délimite. Une interface permet au contenu du module de communiquer avec ce qui se trouve à l'extérieur de la frontière.

L'interface a deux rôles principaux :

1. Elle isole le contenu du module du système qui se trouve à l'extérieur.
2. Elle codifie de manière structurée la façon dont son contenu doit communiquer avec l'extérieur et vice-versa.

D'un point de vue informatique, la définition d'un modèle mathématique par une approche modulaire présente plusieurs avantages. En premier lieu, deux modules présentant la même interface communiquent de façon identique, quel que soit leur contenu. En deuxième lieu, il est possible de mettre en relation plusieurs modules de même type de façon très aisée et il est possible d'automatiser la communication entre leurs interfaces.

Dans la méthode de synthèse développée dans le cadre de ce travail, la modularisation est appliquée pour la définition des modèles des opérations physiques unitaires, du modèle d'intégration et pour l'encadrement des méthodes de calcul des indicateurs de performance.

L'utilisation d'interfaces standardisées facilite l'assemblage du modèle du système et la mise en relation avec les méthodes de calcul des indicateurs de performance, car leurs connexions peuvent être automatisées. L'échange de données peut ainsi se faire par des protocoles standard et il n'est donc plus nécessaire de définir explicitement les équations de liaison au sein du modèle du système, comme dans le cas des modèles simultanés. La communication entre les modules peut être assurée par des outils informatiques, ce qui a pour conséquence de faciliter la création du modèle du système et surtout de réduire les temps de mise en oeuvre.

4.2.1 Modularisation des modèles

Dans le domaine de la synthèse des systèmes énergétiques industriels, l'approche modulaire est appliquée depuis longtemps. À l'origine, elle était utilisée pour modéliser les opérations physiques unitaires dans le cadre des logiciels de *flowsheeting* (Sirola et Rudd (1971) et Mahalec et Motard (1977)). Plus récemment, des approches modulaires ont été développées pour constituer des systèmes plus complexes et pour assurer la communication entre logiciels de modélisation différents.

On présente ici DOME et CAPE-OPEN, qui sont deux systèmes qui présentent des points en commun avec la méthode de synthèse développée dans le cadre de ce travail.

Les exemples de DOME et CAPE-OPEN

DOME (Pahng *et al.* (1998)) est une plate-forme développée pour la modélisation et l'optimisation de problèmes de conception de produits industriels. L'objectif fondamental est celui de constituer le modèle d'un système ou d'un produit à partir de modèles produits par des groupes de travail différents. La mise en commun des connaissances de plusieurs spécialistes permet d'améliorer la qualité des produits et réduit les temps de développement. Chaque module s'occupe d'un aspect du produit final. L'interaction entre les modules est assurée à travers une interface orientée objet, qui représente les variables de décision qui permettent de modifier le comportement de l'objet.

L'optimisation du produit est effectuée à travers un algorithme génétique mono-objectif (Senin *et al.* (1999)).

Par rapport aux logiciels de *flowsheeting*, DOME a l'avantage de permettre la mise en relation de modèles constitués par différents logiciels et tournant sur des ordinateurs distants. Elle permet également de se connecter à un système de bases de données de modules distribuées. Ainsi, chaque producteur de modules peut garder le contrôle et le secret industriel sur la modélisation tout en partageant ses modules et peut bénéficier de l'utilisation à distance de modules produits par les autres partenaires de la plate-forme.

Le défaut majeur de l'approche DOME est constitué par le fait que les modules doivent être assemblés explicitement, en liant les variables d'entrée et de sortie des modèles à connecter. Cette approche est très bien adaptée pour la synthèse de systèmes pour lesquels la superstructure est connue à l'avance, mais elle est inefficace pour la synthèse de systèmes où la superstructure est inconnue et fait l'objet du problème à résoudre.

CAPE-OPEN est une initiative voulue par un ensemble d'industriels et d'universités. Sa naissance est due au constat qu'il n'existe aucun logiciel capable de simuler un procédé industriel depuis la phase de conception jusqu'à la phase de démantèlement en passant par la production et le contrôle (Mayer et Schoenmakers (1998)). Les industriels sont obligés de s'appuyer sur de nombreux logiciels spécifiques. Le transfert de connaissances et d'informations est coûteux et pas toujours possible.

CAPE-OPEN est composé par un ensemble de normes (COLaN (1993)) qui définissent des protocoles permettant l'intercommunication entre logiciels. Initialement développées pour mettre en relation les logiciels de *flowsheeting* avec les moteurs de calcul de propriétés thermodynamiques, les normes ont évolué pour prendre en compte d'autres domaines liés à la modélisation et à la gestion de procédés.

Dans CAPE-OPEN, la notion de modularité est étendue au niveau des sous-parties des modèles, puisque plusieurs logiciels peuvent être appelés pour constituer un modèle. Toutefois ces normes ne fournissent aucune spécification concernant une stratégie de synthèse de systèmes, car l'information est organisée de manière horizontale et la définition de la hiérarchie entre les différents modules est laissées au soin de l'utilisateur.

DOME et CAPE-OPEN ont ouvert la voie vers la modularisation des modèles et le partage d'informations et de méthodes. La réutilisation des modules est encouragée par la facilité de leur mise en relation et par la publication des bases de données partagées. Une amélioration globale de la qualité des modèles est attendue grâce à la participation de plusieurs experts. Ceci permettra dans l'avenir la constitution et l'étude de systèmes de plus en plus grands et performants.

Toutefois, aucune de ces deux méthodes ne définit une approche de synthèse des systèmes énergétiques industriels. Les modules ne représentent pas une entité physique au sens de l'ingénieur, mais une entité mathématique. Ainsi, pour connecter deux modules on connecte des variables de décision ou des variables d'état et pas des flux de matière ou d'énergie. Par conséquent, chaque problème nécessite d'une définition explicite des interconnexions entre les modules et cette tâche peut être relativement difficile à automatiser.

Approche de modularisation proposée dans ce travail

Dans ce travail, les modules sont définis de manière à faciliter l'application de la méthode de synthèse définie au chapitre 2. Un module (fig. 4.1) représente donc en général un ensemble d'opérations physiques unitaires. Son interface définit des données structurées qui fournissent des informations sur la nature des opérations physiques unitaires et qui permettent de connecter les modules entre eux.

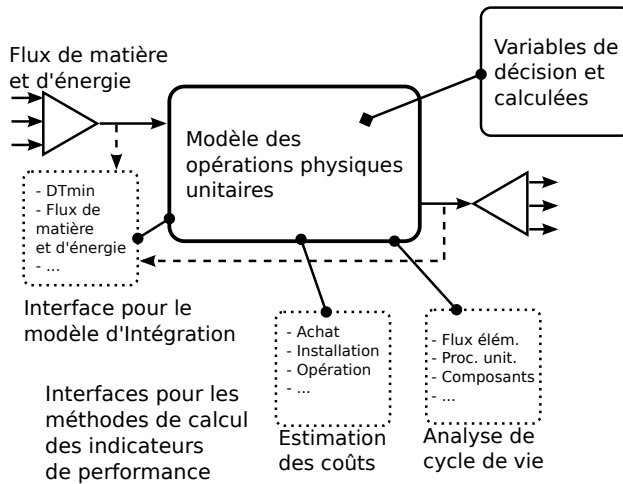


Fig. 4.1: Représentation schématique de la définition d'un module dans le cadre de la méthode de synthèse présentée dans ce travail.

L'interface du module définit les flux de matière et d'énergie qui sont produits ou consommés et qui seront utilisés par le modèle d'intégration pour déterminer la configuration optimale des interconnexions du système. Cette technique permet de dissocier les équations de liaison du modèle du système de celles de comportement des opérations physiques unitaires.

Ainsi le modèle global du système peut être facilement décomposé en plusieurs sous-systèmes, qui peuvent être définis chacun dans un module.

Pour permettre la résolution des équations du modèle, l'interface définit un ensemble de données structurées qui représentent les variables de décision et les variables calculées par le modèle. Ces données sont de la même nature que celles définies par DOME et CAPE-OPEN et par conséquent il est possible de mettre en oeuvre les mêmes techniques de superstructure définies par ces approches. Certaines variables de décision seront également utilisées pour assurer la communication entre l'algorithme d'optimisation et le modèle du système.

Le calcul des fonctions objectif du problème d'optimisation est basé sur des indicateurs de performance. Pour assurer la qualité des résultats, on recommande l'utilisation de méthodes de calcul standardisées, qui sont externes aux modèles des opérations physiques unitaires. En principe, ces données sont constituées à partir des résultats du calcul du modèle du système et seront donc disponibles au niveau des variables d'état. Toutefois, si on ne définit aucune convention sur la manière de nommer ces variables, il est impossible d'identifier de manière automatisée les variables requises par les méthodes de calcul des indicateurs de performance.

La définition d'une convention sur le nommage des variables d'état des modules est possible, mais elle introduit une rigidité qui risque de limiter le potentiel d'exploitation des techniques de modularisation. De plus, comme les modèles peuvent être constitués par différents logiciels de modélisation, il serait très difficile de définir une convention universelle.

Pour assurer l'automatisation de la communication entre les modules et les méthodes de calcul des indicateurs de performance, on définit donc des interfaces de communication qui contiennent des données structurées selon les besoins de ces méthodes. Par exemple, pour la méthode de calcul de l'impact environnemental, on fournira la liste des substances émises et leurs débits, qui auront été calculés au départ des variables d'état suite à la résolution du modèle.

Chaque méthode de calcul de performance possède sa propre interface. Cela présente de nombreux avantages :

En premier lieu, leur définition ne requiert pas la modification des équations du modèle, puisque elles sont constituées par des données descriptives, issues des variables d'état du modèle, qui sont normalement déjà disponibles.

En deuxième lieu, elles évitent des problèmes d'interférence entre les différentes méthodes. Cela arrive souvent avec les unités physiques. Certaines méthodes requièrent par exemple des températures en degrés Celsius et d'autres en Kelvin. L'utilisation d'interfaces séparées permet d'effectuer

les conversions nécessaires sans risquer de compromettre les données requises par les autres méthodes.

Enfin, un module peut être défini avec de nombreuses interfaces. Si une ou plusieurs méthodes ne sont pas utilisées pour la synthèse d'un système, il suffit de désactiver leurs interfaces respectives et le module pourra être utilisé sans inconvénients.

4.2.2 Modularisation des méthodes de calcul des indicateurs de performance

Les méthodes de calcul des indicateurs de performance sont également définies selon le principe de modularité. Une frontière sépare la formulation mathématique de la méthode de ce qui se passe au niveau du système. Les méthodes peuvent ainsi être développées de manière indépendante du système auquel elles sont appliquées et leur caractère sera plus générique.

L'interface du module définit les données qui sont requises pour résoudre le modèle et fournit les résultats de calcul. Si l'interface est bien définie, il est possible de développer plusieurs modèles alternatifs qui permettent d'appliquer la même méthode. Cela est par exemple réalisé pour les méthodes de calcul des coûts du système, où plusieurs approches sont envisageables.

Une interface unique permet donc de calculer les indicateurs de performances de différentes manières, sans qu'il soit nécessaire de changer les modèles des opérations physiques unitaires qui fournissent les données. Ceci facilite l'intégration de nouvelles méthodes dans l'approche de synthèse et permet l'amélioration continue des méthodes existantes.

L'implémentation d'un module possède deux parties distinctes :

1. La description de la frontière du module et de son interface qui sera réalisée par la définition d'un ensemble de données structurées et qui décrira l'encapsulation du module.
2. La définition du modèle qui permet de calculer les indicateurs de performance à partir des données fournies par l'interface, obtenues par le calcul du modèle des opérations physiques unitaires du système.

4.3 Syntaxe de description EnergyTechnologies

La syntaxe EnergyTechnologies (Bolliger *et al.* (2009)) a été développée pour concrétiser du point de vue informatique le concept de module défini dans le cadre de ce travail. Son objectif est de décrire de manière structurée les interfaces des différents modules utilisés durant la synthèse. Elle constitue donc la frontière des modules et elle ajoute une couche

d'abstraction qui permet de mettre en relation des modèles, définis par des logiciels différents pour modéliser le système.

La syntaxe est purement descriptive, c'est-à-dire qu'elle n'a pas de fonctions exécutives et ne peut pas être interrogée pour obtenir par exemple des résultats de calcul. Cette tâche est confiée aux logiciels qui utilisent la syntaxe pour interagir avec les équations des modèles ou pour transférer de l'information d'un module à un autre.

Ce point est très important, car l'absence de fonctions exécutives permet de définir la syntaxe avec la plupart des langages de programmation et de favoriser le transfert de données entre applications différentes. Ce choix a été fait pour favoriser la diffusion de l'approche de synthèse développée dans ce travail et pour encourager son adoption de la part des différents acteurs du domaine de la synthèse des systèmes énergétiques industriels. Les logiciels existants implémentent déjà leur propre structuration des données. L'ajout d'une couche supplémentaire requiert moins d'effort que la réécriture des protocoles de transfert des données, comme dans le cas des normes CAPE-OPEN.

4.3.1 Contenu de la syntaxe

La syntaxe définit de manière structurée toutes les données permettant de caractériser les flux d'information de la figure 4.1, notamment les variables de décision et les variables d'état, les flux de matière et d'énergie et les interfaces pour les méthodes de calcul des indicateurs de performance. Ces éléments sont nécessaires pour la résolution du modèle.

La syntaxe décrit également d'autres éléments, requis d'une part par les logiciels qui s'occupent de l'exécution du modèle et d'autre part pour l'insertion du module dans une base de données partagée.

Les paragraphes suivants décrivent brièvement la nature des données définies par la syntaxe EnergyTechnologies. Pour une description plus détaillée, on suggère la consultation de la documentation officielle d'EnergyTechnologies (Bolliger *et al.* (2009)), rédigée en collaboration avec Helen Becker, Léda Gerber et d'autres collègues du LENI.

Description des variables Identification des variables de décision et d'état, unités de mesure, valeurs, précisions, bornes de validité. Le code 4.1 montre comment les variables des modèles sont définies dans la structure vectorielle `Tags` à l'aide de la syntaxe EnergyTechnologies. Cet exemple donne un aperçu sur le type de structuration qui est appliqué sur l'ensemble des données décrites par la syntaxe EnergyTechnologies.

```

nt = 0;

Tags = struct;

nt = nt+1;
Tags(nt).TagName = {'Puissance_Moteur'}
Tags(nt).DisplayName = {'Puissance mecanique du moteur'}
Tags(nt).Description = {'Definit la puissance mecanique du moteur, sans alternateur.'}
Tags(nt).Status = {'CST'}
Tags(nt).Unit = {'kW'}
Tags(nt).DefaultValue = 2000
Tags(nt).Value

```

Code 4.1: Définition des variables d'un module.

Le champ `TagName` définit un identifiant unique pour chaque variable. Les champs `DisplayName` et `Description` ont un but descriptif dans des contextes d'affichage. Le champ `Status` définit s'il s'agit d'une variable de décision ou d'une variable d'état ¹. L'unité de mesure du paramètre peut être spécifiée dans le champ `Unit` et sa valeur par défaut dans `DefaultValue`. Enfin, après le calcul des performances du module, le champ `Value` contiendra la valeur actuelle de la variable.

La structure `Tags` expose à l'utilisateur toutes les informations nécessaires pour manipuler le comportement et les caractéristiques des équations du modèle. L'accès direct à la formulation mathématique du modèle n'est par conséquent plus nécessaire.

Flux de matière et d'énergie Description des flux de matière et d'énergie traversant la frontière du module. Ces données permettent de connecter plusieurs modules pour former la superstructure du système. Ceci peut être réalisé explicitement, de manière similaire à ce qui est fait par les logiciels de *flowsheeting*, par des techniques de superstructure automatique ou avec une formulation implicite. Dans ce travail on recommande l'utilisation du modèle d'intégration présenté au chapitre 3.

Interface avec le modèle d'intégration Organisation des flux dans les unités d'intégration, définition des couches, des $\Delta T^{min}/2$ et en général de toutes les données nécessaires pour la résolution du problème d'intégration. Le code 4.2 montre un extrait de la définition de cette interface. L'exemple montre la manière de définir une couche de type bilan de masse, une unité de procédé et des flux thermiques et de matière.

1. Selon le logiciel de modélisation utilisé pour le module, d'autres types peuvent être définis.

```

%% Layers
nl = 0;

nl=nl+1;
module.EI.Layers(nl).Type      = {'MassBalance'};
module.EI.Layers(nl).TagName  = {'product'};
module.EI.Layers(nl).DisplayName = {'This layer computes the mass balance of water'};

%% Units
nu = 0;

nu = nu+1;
module.EI.Units(nu).Type = {'process'};
module.EI.Units(nu).TagName = {'reactor'};
module.EI.Units(nu).DisplayName = {'hot streams'};
module.EI.Units(nu).AddToProblem = 1;
module.EI.Units(nu).ITY = 0;
module.EI.Units(nu).Fmin = 0;
module.EI.Units(nu).Fmax = 10000;
module.EI.Units(nu).Cost1 = 0;
module.EI.Units(nu).Cost2 = 0;
module.EI.Units(nu).Cinv1 = 0;
module.EI.Units(nu).Cinv2 = 0;
module.EI.Units(nu).Power1 = 0;
module.EI.Units(nu).Power2 = 0;

%% Streams
ns = 0;

% Thermal stream (cold)
ns = ns+1; module.EI.Streams(ns).Short = {'qt', 'cooling', 'reactor', 278, 0, 288, 100, 10, 0.6};

% Material stream
ns = ns+1; module.EI.Streams(ns).Short = {'mass', 'product', 'reactor', 'coolw_river', 'out', 100};
ns = ns+1; module.EI.Streams(ns).Short = {'mass', 'mixture', 'reactor', 'coolw_cooling', 'in', 250};

```

Code 4.2: Exemple de définition de l'interface pour le modèle d'intégration.

Interfaces avec les méthodes de calcul des indicateurs de performance

Données structurées selon les besoins des différentes méthodes. Ces données sont en général constituées à partir des valeurs calculées des variables du modèle. Un système de liens permet d'automatiser la compilation des interfaces avec ces valeurs.

Structure interne du module Définition des fichiers qui composent le modèle, du logiciel de modélisation ou du langage de programmation utilisé pour la modélisation. Définition d'autres fichiers annexes, nécessaires à l'interaction entre le modèle et l'interface du module.

Classification des modules Méta-données descriptives nécessaires pour le partage et la classification des modules au sein d'une base de données centralisée. Deux stratégies de classification sont mises en place : une stratégie en arborescence, qui classe les modules selon un ordre pré-défini ; une stratégie basée sur des mots-clé, qui permet d'appliquer des critères de recherche dynamiques.

Documentation des modules ainsi que les références bibliographiques utilisées pour la constitution du modèle. Ces données définissent également l'historique des changements, afin de permettre un suivi continu des évolutions du modèle. Il s'agit de données très importantes, car elles permettent d'évaluer la qualité générale du modèle.

Validation des modules Le partage des modules peut être effectif seulement si les utilisateurs font confiance à leur qualité. Une procédure de validation, qui concerne par exemple le modèle, sa plage de validité ou sa documentation, a été mise en place à cet effet. La syntaxe EnergyTechnologies contient des données descriptives qui renseignent sur les résultats de validation.

4.4 Plate-forme de calcul OSMOSE

OSMOSE est une plate-forme de calcul qui a été développée pour permettre l'application de la méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels présentée dans ce travail. OSMOSE est le résultat d'un travail de groupe, dont la contribution de cette thèse est néanmoins prépondérante.

Le but d'OSMOSE est de fournir un support logiciel dans le travail de synthèse du système, depuis la constitution du modèle du système, en passant par son optimisation, jusqu'à l'analyse et l'interprétation des résultats.

En exploitant la structuration des données de la syntaxe EnergyTechnologies, OSMOSE se charge d'automatiser toutes les opérations répétitives et récurrentes qui sont typiques des opérations de synthèse système. Par sa structure et par ses fonctionnalités, OSMOSE permet de simplifier de manière considérable l'application de la méthode de synthèse présentée dans le cadre de ce travail. La plate-forme se charge de :

- combiner plusieurs modules
- communiquer avec plusieurs logiciels de modélisation
- échanger les données entre les modules et avec les méthodes de calcul des indicateurs de performance
- résoudre le modèle d'intégration
- appliquer plusieurs méthodes de calcul d'indicateurs de performance
- appeler des méthodes de calcul et de résolution, comme les algorithmes d'optimisation
- Analyser les résultats de calcul

Les prochains paragraphes présentent les caractéristiques principales de la plate-forme. Pour une description détaillée, on se référera à la documentation officielle (Palazzi *et al.* (2009)).

4.4.1 Principe de fonctionnement

La procédure de synthèse définie au chapitre 2 est basée sur le modèle du système, qui est composé par différents modules qui représentent les opérations physiques unitaires qui seront assemblées pour constituer le système. Le modèle est optimisé par un algorithme évolutionniste multi-objectifs, dont les fonctions objectif sont définies à partir des indicateurs de performance calculés sur la base de l'état du système. La procédure de résolution du modèle du système est basée sur la décomposition en un problème maître et un problème esclave. Ce dernier est un sous-problème d'optimisation, formulé selon le modèle d'intégration présenté au chapitre 3.

La figure 4.2 représente la manière dont OSMOSE met en oeuvre la procédure de synthèse du système. Le gestionnaire du système calcule l'état du système à partir des variables de décision envoyées par le gestionnaire de calcul. Ce dernier est constitué par un ensemble de fonctions qui font le lien entre le modèle du système et l'algorithme d'optimisation.

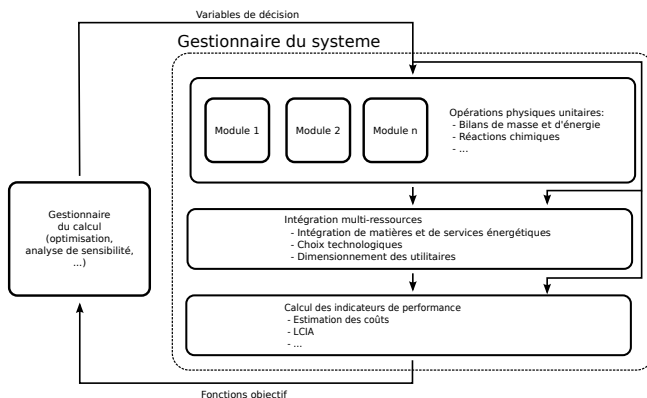


Fig. 4.2: Principe de fonctionnement d'OSMOSE.

Pour calculer l'état du modèle, le gestionnaire du système appelle d'abord les différents modules composants le modèle du système afin de calculer les caractéristiques et les performances des opérations physiques unitaires. La séquence d'appel des modules est déterminée de manière automatique à partir des connexions de matière et d'énergie ou à partir des connexions

entre les variables des modules, comme dans le cas de DOME et CAPE-OPEN.

La résolution des équations des modèles des opérations physiques unitaires est effectuée par OSMOSE en appelant les logiciels de modélisation ou les langages de programmation avec lesquels les équations des modèles ont été programmées.

OSMOSE implémente de nombreux protocoles de communication, afin d'envoyer des données à ces logiciels et pour récupérer les résultats de calcul. Plusieurs logiciels ont déjà été interfacés (tab. 4.1) et d'autres peuvent être connectés avec un effort de programmation limité, grâce à l'architecture modulaire et structurée d'OSMOSE et d'EnergyTechnologies.

Logiciel	Type
Ampl	Programmation mathématique
Aspen	<i>flowsheeting</i>
Cygwin	Émulateur Linux pour Windows
Easy	Intégration énergétique
Ecoinvent	Base de données d'impact environnemental
Glpk	Programmation mathématique (MILP)
Gnuplot	Dessin vectoriel
L ^A T _E X	Génération de rapports automatiques
Matlab	langage de programmation
MatlabMPI	Outil de parallélisation
MOO	Algorithme d'optimisation
Vali	<i>flowsheeting</i>
Modèles compilés	Modèles écrits dans langages de programmation de base (ex. C++)

Tab. 4.1: Liste des logiciels métier actuellement interfacés par OSMOSE.

Ensuite, le modèle d'intégration est résolu afin de calculer la configuration optimale de la superstructure du système. Pour ce faire, OSMOSE collecte et transfère les données définies dans l'interface d'intégration des différents modules (code 4.2) vers l'interface du modèle d'intégration.

Suite à l'intégration, l'état du système est déterminé. Les méthodes d'analyse système sont appelées pour calculer les indicateurs de performance nécessaires au calcul des valeurs des fonctions objectif. Ces dernières sont envoyées au gestionnaire de calcul et l'exécution du gestionnaire du système est terminée.

Selon le type d'outil de calcul, la procédure d'appel du gestionnaire du système peut être exécutée de manière répétitive pour faire par exemple des analyses de sensibilité ou des calculs multi-périodes. Si le calcul le permet, elle peut être parallélisée afin d'exploiter au mieux la puissance

de calcul disponible. L'architecture modulaire d'OSMOSE permet d'envisager plusieurs options de parallélisation, qui exploitent par exemple la décomposition modulaire du modèle du système.

4.4.2 Outils de calcul

Le gestionnaire de calcul d'OSMOSE est en mesure de communiquer avec de nombreux outils de calcul. Ces outils sont utilisés durant les différentes phases de synthèse du système. On présente brièvement dans les paragraphes suivants ceux qui sont utilisés le plus fréquemment.

Grâce à l'architecture modulaire d'OSMOSE, l'intégration de nouveaux outils est relativement aisée et il est donc possible d'adapter la plate-forme aux besoins particuliers de chaque étude de cas.

Optimisation L'optimisation du système peut être effectuée à l'aide de plusieurs algorithmes d'optimisation mono- et multi-objectifs, dont l'algorithme évolutionniste multi-objectifs MOO.

MOO appelle le gestionnaire du système de manière itérative. À chaque évaluation, OSMOSE retourne la valeur des fonctions objectif à l'optimiseur. Les résultats de calcul sont affichés à fur et à mesure dans une courbe de Pareto (sec. 2.9.1). Le calcul peut être parallélisé.

OneRun - Appel simple Durant la phase de développement du modèle du système, il est parfois utile de tester son fonctionnement pour quelques configurations particulières. Le gestionnaire de calcul OneRun a été conçu pour cela.

OneRun appelle une seule fois le gestionnaire du système avec un ensemble de variables de décision définies par l'utilisateur.

Analyse de sensibilité L'analyse de sensibilité est un outil qui permet de faire varier une ou deux variables de décision du modèle du système afin de vérifier leur influence sur les fonctions objectif.

L'outil est très utile pour identifier les paramètres à inclure dans l'optimisation du système ou pour évaluer leurs bornes de validité.

Outils d'analyse des résultats Les résultats de calcul peuvent être analysés par OSMOSE, grâce à des outils statistiques et de générations de graphiques. Ces outils aident l'ingénieur à comprendre les solutions obtenues par l'optimisation du système et à déduire les paramètres de design nécessaires à sa synthèse détaillée.

4.5 Perspectives

4.5.1 Extension du concept de module

Le concept de module présenté à la section 4.2 permet à l'heure actuelle de constituer des modules simples, représentant un ensemble d'opérations physiques unitaires. Or, on a souvent recours aux mêmes modules pour représenter des technologies récurrentes, comme par exemple des cycles combinés. Il serait dans ce cas très utile de pouvoir définir un module "cycle combiné" comme étant composé par deux modules, une turbine à gaz et un cycle vapeur comprenant le générateur de vapeur et les turbines.

Bien entendu, cela est déjà possible avec la définition actuelle des modules, en unissant la formulation mathématique des deux modèles dans un seul module. Toutefois, pour utiliser le modèle d'une technologie sans l'autre, il est nécessaire de décomposer à nouveau le modèle pour former deux modules. Ou alors, il serait nécessaire de maintenir les deux modules séparément et un module avec les deux modèles unis.

Cette démarche n'est pas constructive à long terme, surtout lorsque un module est composé par de nombreux modèles représentant par exemple des lignes de procédé entières ou des technologies de conversion d'énergie complexes. Pour pouvoir maintenir des modules simples tout en disposant de modules complexes, il sera nécessaire d'étendre le concept de module.

Ceci peut être réalisé par la définition du concept de *super-module*, par analogie aux superstructures, dont l'idée est représentée par la figure 4.3.

Les super-modules doivent présenter certaines caractéristiques afin de maintenir une cohérence avec le concept actuel de module. Par exemple, un super-module ne peut contenir que des modules ou des super-modules et ne peut pas définir directement un modèle, car ce rôle est laissé aux modules simple.

La structuration de l'interface des super-modules doit être strictement identique à celle des modules, afin de permettre la communication entre modules et super-modules. Elle doit de plus être en mesure d'exposer les informations disponibles au sein des interfaces des sous-modules, afin que son contenu reste confiné à l'intérieur de sa frontière. La communication avec les sous-modules passera donc par l'interface du super-module.

L'utilisation des super-modules facilitera l'étude de systèmes de grande taille, car la constitution des systèmes pourra se faire rapidement, en assemblant des sous-systèmes déjà établis par des études précédentes. L'amélioration des petits modules sera également transmise aux super-modules, ce qui permettra de réduire les efforts de maintenance. Cette ap-

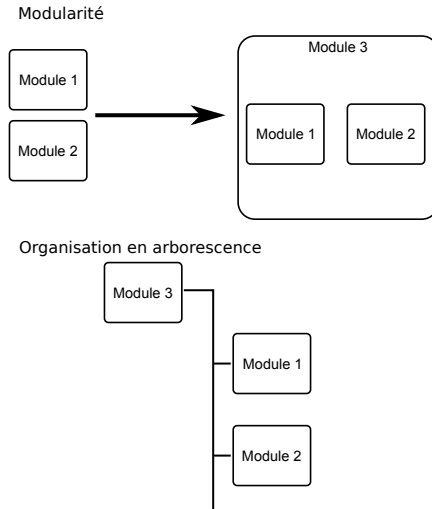


Fig. 4.3: Extension du concept de modules pour permettre la création de "super-modules".

proche devrait profiter des caractéristiques de la programmation orientée-objet.

4.5.2 Modèles mimétiques

L'interface d'un module cache le modèle mathématique qui se trouve à son intérieur. Si on observe uniquement l'interface d'un module, il est possible de définir deux modules équivalents, ayant une formulation mathématique différente. Cette opportunité peut être exploitée pour créer des modèles dits mimétiques, comme proposé par exemple par Henao et Maravelias (2010).

Les modèles mimétiques sont des modèles qui reproduisent le même comportement qu'un modèle de référence, mais qui ont une formulation mathématique simplifiée, qui ne tient souvent pas compte des phénomènes physiques représentés par le modèle original.

Les modèles mimétiques les plus simples sont les modèles de corrélation, qui sont souvent utilisés pour ajuster des données mesurées à une courbe ayant une expression mathématique connue.

De nombreux types de modèles mimétiques ont été développés, tels que les réseaux de neurones, la programmation génétique et plus généralement, les techniques de *machine learning*².

Sans entrer dans les détails, toutes ces techniques rassemblent des éléments mathématiques simples et des opérations arithmétiques de base afin de reproduire des signaux complexes. Ces assemblages sont capables de fournir une réponse à un signal d'entrée dans des temps très réduits, avec une précision qui dépend du temps consacré à l'identification paramétrique, nécessaire pour la constitution du modèle.

Une procédure d'identification peut donc être mise en place afin de développer systématiquement des modèles mimétiques à partir des modules. Ces modèles peuvent ensuite être utilisés en remplacement des modules détaillés, lorsque le niveau de précision requis n'est pas trop élevé. C'est par exemple le cas dans des études exploratoires, où l'objectif est de déduire les lignes à suivre dans la synthèse de la structure d'un système. Une fois les grandes lignes obtenues, il est possible d'effectuer des calculs plus détaillés pour optimiser le système basé sur les modules originaux.

4.5.3 PinchLight - Interfaces utilisateur

Les applications logicielles développées dans le cadre de ce travail permettent de simplifier l'approche de synthèse. Toutefois, ces outils restent des outils de recherche, qui difficilement peuvent faire l'objet d'un transfert technologique vers l'industrie. Ces outils sont en évolution continue et ont pour objectif premier de faire évoluer la recherche afin de relever de nouveaux défis scientifiques.

Toutefois, il est important de transmettre les résultats issus de la recherche au milieu industriel. Cela est en partie réalisé par des publications scientifique et par des projets de partenariat, mais les outils développée méritent également de faire l'objet du transfert technologique.

D'habitude, ce transfert se fait par l'édition de logiciels spécialement conçus pour l'utilisateur final. Si cela s'avère un avantage pour la prise en main et la facilité d'utilisation, on est parfois confrontés à une simplification extrême des contributions scientifiques.

Des projets tels que PinchLight³ offrent une solution qui permet de concilier la facilité d'utilisation à la rigueur scientifique. Il s'agit d'une application web, présentant une interface adaptée à l'utilisateur final, qui est mue par des outils scientifiques, notamment EnergyTechnologies et OSMOSE.

2. Apprentissage automatique, en français.

3. <http://pinchlight.epfl.ch/>

Le projet a pour objectif de diffuser les approches d'intégration de procédés dans l'industrie. Le projet vise un public cible constitué par les petites et les moyennes entreprises. Ces entreprises manquent souvent de moyens financiers et de personnel pour conduire des audits afin de réduire les consommations énergétiques. PinchLight aide les entreprises à conduire une analyse de procédé afin d'identifier les opportunités de récupération et d'économie d'énergie.

L'application met à disposition des utilisateurs une bibliothèque de modules qui représentent les technologies courantes dans les procédés industriel. En assemblant ces modules, l'utilisateur peut dans un premier temps reconstituer le système qui représente son procédé. Le calcul des consommations actuelles est utilisé pour évaluer les opportunités d'économie d'énergie.

L'application web guide l'utilisateur durant le processus d'intégration énergétique et fournit des indications sur la marche à suivre afin d'implémenter des solutions d'économie d'énergie.

La transfert de technologie depuis le milieu de la recherche vers le grand public doit se faire par le moyen de supports riches en contenu. Internet est un moyen moderne, qui permet de mélanger des contenus riches et interactifs. Étant hébergé sur un serveur, un site web est accessible par toute technologie connectée à Internet. Il peut être mis à jour et enrichi constamment, pour refléter les avancées dans le domaine de la recherche. L'utilisateur bénéficie instantanément des améliorations.

Les applications web vont probablement constituer dans l'avenir la clé du succès du transfert de technologie depuis la recherche et vont certainement accélérer le processus de transfert.

Chapitre 5

Cycles combinés et capture du CO₂

5.1 Introduction

Les émissions de CO₂ d'origine fossile constituent une des causes principales du phénomène du réchauffement climatique (IPCC (2009)). Le domaine de la production d'électricité est directement concerné par le problème, car de nombreuses technologies actuellement en exploitation utilisent des ressources fossiles telles le charbon, le gaz naturel ou le pétrole comme vecteurs énergétiques.

De nombreuses technologies pour la production d'électricité sont aujourd'hui en exploitation, dont la filière nucléaire, les centrales hydroélectriques, les turbines à gaz, les cycles vapeur ou les cycles combinés. Mis à part les centrales hydroélectriques, toutes ces technologies émettent directement ou indirectement du CO₂. Les centrales nucléaires, bien que "propres" en termes d'émissions directes de CO₂, présentent d'autres problèmes environnementaux liés à la gestion des déchets radioactifs.

Le remplacement des vecteurs énergétiques d'origine fossile par des vecteurs renouvelables est possible grâce à l'utilisation de nouvelles technologies, telles que par exemple les centrales solaires, éoliennes ou géothermiques. Certaines de ces technologies commencent à être exploitées de manière industrielle, mais la plupart reste encore au stade de développement. La part d'électricité d'origine renouvelable reste à ce jour marginale sur le marché comme le démontre la figure 1.2, qui concerne l'utilisation de l'énergie en Suisse.

Pour cette raison, il n'est pas envisageable d'imaginer aujourd'hui l'abandon total des ressources fossiles au bénéfice des ressources renouvelables. Ce changement aura probablement lieu avec le temps, progressivement.

Outre l'augmentation de l'efficacité, la capture et la séquestration du CO₂ fossile est considérée comme une méthode d'avenir pour réduire les émissions. L'intégration du processus de séparation et de capture du CO₂ au sein du processus de conversion d'énergie permet d'identifier des possibilités de valorisation de l'énergie qui peuvent conduire à la limitation

des pertes ou même à l'augmentation des performances des technologies de conversion.

5.2 Les cycles combinés

Les cycles combinés superposent le cycle d'une turbine à gaz à celui d'un cycle vapeur (fig. 5.1). Par rapport aux cycles pris singulièrement, les cycles combinés permettent d'augmenter l'efficacité de conversion d'énergie et de réduire les consommations de ressources fossiles pour une même quantité d'électricité produite.

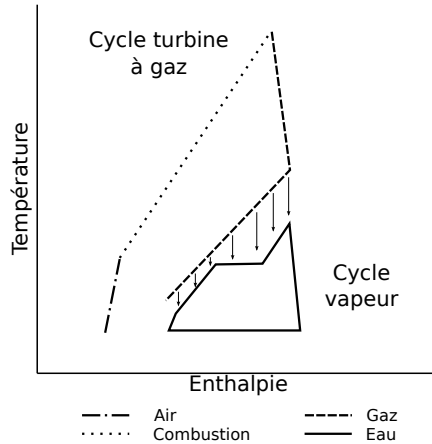


Fig. 5.1: Superposition du cycle de turbine à gaz et du cycle vapeur.

Dans les cycles combinés, la capture du CO₂ peut être réalisée de nombreuses manières, par exemple grâce à la séparation par différence de pression ou de température. Toutefois, ces techniques consomment de l'électricité et réduisent considérablement l'efficacité globale des cycles combinés. La technologie AZEP (Griffin *et al.* (2005)) offre une alternative intéressante car elle met en place une solution intégrée pour la capture du CO₂, qui réduit considérablement les pertes d'efficacité du cycle.

5.3 Objectifs

L'objectif de cette étude est de comparer les performances des cycles combinés classiques avec celles des cycles combinés basés sur la turbine à gaz de type AZEP. Les performances sont basées sur l'efficacité des deux cycles et sur le prix de revient de l'électricité produite.

Les experts (Åsen et Wilhelmsen (2003); Eklund *et al.* (2003); Griffin *et al.* (2005)) prédisent une perte en efficacité du cycle AZEP de l'ordre de 2 à 5 points par rapport aux cycles conventionnels, à cause des limitations de température imposées par cette technologie. Cette prévision est effectuée sur la base d'approches de simulation classiques, où la structure du réseau de récupération de chaleur et du cycle vapeur est préétablie. L'application de la méthode de synthèse développée dans le cadre de ce travail permet de montrer que, grâce à l'utilisation des techniques d'intégration et d'optimisation, ces prévisions sont erronées.

L'exemple offre également l'occasion d'illustrer la démarche proposée dans ce travail pour réaliser la synthèse d'un système énergétique. On commence par constituer les modèles représentant les différentes technologies. On définit ensuite la liste des flux nécessaires pour le calcul d'intégration et les données requises pour le calcul des indicateurs de performance. L'optimisation multi-objectif de la configuration des systèmes permet d'obtenir un ensemble de solutions, qui seront enfin analysées afin de déduire les paramètres de design importants pour la conception détaillée.

Ce cas d'application a été présenté à la conférence ECOS 2005 (Bolliger *et al.* (2005)) et a ensuite été retravaillé en collaboration avec Girardin *et al.* (2009).

5.4 Modélisation des cycles combinés

Le cycle combiné gaz-vapeur conventionnel est constitué par trois sous-systèmes distincts : la turbine à gaz, le cycle vapeur et l'eau de refroidissement. Ces trois parties sont connectées par le réseau d'échangeurs de chaleur, sans qu'aucun transfert de matière entre sous-systèmes n'ait lieu.

Ces trois sous-systèmes sont modélisés séparément. Cette séparation est principalement motivée par des questions de facilité de modélisation offerte par les logiciels de modélisation utilisés et pour favoriser leur réutilisation dans d'autres contextes.

La turbine à gaz AZEP et la capture du CO₂ sont considérés comme un seul sous-système, qui est modélisé à l'aide d'un logiciel de *flowsheeting*. Ce choix est raisonnable, car une seule technique de capture du CO₂ est considérée. Toutefois, si plusieurs alternatives de capture devaient être étudiées, il serait préférable de constituer plusieurs modèles séparés, qui seraient reliés par une couche de bilan de matière explicite.

Ces modèles sont définis selon la méthode développée dans le cadre de ce travail. Chaque modèle est défini sous la forme d'un module, qui décrit ses paramètres et ses variables, ainsi que les données nécessaires

pour la définition des interfaces pour le modèle d'intégration et le calcul des indicateurs de performance.

L'intégration des deux cycles est basée sur les transferts de chaleur et elle est calculée à l'aide de la cascade thermique. Les deux turbines sont considérées comme des unités de procédé. Par conséquent, le cycle vapeur et l'eau de refroidissement, faisant office d'utilitaires, sont dimensionnés pour exploiter aux mieux la disponibilité de chaleur résiduelle en sortie des turbines à gaz.

5.4.1 Turbine à gaz conventionnelle

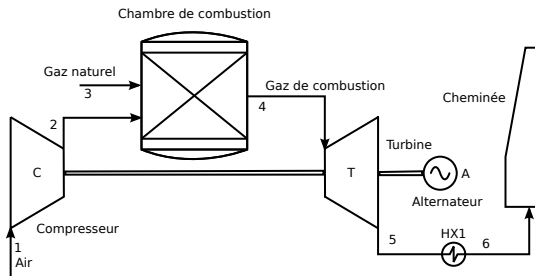


Fig. 5.2: Éléments constituant le modèle de la turbine à gaz.

Le modèle qui représente la turbine à gaz conventionnelle est composé par cinq éléments principaux :

- Un compresseur d'air
- Une chambre de combustion
- Une turbine
- Une cheminée
- Un alternateur

La figure 5.2 représente les éléments de la turbine à gaz modélisée, ainsi que les flux thermiques utilisés pour définir le problème d'intégration.

L'air est comprimé jusqu'à la pression P_2 et ensuite mélangé au gaz naturel. La combustion a lieu dans la chambre de combustion. Les gaz de combustion quittent la chambre de combustion à la température T_4 et sont détendus dans la turbine. Les gaz sont ensuite refroidis de la température T_5 jusqu'à la température T_6 avant d'être rejetés dans l'atmosphère. Si des technologies de capture du CO₂ sont prévues à la sortie de la turbine, les gaz sont d'abord traités avant le rejet à la cheminée. Dans ce cas, les gaz de combustion sont recyclés afin d'augmenter la pression partielle du CO₂ et de limiter les coûts d'installation.

La chaleur récupérée dans l'échangeur HX1 est utilisée pour produire de la vapeur dans le générateur de vapeur. Cet échangeur constitue le seul flux de chaleur à intégrer (tab. 5.2).

La formulation mathématique des opérations physiques unitaires intervenant dans une turbine à gaz sont très simples et n'est pas développée ici. Le livre Borel et Favrat (2005) fournit des explications très détaillées.

La figure 5.3 représente la procédure qui permet de décrire le module de la turbine à gaz selon la méthode développée dans le cadre de ce travail. Elle montre la correspondance entre les paramètres du modèle et leur définition au sein de l'interface du module. Les deux interfaces avec les méthodes de calcul des coûts et d'intégration sont également représentées.

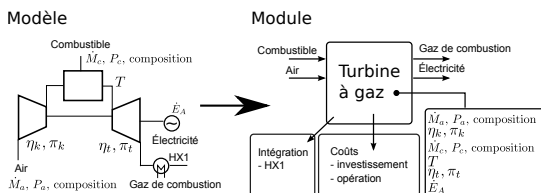


Fig. 5.3: Représentation d'un modèle d'une turbine à gaz sous la forme de module.

Le tableau 5.1 définit les variables de décision du modèle qui sont utilisées durant l'optimisation, selon les définitions établies par la figure 5.2. L'air se trouve dans des conditions standard au point 1 et on admet que le gaz naturel est composé uniquement de méthane. Son débit \dot{M}_3 est fixé à 2 kg/s, afin d'obtenir une puissance nette \dot{E}_A de l'ordre de 45 MW. L'alternateur A, qui convertit la puissance mécanique de l'arbre de la turbine en électricité a une efficacité η_A de 98%.

Paramètre	Unité	Borne inf.	Borne sup.
P_2	bar	20	60
η_C	%	80	90
T_4	K	1440	1600
η_T	%	86	90
T_6	K	373	403

Tab. 5.1: Variables de décision du modèle de la turbine à gaz

Le tableau 5.3 montre un exemple de l'état thermodynamique typique des points 1 à 6 représentés dans la figure 5.2, ainsi que les puissances fournies ou consommées par la turbine et le compresseur.

Flux	Tin	Tout
HX1	T ₅	T ₆

Tab. 5.2: Liste des flux thermiques de la turbine à gaz intégrés par la cascade thermique.

Paramètre	Valeur	Unité	Paramètre	Valeur	Unité
Point 1			Point 4		
\dot{M}	97.26	kg/s	T	1527	K
\dot{m}_{O_2}	21	%	\dot{M}	99.26	kg/s
\dot{m}_{N_2}	79	%	\dot{m}_{CH_4}	0	%
T	293.15	K	\dot{m}_{O_2}	12.9	%
P	1	bar	\dot{m}_{N_2}	75.1	%
Point 2			\dot{m}_{H_2O}	8.4	%
P	20.9	bar	\dot{m}_{CO_2}	3.6	%
T	737	K	Point 5		
Point 3			T	832	K
T	298.15	K	Point 6		
\dot{M}	2	kg/s	T	395	K
\dot{m}_{CH_4}	100	%	Compresseur		
			\dot{E}	45.8	MW
			Turbine		
			\dot{E}	86.1	MW
			Turbine à gaz		
			\dot{E}	39.5	MW

Tab. 5.3: Conditions opératoires typiques de la turbine à gaz.

Le coût des turbines à gaz est calculé à l'aide des relations établies par Pelster (1998). Elles ont été définies à partir d'un ensemble de turbines à gaz conventionnelles disponibles sur le marché.

Compresseur Le coût d'achat du compresseur est défini par la relation (5.1). Il dépend du débit d'air \dot{M}_C , du rapport de pression π_C et du rendement du compresseur η_C .

$$C_C = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \frac{39.5}{0.95 - \eta_C} \cdot 515 \cdot \left(\frac{\dot{M}_C}{515} \right)^{0.7} \cdot 15 \cdot \ln(\pi_C) \quad [\text{\$}] \quad (5.1)$$

Chambre de combustion Le coût de la chambre de combustion est défini par la relation (5.2). Il est fonction du débit de gaz de combustion \dot{M}_B , du rapport de pression entre l'entrée et la sortie π_B et de la température

de combustion T_B .

$$C_B = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \frac{25.6}{|0.995 - \pi_B|} \cdot 460 \cdot \left(\frac{\dot{M}_B}{460}\right)^{0.7} \cdot (1 + e^{0.015 \cdot (T_B - 1540)}) \quad [\$] \quad (5.2)$$

Turbine (à gaz) Le coût de la turbine est défini par la relation (5.3) et inclut le coût de l'alternateur. Il est fonction du débit de gaz de combustion \dot{M}_T , du rapport de pression π_T et de la température d'entrée de la turbine T_T , qui est souvent identique à la température de combustion.

$$C_T = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \frac{266.3}{0.94 - \eta_T} \cdot 460 \cdot \left(\frac{\dot{M}_T}{460}\right)^{0.7} \cdot \ln(\pi_T)(1 + e^{0.025(T_T - 1570)}) \quad [\$] \quad (5.3)$$

5.4.2 Turbine à gaz AZEP

L'acronyme AZEP signifie *Advanced Zero Emission Power plant*¹. La figure 5.4 montre le principe de fonctionnement de la turbine AZEP.

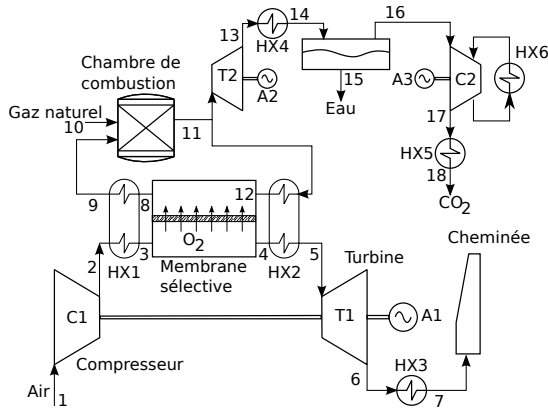


Fig. 5.4: Éléments constituant le modèle de la turbine à gaz AZEP.

La turbine à gaz de type AZEP est très similaire à une turbine à gaz conventionnelle. La différence se situe au niveau de la chambre de combustion, qui a été modifiée afin de permettre la capture du CO₂. Un système composé par une membrane sélectivement poreuse, qui laisse passer l'oxygène présent dans l'air, et un système de recirculation sont ajoutés à la configuration de base de la turbine à gaz.

1. Installation de production électrique avancée à émission nulle.

Selon la figure 5.4, l'air est comprimé dans le compresseur C1 jusqu'à une pression d'environ 20 bar et 450 °C (Griffin *et al.* (2005)). Il est ensuite préchauffé jusqu'à une température variant entre 900 et 1100 °C, nécessaire pour le bon fonctionnement de la membrane sélective. À cette température, l'air entre en contact avec la membrane et une partie de l'oxygène (généralement 30 à 50 % (Griffin *et al.* (2005))) est transféré vers le système de la chambre de combustion. L'air appauvri entre ensuite dans le deuxième échangeur HX2, pour être chauffé jusqu'à une température supérieure à 1200 °C. Enfin l'air est détendu dans la turbine et refroidi dans le générateur de vapeur (pas défini dans la figure 5.4) jusqu'à la température de rejet à la cheminée, qui correspond à la température ambiante. En effet, comme l'air ne contient pas de produits de combustion, il n'y a pas de risque de problèmes de corrosion.

L'oxygène extrait de l'air entre dans le brûleur où il est mélangé aux gaz de combustion (composés principalement par de l'eau et du CO₂), qui sont en partie recyclés pour réduire la température de combustion. Le gaz naturel est injecté en quantité stoechiométrique afin d'atteindre une température de combustion d'environ 1250 °C.

Une grande partie des gaz de combustion sont recyclés à l'intérieur du réacteur (90 %, (Griffin *et al.* (2005))) et entrent dans l'échangeur de chaleur à haute température HX2 pour chauffer l'air qui sera détendu dans la turbine. Puisque la combustion est complète, il n'y a plus d'oxygène au point 11. La différence de pression partielle en oxygène entre les deux parties de la membrane sont à l'origine du transfert sélectif.

La partie de gaz de combustion qui n'est pas recyclée est traitée afin de séparer le CO₂ de l'eau produits par la combustion. Plusieurs traitements sont envisageables. Dans cette application, les gaz sont d'abord détendus dans la turbine T2 afin de produire de l'électricité. La détente permet également de refroidir les gaz et de favoriser la condensation de l'eau. L'échangeur HX4 permet d'assurer une condensation presque complète. Après séparation, le point 16 est composé par du CO₂ à très haute concentration. Les gaz sont enfin pressurisés dans le compresseur multi-étagé C2 et liquéfiés (HX5), typiquement à 20 °C et 100 bar (Eklund *et al.* (2003)) pour pouvoir être traités sur le site de séquestration. La compression du CO₂ génère de la chaleur, qui est évacuée par plusieurs échangeurs, représentés sur la figure 5.4 par l'échangeur HX6. Le CO₂ liquide peut être embouteillé ou envoyé vers le site de stockage à travers un réseau de distribution.

La performance du cycle AZEP est limitée par la température imposée par les matériaux céramiques utilisés pour l'échangeur de chaleur à haute température, qui ne supportent pas des températures supérieures

à environ 1250 °C (Griffin *et al.* (2005)). Une telle température d'entrée de la turbine limite le potentiel de détente. La compression du CO₂ demande également un apport de puissance qui réduit la puissance nette en sortie du cycle combiné. Comparée à d'autres technologies de capture du CO₂ (PSA², TSA³, cryogénie) pouvant être associées aux cycles combinés conventionnels au prix de pertes supérieures à 10 % (Griffin *et al.* (2005)), la technologie AZEP permet d'obtenir des performances très intéressantes.

Les équations de comportement des différentes opérations unitaires sont similaires à celles d'une turbine à gaz conventionnelle. La surface de la membrane A_M (Bouwmeester et Burggraaf (1997); Bredesen et Sogge (1996)) dépend du débit d'oxygène $\dot{M}_{O_2,3-8}$ séparé, de sa différence de pression partielle entre les deux parties de la membrane ΔP_{O_2} et de la température d'échange $T = \frac{T_{12}+T_3}{2}$, $\bar{r} = 8.314$ kJ/K/kmol est la constante molaire universelle des gaz parfaits et semi-perfaits.

$$A_M = \frac{\dot{M}_{O_2,3-8}}{0.0022 \cdot (\Delta P_{O_2})^{0.25} \cdot e^{-72000/\bar{r}T}} \quad [\text{m}^2] \quad (5.4)$$

Le tableau 5.4 résume les variables de décision utilisées pour l'optimisation de la turbine AZEP. L'air se trouve au point 1 dans des conditions standard. Comme pour la turbine à gaz conventionnelle, le débit de gaz naturel \dot{M}_{10} (100 % méthane) est fixé à 2 kg/s. Dans ce cas, les efficacités des turbines et des compresseurs sont fixées. Les valeurs ont été déterminées par les spécifications du premier prototype de la turbine AZEP (Griffin *et al.* (2005)). L'efficacité des alternateurs est fixée à 98 %, comme dans le cas de la turbine à gaz conventionnelle.

Contrairement à la turbine à gaz conventionnelle, la turbine AZEP présente de nombreux flux chauds à différents niveaux de température (tab. 5.5). On retrouve le flux traversant l'échangeur HX3, mais il y a également de nouveaux flux. Les flux proches de la membrane échangent entre eux et ne présentent pas d'intérêt en terme d'intégration. Par contre, le refroidissement des gaz (HX4) et le refroidissement du CO₂ (HX5 et HX6) peuvent être intégrés. Leur chaleur, à moyenne et basse température, peut être récupérée afin de préchauffer l'eau du cycle vapeur.

Le tableau 5.6 présente un cas typique de conditions opératoires de la turbine AZEP.

2. *Pressure swing absorption*, séparation par chute de pression.

3. *Temperature swing absorption*, séparation par chute de température.

Paramètre	Unité	Borne sup.	Borne inf.	Val. fixe
P_2	bar	15	45	
η_{C1}	%			88
T_3	K	1100	1200	
$M_{O_2,3-8}$	% en masse	20	40	
$T_9 - T_2$	K	80	300	
T_{11}	K	1550	1600	
P_{13}	bar	0.2	2	
η_{T1}	%			93
η_{T2}	%			90
η_{C2}	%			80
T_7	K			293.15

Tab. 5.4: Paramètres du modèle de la turbine à gaz de type AZEP

Flux	Tin	Tout
HX3	T_6	T_7
HX4	T_{13}	T_{14}
HX5	T_{17}	T_{18}
HX6	plusieurs flux, selon le nombre d'étages de compression	

Tab. 5.5: Liste des flux thermiques de la turbine AZEP intégrés par la cascade thermique.

Le coût de la turbine à gaz AZEP est calculé de manière analogue à celui de la turbine à gaz conventionnelle (éq. 5.1 à 5.3) pour les éléments communs, auxquels on ajoute le calcul du coût de la membrane sélective.

Paramètre	Valeur	Unité	Paramètre	Valeur	Unité
Point 1			Point 11		
\dot{M}	104.9	kg/s	T	1600	K
\dot{m}_{O_2}	21	%	\dot{M}	83.1	kg/s
\dot{m}_{N_2}	79	%	\dot{m}_{CH_4}	0	%
T	293.15	%	\dot{m}_{O_2}	0	%
P	1	bar	\dot{m}_{CO_2}	55	%
Point 2			\dot{m}_{H_2O}	45	%
P	40.9	bar	Point 12		
T	877	K	T	1259	K
Point 3			\dot{M}	73.2	kg/s
T	1200	K	Point 13		
Point 4			P	0.2	bar
\dot{m}_{O_2}	17.6	%	T	753	K
\dot{m}_{N_2}	79.4	%	Point 14		
Point 5			T	298	K
T	1599	K	Point 15		
Point 6			\dot{M}	4.0	kg/s
T	701	K	Point 16		
Point 7			\dot{M}	5.9	kg/s
T	298	K	\dot{m}_{CO_2}	92.9	%
Point 8			\dot{m}_{H_2O}	7.1	%
P	30	bar	Point 17		
T	1255	K	P	100	bar
\dot{M}	81.1	kg/s	T	300	K
\dot{m}_{CH_4}	0	%	Point 18		
\dot{m}_{O_2}	9.8	%	T	298	K
\dot{m}_{N_2}	0	%	Compresseur C1		
\dot{m}_{H_2O}	40.6	%	\dot{E}	65.3	MW
\dot{m}_{CO_2}	49.6	%	Compresseur C2		
Point 9			\dot{E}	4.2	MW
T	974	K	Turbine T1		
Point 10			\dot{E}	101.9	MW
T	293	K	Turbine T2		
\dot{M}	2	kg/s	\dot{E}	14.7	MW
\dot{m}_{CH_4}	100	%	Turbine à gaz		
			\dot{E}	46.3	MW

Tab. 5.6: Conditions opératoires typiques de la turbine à gaz AZEP.

Membrane sélective La membrane sélective de la turbine AZEP n'est pas encore produite industriellement. Son coût C_M (éq. 5.5) est donc une prévision future, établie par Bredesen et Sogge (1996) et Bouwmester et Burggraaf (1997). Pour cette raison, le facteur d'actualisation n'est pas utilisé. A_M est la surface de la membrane.

$$C_M = 1000 \cdot A_M \quad [\text{\$}] \quad (5.5)$$

5.4.3 Cycle vapeur

Grâce à la technique de modularisation, le modèle du cycle vapeur est utilisé pour l'étude des deux cycles combinés.

Description du modèle La modélisation du cycle vapeur est effectuée à l'aide de la formulation présentée à la section 3.8.1. Le modèle génère automatiquement les flux de matière et de chaleur du modèle d'intégration ainsi que les données nécessaires au calcul de la puissance électrique produite à partir de la définition de l'état thermodynamique des deux types de collecteurs du cycle : les collecteurs de vapeur et les collecteurs de condensat.

Le modèle ainsi défini est demandeur en chaleur pour la vaporisation de l'eau vers les collecteurs de vapeur et présente un excès de chaleur au niveau des retours de condensat. Ces besoins sont satisfaits par l'apport de chaleur des turbines à gaz et par l'eau de refroidissement. Par conséquent, les débits de vapeur et de condensat sont calculés de telle manière à exploiter au mieux les disponibilités de chaleur et pour produire un maximum de puissance électrique. L'optimisation du problème d'intégration permet donc de calculer la configuration optimale du cycle vapeur, en favorisant les collecteurs les plus performants.

Pour l'étude des cycles combinés, trois niveaux de collecteurs de vapeur pouvant alimenter des turbines (V), cinq collecteurs de vapeur pour les soutirages (S) et un collecteur de condensat C sont définis. Les trois collecteurs alimentant les turbines peuvent être resurchauffés, c'est-à-dire que la vapeur en sortie d'une turbine peut être chauffée dans le générateur et être ré-injectée dans une nouvelle turbine au lieu d'être envoyée au collecteur de condensat. Cette technique permet d'augmenter les performances du cycle.

L'état thermodynamique du collecteur de condensat est fixé à 0.02 bar et à une température inférieure de 5 K par rapport à la température de saturation.

Le tableau 5.7 résume les états thermodynamiques des différents collecteurs. Les deux valeurs pour chaque paramètre indiquent les plages de variation admises pour l'optimisation. L'efficacité des turbines a été fixée à 90 % pour les modèles à extraction et à 85 % pour les turbines à condensation partielle. L'efficacité des pompes est fixée à 95 %.

Le coût du cycle est calculé par la contribution des pompes, des turbines et des échangeurs de chaleur du générateur de vapeur.

Collecteur	Type	Pression		Surchauffe ^a		Temp. resurch. ^b	
		[bar]	[bar]	[K]	[K]	[K]	[K]
V1	vapeur	2	30	20	100	0	100
V2	vapeur	30	140	20	150	0	100
V3	vapeur	100	180	20	100	0	100
S1	soutirage	40	180	0	80		
S2	soutirage	20	40	0	30		
S3	soutirage	5	60	0	80		
S4	soutirage	0.02	5	0	30		
S5	soutirage	0.02	1	0.85 [-] ^c	1 [-] ^c		

^a Surchauffe par rapport à la température de saturation.

^b Surchauffe par rapport à la température de saturation pour le flux extrait de la turbine et qui est resurchauffé.

^c Titre vapeur.

Tab. 5.7: Paramètres du modèle du cycle vapeur.

Pompe Le coût des pompes (Turton *et al.* (2003); Ulrich (1984)) est établi par la relation (5.6). On admet que les pompes sont de type centrifuges et que le coût d'achat dépend de la puissance électrique consommée \dot{E}_P et du rapport de pression π_P , s'il dépasse la valeur de 11.

$$C_P = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \cdot (1.80 + 2.718 \cdot f_P) \cdot \left(10^{3.5793+0.3208 \cdot \log(\dot{E}_P)+0.02850 \cdot (\log(\dot{E}_P))^2} \right) \quad [\text{\$}] \quad (5.6)$$

$$f_P = \begin{cases} 1 & \text{si } \pi_P < 11 \\ 0.1682 + 0.3477 \cdot \log(\pi_P - 1) + 0.4841 \cdot \log(\pi_P - 1)^2 & \text{sinon} \end{cases}$$

Turbine (à vapeur) Le coût des turbines à vapeur (Turton *et al.* (2003); Ulrich (1984)) est établi à l'aide de la relation (5.7). Ce coût inclut celui de l'alternateur et ne requiert que la puissance électrique \dot{E}_{ST} générée.

$$C_{ST} = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \cdot \left(3.5 \cdot 10^{3.7222+0.4401 \cdot \log(\dot{E}_{ST})} + 10^{2.1206+0.9545 \cdot \log(\dot{E}_{ST})-0.06614 \cdot (\log(\dot{E}_{ST}))^2} \right) \quad [\text{\$}] \quad (5.7)$$

Échangeur de chaleur La relation (5.8) permet de calculer le coût des échangeurs de chaleur (Turton *et al.* (2003)). On admet que les échangeurs sont à plaques. La relation requiert la spécification de la surface d'échange A_{HX} .

La relation est utilisée pour calculer le coût des deux échangeurs HX1 et HX2 de la turbine AZEP et pour estimer le coût du réseau d'échangeurs calculé par intégration.

Lors de la phase d'optimisation, l'estimation de la surface du réseau d'échangeurs est effectuée à l'aide de la formule de Bath (sec. 3.7.2), sur la base d'une surface moyenne. Lors de la synthèse détaillée du réseau, le calcul du coût est par contre déterminé sur la base de chaque échangeur. Il faut donc s'attendre à une différence de coût entre la valeur calculée lors de l'optimisation et la valeur obtenue après calcul détaillé.

$$C_{HX} = \frac{f_{M\&S}}{1069.9} \cdot 4.583 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{A_{HX}}{281.3} \right)^{0.4242} \quad [\$] \quad (5.8)$$

5.4.4 Eau de refroidissement

L'eau de refroidissement permet d'évacuer la chaleur en excès du système. Le modèle est très simple et il est constitué par un simple flux thermique, sous la forme d'un flux à température de sortie variable. Ceci permet d'ajuster le profil température-enthalpie du flux aux besoins du système.

La température d'entrée du flux est fixée à 281 K, la température de sortie maximum à 303 K et l'échantillonnage est effectué tous les 2 K.

5.4.5 Variables de décision du modèle d'intégration

L'optimalité de l'intégration du cycle vapeur est fondamentale pour obtenir les meilleures performances des cycles combinés. La quantité de chaleur que le cycle vapeur peut récupérer dépend entre autres de la différence de température minimale acceptée dans les échangeurs de chaleur, qui est définie par les $\Delta T_s^{min/2}$ des différents flux du système. Une petite valeur attribuée aux $\Delta T_s^{min/2}$ permet de récupérer une plus grande quantité de chaleur, mais se répercute également sur l'augmentation des coûts d'investissement pour l'achat des échangeurs.

L'optimisation des $\Delta T_s^{min/2}$ permet donc d'identifier le compromis optimal entre les performances des cycles combinés et les coûts d'investissement. Pour ce faire, on utilise la technique définie à la section 3.10, qui permet de calculer la valeur des différents $\Delta T_s^{min/2}$ à partir d'une situation de référence. Le rapport $\Delta T_{ref}^{min}/\alpha_{ref}$ relatif à la situation de référence est ensuite défini comme variable de décision de l'optimisation globale des deux cycles combinés. Les bornes de validité du rapport sont définies entre $1E^{-10}$ et 1.

5.5 Comparaison des performances

La configuration des deux cycles combinés est optimisée avec l'algorithme évolutionniste MOO (sec. 2.8.5) sur la base des variables de décision définies dans les tableaux 5.1, 5.4 et 5.7. Deux fonctions objectif sont définies : la puissance totale du cycle combiné et le coût annuel du cycle combiné.

5.5.1 Puissance du cycle combiné

La puissance du cycle combiné \dot{E}_{CC} (éq. 5.9) est calculée en considérant la contribution des turbines à gaz \dot{E}_{AZEP} ou \dot{E}_{GT} et celle du cycle vapeur \dot{E}_{ST} .

$$\dot{E}_{CC} = \begin{cases} \dot{E}_{AZEP} \\ \dot{E}_{GT} \end{cases} + \dot{E}_{ST} \quad (5.9)$$

Pour la turbine à gaz conventionnelle, la puissance nette \dot{E}_{GT} (éq. 5.10) correspond à la puissance obtenue à la sortie de l'alternateur A (fig. 5.2). Elle tient compte du bilan de puissance entre la turbine et le compresseur, ainsi que de la perte due à l'efficacité de l'alternateur.

$$\dot{E}_{GT} = \dot{E}_A = \eta_A \cdot (\dot{E}_T - \dot{E}_C) \quad (5.10)$$

Pour la turbine de type AZEP, on procède de la même manière pour ce qui concerne le compresseur C1 et la turbine T1 (fig. 5.4). À cette première puissance nette, on ajoute celle produite par la turbine T2 (après conversion par l'alternateur A2) et celle consommée par le compresseur multi-étagé C2 (et l'alternateur A3). Dans ce cas, la turbine T2 et le compresseur C2 ne sont pas sur le même axe d'entraînement. Par conséquent la double conversion des alternateurs A2 et A3 induit une perte supplémentaire. La puissance nette de la turbine AZEP \dot{E}_{AZEP} est définie par l'équation (5.11).

$$\begin{aligned} \dot{E}_{AZEP} &= \dot{E}_{A1} + \dot{E}_{A2} - \dot{E}_{A3} \\ &= \eta_{A1} \cdot (\dot{E}_{T1} - \dot{E}_{C1}) + \eta_{A2} \cdot \dot{E}_{T2} - \frac{1}{\eta_{A3}} \cdot \dot{E}_{C2} \end{aligned} \quad (5.11)$$

Dans le cycle vapeur, le calcul de la puissance est analogue à celui de la turbine AZEP. Turbines T et pompes P ne sont pas couplés direc-

tement. N_V est le nombre d'étages de détente, qui est déterminé par le problème d'optimisation du modèle d'intégration. La puissance nette du cycle vapeur \dot{E}_{ST} est définie par l'équation (5.12).

$$\dot{E}_{ST} = \sum_{t=1}^{N_V} \eta_{At} \cdot \dot{E}_{Tt} - \sum_{c=1}^{N_V} \frac{1}{\eta_{Pc}} \cdot \dot{E}_{Pc} \quad (5.12)$$

La puissance des pompes de circulation qui sont utilisées pour acheminer l'eau de refroidissement depuis la source (rivière ou lac, par exemple) est négligée.

5.5.2 Coût annuel du cycle combiné

Le coût annuel du cycle combiné est établi en tenant compte du coût opératoire et du coût d'investissement annualisé. Le temps d'opération annuel est fixé à 7884 heures, correspondant à 90% du temps disponible durant une année. Le coût d'investissement est annualisé sur la base d'un taux d'intérêt de 12%, pour une durée de 20 ans. Ce coût correspond au *grassroot*, c'est-à-dire à l'investissement total pour une nouvelle usine, sans tenir compte du coût d'achat du terrain.

Les coûts opératoires concernent l'achat du gaz naturel (0.18 \$/kg⁴) et de l'eau de refroidissement (0.001 \$/kg⁵).

Les coûts d'investissement, exprimés ici en \$, sont estimés par le moyen de relations déterminées par étude comparative. L'actualisation du prix est déterminée à l'aide du facteur de Marshall & Swift $f_{M\&S}$ de 2009, qui vaut 1468.6.

5.6 Résultats d'optimisation

Les résultats de l'optimisation des deux cycles combinés sont représentés par la figure 5.5, sous la forme d'une courbe de pareto. Elle montre le compromis optimal entre la puissance des cycles combinés et leur coût annualisé.

Comme prévu, le cycle AZEP est plus cher (presque deux fois) que le cycle combiné conventionnel. Toutefois, les coûts des technologies de capture du CO₂ applicables à ce dernier cycle ne sont pas considérés. Par conséquent la comparaison des coûts n'est pas directement applicable.

4. Ce prix a été déterminé à partir des données fournies par le site internet <http://www.utrg.com/daily/gasprice.html> le 6 novembre 2009.

5. Ce prix est indicatif.

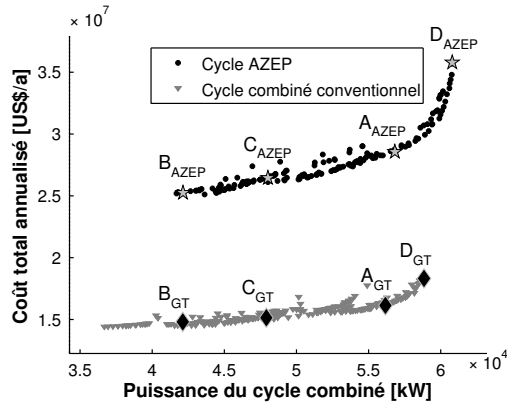


Fig. 5.5: Courbe de Pareto résultant de l'optimisation des deux cycles combinés.

Un résultat qui peut paraître étonnant à première vue est le fait que le cycle AZEP affiche des puissances supérieures à celles du cycle conventionnel, pour une même quantité de gaz naturel. Comme démontré par la suite, ce résultat s'explique par un plus grand potentiel d'intégration du cycle vapeur, dû à la disponibilité de chaleur à basse température.

À partir des résultats d'optimisation, il est possible de déduire deux indicateurs de performance : le coût spécifique de la production d'électricité et l'efficacité de conversion du système, qui sont représentés par la figure 5.6. Le coût spécifique, qui correspond au coût total annualisé divisé par la puissance du cycle combiné, présente un minimum qui peut être utilisé pour déterminer le régime nominal lors de la conception des cycles.

Les deux figures 5.5 et 5.6 affichent des points particuliers, qui sont utilisés par la suite pour une analyse approfondie des résultats d'optimisation. Les raisons de leur choix sont détaillées au tableau 5.8.

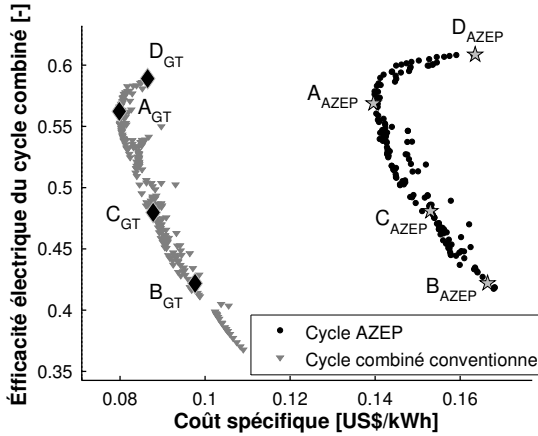


Fig. 5.6: Rapport entre coût spécifique et efficacité.

Point	Description
A	Ce point représente le coût spécifique minimum.
B	Correspond à un des coûts annualisés les plus faibles du cycle conventionnel. Le point B_{GT} présente la même puissance que le point B_{AZEP} . Ce point permet de comparer la différence entre les deux cycles combinés au niveau de leur superstructure.
C	Correspond à une puissance intermédiaire du cycle AZEP. Le point C_{GT} présente la même puissance que le point C_{AZEP} .
D	Puissance maximale des deux cycles combinés.

Tab. 5.8: Points de calcul retenus pour l'analyse des résultats d'optimisation.

5.7 Analyse des coûts

On compare ici les coûts des deux cycles, afin de comprendre les différences et les points communs.

5.7.1 Répartition des coûts

Répartition relative La figure 5.7 compare la répartition des coûts pour les quatre points particuliers concernant le cycle combiné conventionnel. La même comparaison est effectuée dans la figure 5.8 pour le cycle combiné AZEP.

Pour le cycle combiné conventionnel, les points B, C et A présentent des répartitions de coût similaires. Le coût du gaz naturel est prépondérant et diminue légèrement avec l'augmentation des performances. Les coûts opératoires (gaz et eau) représentent près de 80 % des coûts, rendant le prix de l'électricité très sensible à la fluctuation de celui du gaz naturel.

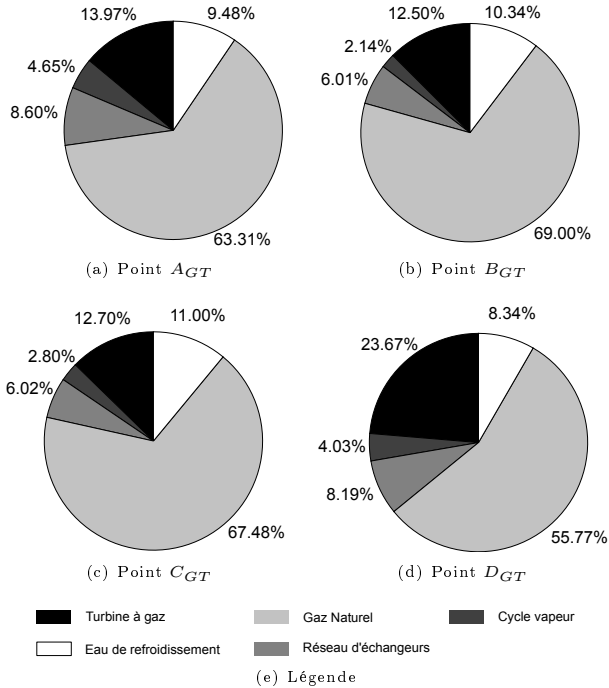


Fig. 5.7: Répartition des coûts pour les points A_{GT} à D_{GT} relatifs au cycle combiné conventionnel.

Pour atteindre les performances maximales (point D), il est nécessaire d'augmenter sensiblement l'investissement (+ 15%).

Pour le cycle AZEP, on constate que l'augmentation des performances (points B à D), est suivie par une augmentation du coût du réseau d'échangeurs (+5%), dû à une meilleure intégration du cycle vapeur. Le coût de la turbine AZEP augmente sensiblement entre le point C et le point D (+10%) et la proportion du coût du gaz naturel baisse considérablement (-12%). Dans les trois cas, le coût des turbines à vapeur et de l'eau de refroidissement sont marginaux. Dans ce cycle, les coûts opératoires représentent 35 à 50% du coût total, et la turbine AZEP représente une part importante des investissements.

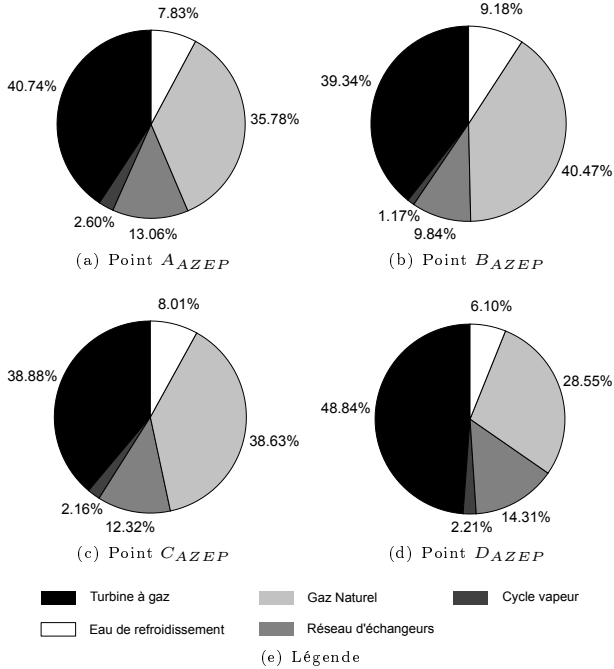


Fig. 5.8: Répartition des coûts pour les points A_{AZEP} à D_{AZEP} relatifs au cycle AZEP.

Répartition absolue La figure 5.9 représente la répartition des coûts, en valeurs absolues.

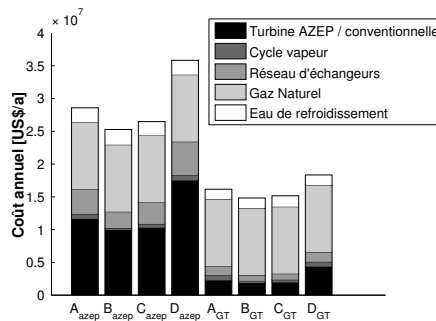


Fig. 5.9: Répartition des coûts pour les points A à D, en valeurs absolues.

Le cycle AZEP est 1.5 à 2 fois plus cher que le cycle conventionnel. Le coût du gaz naturel reste constant, puisque son débit est fixé à 2 kg/s. Celui de l'eau de refroidissement est relativement constant et similaire pour les deux cycles. Le coût de la turbine AZEP est nettement supérieur à celui de la turbine à gaz conventionnelle, à cause du système de la membrane de séparation. Toutefois, ce coût pourra être réduit dans l'avenir, si une production industrielle suffisante est atteinte. Le coût du réseau d'échangeurs est supérieur dans le cycle AZEP, à cause du plus grand nombre de flux thermiques.

5.7.2 Corrélations

On identifie ici les variables de décision qui influencent les coûts des cycles combinés.

Turbine à gaz conventionnelle Plusieurs paramètres influencent le coût du cycle, comme en témoigne la figure 5.10.

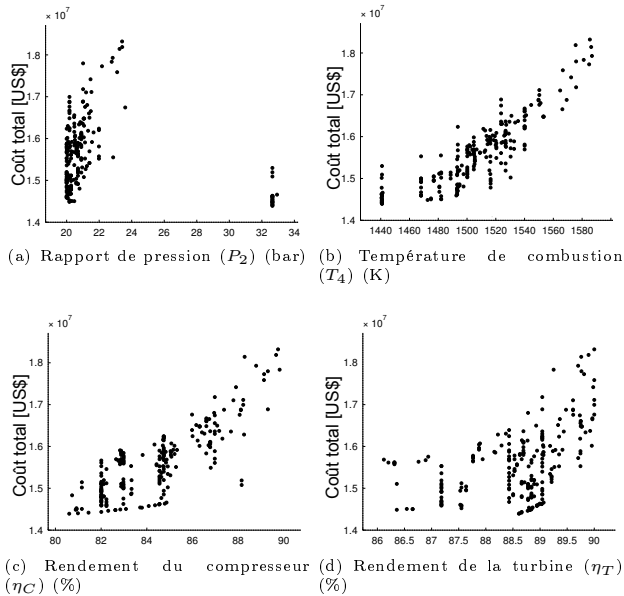


Fig. 5.10: Relation entre coûts d'investissement et paramètres de la turbine à gaz conventionnelle.

Sans surprise, l'augmentation du rapport de pression, de la température de combustion et des efficacités des équipements permettent d'améliorer les performances du cycle au prix de l'augmentation des coûts d'investissement. Ces paramètres interviennent dans la formulation des coûts (5.1) à (5.3).

Turbine AZEP Les paramètres représentés par la figure 5.10 influencent également les coûts de la turbine AZEP, mais en moindre mesure. C'est le taux de séparation de l'oxygène, déterminant la surface de la membrane de séparation, qui influence principalement les coûts d'investissement (fig. 5.11).

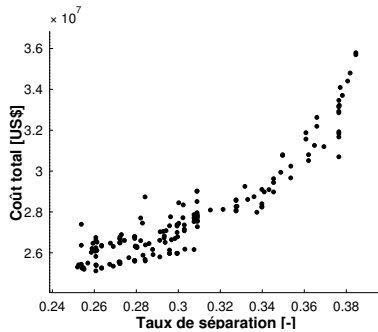


Fig. 5.11: Influence du taux de séparation d'oxygène sur le coût d'investissement de la turbine AZEP.

Réseau d'échangeurs de chaleur Les performances des cycles combinés sont liées au taux d'intégration entre les turbines à gaz et le cycle vapeur. Le transfert de chaleur, moteur de l'intégration, dépend du choix du $\Delta T^{min/2}$. La figure 5.12 représente la valeur du rapport $\Delta T_{ref}^{min/2} / \alpha_{ref}$ par rapport au coût du réseau d'échangeurs.

La figure 5.12 ne montre pas une tendance très claire. Toutefois, on constate que la variable de décision présente des valeurs optimales bien différentes entre les deux cycles. Il est possible qu'un nombre d'évaluations supérieur lors de l'optimisation globale des deux cycles permette de mieux identifier l'influence de la variable de décision sur les coûts.

5.7.3 Coût du réseau d'échangeurs

Le coût du réseau d'échangeurs affiché par exemple dans les figures 5.7 ou 5.9 a été estimé avec l'approche développée par Linnhoff *et al.* (1982)

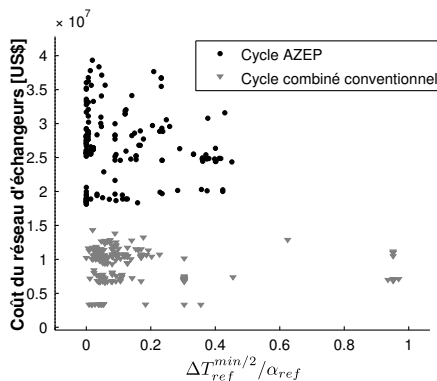


Fig. 5.12: Relation entre coûts d'investissement et paramètres du réseau d'échangeurs de chaleur.

(sec. 3.7.2). Cette approche est propice pour les calculs d'optimisation, car elle ne requiert pas la synthèse complète du réseau d'échangeurs, très gourmande en temps de calcul.

Pour vérifier la qualité de l'estimation, le coût du réseau a été recalculé pour les points A à D en synthétisant la structure du réseau à l'aide de l'approche proposée par Papoulias et Grossmann (1983a,b,c).

La surface globale du réseau (fig. 5.13) reste relativement stable pour le cycle conventionnel, quelle que soit sa configuration. Au contraire, pour le cycle AZEP, la surface augmente de manière exponentielle avec l'augmentation des performances, signe que les opportunités d'intégration sont disponibles, mais requièrent un investissement important.

Le tableau 5.9 présente la différence de coût entre la valeur estimée après le calcul de la cascade thermique et la valeur calculée après la synthèse complète du réseau pour les quatre points A à D. Il compare également la surface globale du réseau (estimée et calculée) et affiche le nombre d'échangeurs de chaleur.

À la lecture de ces résultats, on constate que l'estimation des coûts du réseau d'échangeurs est toujours supérieure au coût réel, dans une fourchette qui varie entre 0 % et 30 %, en accord avec les prévisions de Ahmad (1985). Le coût du réseau du cycle AZEP est environ trois fois supérieur à celui du cycle conventionnel. Ceci est surtout dû au nombre supérieur de flux de la turbine AZEP et à la meilleure intégration du cycle vapeur. Le nombre d'échangeurs affiché est toutefois peu représentatif, puisque le calcul est basé sur l'hypothèse que les échangeurs sont des

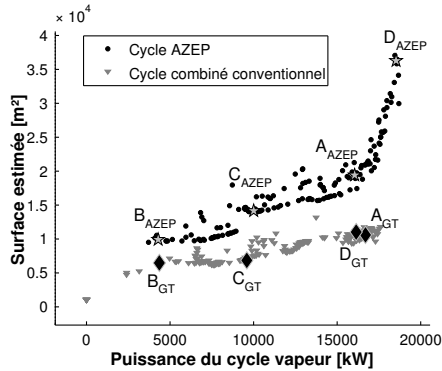


Fig. 5.13: Surface globale d'échange en fonction de la puissance du cycle vapeur.

Point	Coût			Surface			N ^a
	estimé [US\$]	calculé [US\$]	diff. [%]	estimé [m ²]	calculé [m ²]	diff. [%]	
Cycle combiné conventionnel							
<i>AGT</i>	6535631	5033964	29.83%	10539	10639	-0.94%	7
<i>BGT</i>	5292863	4935044	7.25%	6410	6763	-5.22%	7
<i>CGT</i>	5422565	4852936	11.74%	6787	7186	-5.55%	7
<i>DGT</i>	6645924	5351162	24.20%	10963	11184	-1.98%	7
Cycle combiné AZEP							
<i>A_{AZEP}</i>	21012305	16868531	24.57%	19353	46323	-58.22%	34
<i>B_{AZEP}</i>	13521889	10684828	26.55%	9854	11786	-16.40%	26
<i>C_{AZEP}</i>	18057747	14225466	26.94%	14099	16889	-16.52%	33
<i>D_{AZEP}</i>	27874409	20323567	37.15%	36223	46358	-21.86%	37

^a Nombre d'échangeurs

Tab. 5.9: Différence entre estimation et calcul exact du coût du réseau d'échangeurs de chaleur et de sa surface.

entités séparées, alors que dans ces cycles la configuration du générateur ne correspond pas à ce cas de figure.

La surface du réseau d'échangeurs est relativement bien estimée dans le cas du cycle combiné conventionnel. Au contraire, on constate une différence importante dans le cas du cycle AZEP. Cette différence peut être due à la difficulté de résolution du modèle de la synthèse du réseau. Il est donc possible que les solutions obtenues soient sous-optimales.

5.8 Analyse de la puissance et de l'efficacité

Malgré les prévisions des experts (Åsen et Wilhelmssen (2003); Eklund *et al.* (2003); Griffin *et al.* (2005)), le cycle AZEP produit plus de puissance que le cycle conventionnel. L'objectif de cette analyse est d'expliquer cette situation.

La figure 5.14 montre la contribution à la puissance totale des différents sous-systèmes des cycles. Dans le cas du cycle combiné conventionnel, la turbine à gaz présente une efficacité relativement constante, avec une légère augmentation au-dessus de 55 % d'efficacité. L'augmentation des performances du cycle combiné est surtout due à l'augmentation de la puissance du cycle vapeur et à la qualité de son intégration. Le même scénario se répète pour le cycle AZEP, où la puissance de la turbine AZEP et celle du système de récupération du CO₂ restent relativement constantes. Une légère augmentation des performances apparaît au-dessus de 55 % d'efficacité.

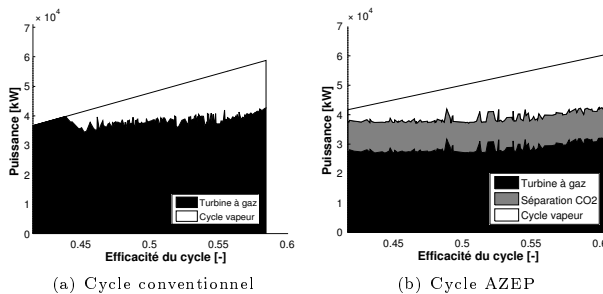


Fig. 5.14: Contributions des différents sous-systèmes à la puissance totale des cycles.

À la lecture de la figure 5.14 on constate que la puissance de la turbine AZEP est inférieure à celle de la turbine à gaz conventionnelle, en accord avec les prévisions des experts. C'est le système de récupération du CO₂ qui permet de combler la différence de puissance. Aux meilleures performances, on remarque que le cycle AZEP présente un léger avantage, qui est apporté par le cycle vapeur.

Le tableau 5.10 présente les résultats concernant les contributions à la puissance totale pour les quatre points A à D.

Dans le cycle combiné conventionnel, la turbine à gaz apporte de 70 % à 90 % de la puissance totale, alors que dans le cycle AZEP, la turbine

Point	Turbine à gaz		Réc. du CO ₂		Cycle vapeur		P. tot. [kW]	Eff. [%]
	[kW]	[%]	[kW]	[%]	[kW]	[%]		
Cycle combiné conventionnel								
<i>A_{GT}</i>	39471	(70.3)			16695	(29.7)	56166	56.16
<i>B_{GT}</i>	37762	(89.7)			4359	(10.3)	42121	42.12
<i>C_{GT}</i>	38319	(80.0)			9594	(20.0)	47913	47.91
<i>D_{GT}</i>	42702	(72.6)			16139	(27.4)	58842	58.84
Cycle combiné AZEP								
<i>A_{AZEP}</i>	30391	(53.5)	10382	(18.3)	16047	(28.2)	56821	56.82
<i>B_{AZEP}</i>	27614	(65.5)	10233	(24.3)	4288	(10.2)	42135	42.13
<i>C_{AZEP}</i>	27988	(58.3)	10029	(20.9)	10005	(20.8)	48023	48.02
<i>D_{AZEP}</i>	31976	(52.6)	10296	(16.9)	18525	(30.5)	60797	60.80

Tab. 5.10: Contribution des différents sous-systèmes des cycles combinés à la puissance totale pour les points A à D.

n'apporte que 50 % à 65 % de la puissance. Dans ce cas, le cycle vapeur prend une place plus importante.

Les deux turbines à gaz présentent une différence de puissance de l'ordre de 10 MW. Dans la figure 5.15 on voit que le rapport de pression et la température d'entrée de la turbine jouent un rôle important dans la montée en puissance des deux turbines. En accord avec les prévisions des experts, on constate que la limitation en température de la turbine AZEP empêche la même évolution de puissance que celle constatée dans le cas de la turbine à gaz conventionnelle.

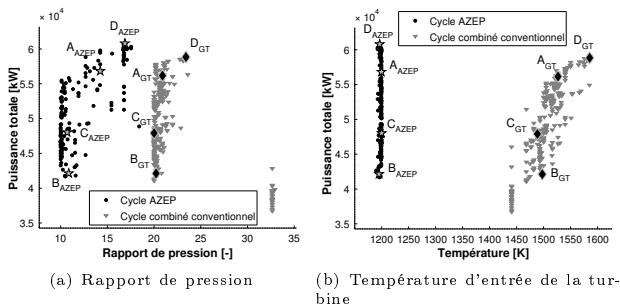


Fig. 5.15: Degrés de liberté influençant la puissance des turbines à gaz conventionnelle et AZEP.

5.9 Intégration du cycle vapeur

La différence de puissance maximale entre les deux cycles est due à l'intégration du cycle vapeur. On utilise ici les outils offerts par la technique d'intégration pour en expliquer les raisons.

La figure 5.16 représente les courbes composées en exergie des flux des deux turbines à gaz. L'axe des températures est remplacé par le facteur de Carnot. La surface qui se trouve entre ces courbes et l'axe de la quantité de chaleur est représentative de la quantité d'énergie utile qui peut être récupérée par le cycle vapeur. Par conséquent, la surface entre les deux courbes est représentative de la différence du potentiel d'intégration. La courbe inférieure présente donc un potentiel d'intégration moins intéressant.

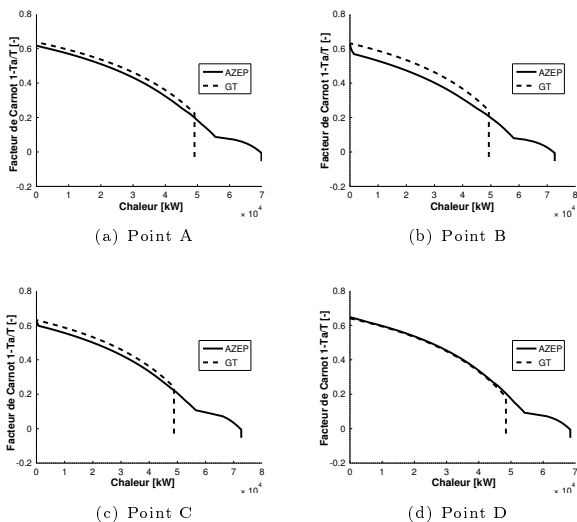


Fig. 5.16: Comparaison des courbes composées des turbines à gaz conventionnelle et AZEP.

Dans le cas des deux cycles, les deux courbes sont relativement proches à moyenne et haute température, avec un avantage pour la turbine à gaz conventionnelle. À basse température par contre, la turbine à gaz conventionnelle ne présente plus aucune chaleur, alors que la turbine AZEP apporte encore environ 20000 kW. Cette chaleur, à basse température, provient en partie de l'air à la sortie de la turbine et en partie de la capture du CO₂.

On rappelle que pour les points B et C, les deux cycles produisent la même puissance. Le profil moins performant à haute température est donc compensé par la chaleur disponible à basse température, que le cycle vapeur est en mesure d'exploiter.

Pour comprendre la différence dans le potentiel d'intégration, on analyse la courbe intégrée du cycle vapeur pour le point D (fig. 5.17). Pour ce point, la turbine à gaz conventionnelle produit environ 42.7 MW et la turbine AZEP environ 41.1 MW. À haute température, les deux profils chaleur-température sont pratiquement identiques. En dessous d'environ 380 K il n'y a plus de disponibilité de chaleur dans le cycle conventionnel, à cause du rejet des fumées à la cheminée. Au contraire, dans le cycle AZEP la chaleur peut être exploitée pleinement. On constate également que la forme du profil de la turbine AZEP est plus adapté à la resurchauffe, puisque le profil des flux du cycle vapeur sont extrêmement proches de ceux de la turbine AZEP.

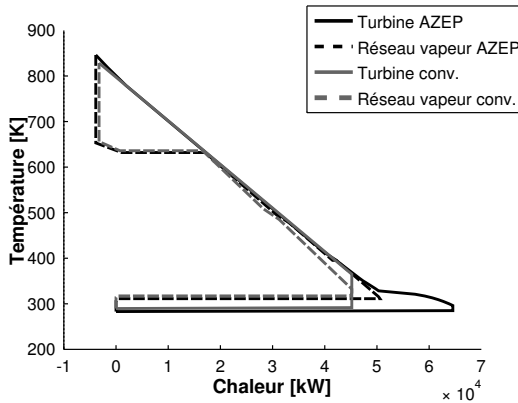


Fig. 5.17: Comparaison des courbes intégrées du cycle vapeur pour le point D.

Le tableau 5.11 présente les caractéristiques des cycles vapeur pour le point D des deux cas d'étude. Les deux configurations sont fort similaires : deux étages de détente, le deuxième est resurchauffé, un seul soutirage. La disponibilité de chaleur à basse température permet de fournir l'énergie nécessaire pour produire les 2 kg de vapeur supplémentaires qui font l'avantage du cycle AZEP.

Collecteur	Type	Pression [bar]	Surchauffe ^a [K]	Débit [kg/s]	Puissance [kW]	R. ? ^c
Cycle combiné conventionnel						
V1	vapeur	171.1	21	20.5	10310	
V2	vapeur	2.3	99	20.8	5829	✓
S1	soutirage	0.205	0.88 ^b	20.8	340	
C1	condensat	0.152	-5	20.8		
Cycle AZEP						
V1	vapeur	179.7	21	18.8	11700	
V2	vapeur	2	99	18.8	6850	✓
S1	soutirage	0.093	0.96 ^b	18.8		
C1	condensat	0.074	-5	18.8	380	

^a Par rapport au point de saturation.

^b Titre vapeur.

^c Resurchauffe ?

Tab. 5.11: Configuration du réseau vapeur pour les points D_{GT} et D_{AZEP} .

5.10 Structure du réseau d'échangeurs de chaleur

Le réseau d'échangeurs de chaleur associé à la solution D présente, pour le cycle AZEP, deux sous-réseaux distincts. La figure 5.18 représente le sous-réseau à basse température. Bien que cette représentation manque de raffinement, elle donne un aperçu de la complexité de la superstructure du réseau d'échangeurs. Grâce aux techniques d'intégration, elle est obtenue comme résultat de calcul. En utilisant des technique explicites pour la définition de la superstructure, il serait nécessaire de prévoir à l'avance toutes les combinaisons de connexions possibles. Or, ce travail se révèle de plus en plus complexe lorsque le nombre de flux du problème devient important et la complexité du modèle à résoudre serait prohibitive.

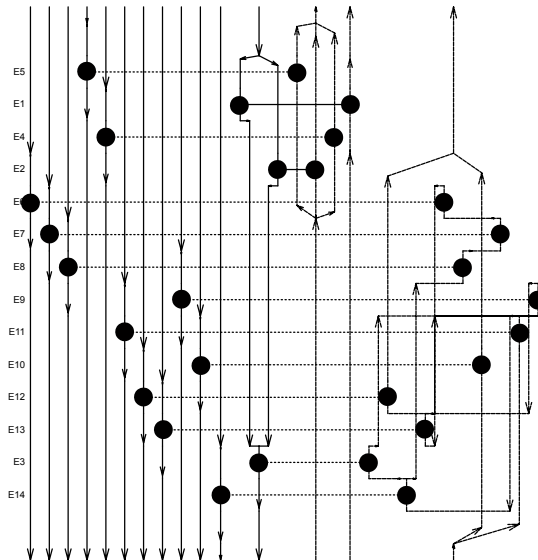


Fig. 5.18: Exemple de structure d'un sous-réseau du réseau d'échangeurs de chaleur pour le point D du cycle AZEP.

5.11 Conclusions

Le cycle combiné basé sur la turbine à gaz AZEP se révèle très prometteur en terme de puissance et d'efficacité. L'intégration du système de capture du CO₂ permet d'améliorer les performances du cycle combiné par l'apport de chaleur à moyenne et basse température. Cette chaleur peut être exploitée pour améliorer les performances du cycle vapeur et, dans une certaine mesure, pourrait également être utilisée pour d'autres applications, comme le chauffage à distance ou comme source chaude pour des cycles de Rankine organiques.

Le coût du cycle AZEP est pour le moment nettement supérieur à celui du cycle conventionnel. Toutefois, la comparaison se fait sur des bases différentes, puisque on ne considère pas de technologies de capture du CO₂ dans ce dernier cycle. Aujourd'hui cette technologie n'est pas requise, mais dans l'avenir certains États pourraient la rendre obligatoire. Le coût de revient de l'électricité du cycle conventionnel serait alors revu à la hausse, d'une part à cause du coût des technologies de séquestration et d'autre part à cause de la perte d'efficacité due à leur utilisation. Il faut également remarquer que le coût de la membrane de séparation de la turbine AZEP, responsable de la différence de coût entre les deux turbines

à gaz, n'est qu'estimé, puisque elle n'est pas encore produite à l'échelle industrielle. Ce prix aura donc tendance à baisser, une fois la production à grande échelle mise en place.

La méthode de synthèse présentée dans ce travail a été très utile pour l'étude des deux cycles combinés. La modularisation des modèles et des méthodes d'intégration et de calcul des indicateurs de performances ont permis de réduire les temps de mise en place des cas d'étude. Les modèles du cycle vapeur et de l'eau de refroidissement ont été réutilisés dans les deux cas et pourront être réutilisés dans l'avenir pour d'autres études.

Les outils d'analyse ont permis de mettre en valeur les résultats des calculs d'optimisation et ont permis d'identifier les paramètres de design dont il faudra tenir compte lors de la conception de ces cycles.

Les calculs d'optimisation ont pu être réalisés dans des temps très courts. Grâce au calcul parallèle, il a été possible d'utiliser 200 processeurs durant 20 heures pour effectuer quelques 30000 évaluations. Sur un seul processeur, ce calcul aurait pris environ 5.5 mois. L'algorithme évolutionniste s'avère donc extrêmement rapide. Plus généralement, la méthode de synthèse présentée dans ce travail permet d'obtenir un design préliminaire d'un système au bout de quelques jours de travail. Avec les méthodes de synthèse conventionnelles, par exemple les méthodes simultanées, cette étude aurait pris un temps de réalisation bien différent.

Chapitre 6

Traitement de déchets industriels

6.1 Introduction

Les déchets industriels sont des matières produites par les unités de procédé et qui, en général, n'ont plus d'utilité directe pour le processus de fabrication. Ces matières contiennent des substances nocives dangereuses pour l'environnement et doivent donc être traitées avant émission dans l'environnement.

Les déchets industriels présentent souvent des propriétés qui peuvent s'avérer utiles pour le procédé, si valorisées convenablement. Par exemple, certains déchets possèdent un pouvoir calorifique suffisant pour générer une combustion, dont la chaleur peut être récupérée pour la production de vapeur. D'autres déchets présentent une concentration en substances organiques suffisante pour un traitement basé sur des réactions chimiques exothermiques. Dans ces cas aussi, il est possible de récupérer de la chaleur utile. Parfois, il est possible de recycler certains supports de production tels que les solvants, qui sont très chers à l'achat.

La prise en compte des unités de traitement des déchets dans la synthèse de procédés industriels peut donc s'avérer très bénéfique en termes d'économie d'argent, d'énergie et de supports de production. En effet, la valorisation des déchets permet de diminuer les coûts d'achat des ressources nécessaires à la production des utilitaires et des supports de production. Toutefois, la valorisation doit être réalisée de manière économique, afin de réduire la facture globale de manière effective. Seule une vision d'ensemble globale, basée sur le système complet permet d'identifier et de quantifier les opportunités de valorisation.

La synthèse d'un système de grande taille, incluant les unités de production, les utilitaires et les unités de traitement des déchets peut s'avérer très complexe, si l'on utilise des techniques de génération de superstructures explicites ou même automatiques. En effet, le nombre de connexions est très important et il faut être en mesure de gérer l'interaction qui existe entre les réseaux de transfert de matières (déchets et supports de produc-

tion) et les réseaux de transport d'énergie (vapeur, électricité). Dans ces situations, la génération et la résolution de la superstructure du système deviennent très laborieuses.

La technique d'intégration multi-réseaux développée dans le cadre de ce travail permet d'aborder aisément ce type de problèmes. La génération de la superstructure est calculée par le modèle d'intégration et il n'est donc pas nécessaire de définir à priori les connexions entre les unités. L'objectif de ce cas d'étude est de montrer la versatilité du modèle d'intégration développé dans ce travail par l'analyse de plusieurs scénarios basés sur des problématiques courantes dans le domaine de la gestion des déchets industriels.

6.1.1 Le projet UtiBatch

L'exemple présenté dans ce chapitre a été élaboré en collaboration avec Claude Rérat dans le cadre du projet UtiBatch. Ce projet, financé par le Fond National Suisse de la Recherche Scientifique¹ et par l'Office Fédéral de l'Énergie², soutient ce travail de doctorat, celui de Claude Rérat à l'ETH de Zurich et l'entreprise Syngenta à Monthey dans l'objectif de développer des stratégies de réduction des consommations énergétiques sur des procédés de type batch, en particulier dans le domaine de la chimie fine.

De tels procédés sont caractérisés par des équipements génériques, qui permettent de produire de nombreux produits. Le régime de fonctionnement est de type batch, marqué par des périodes de production de durée limitée et par des variations au cours du temps dans l'utilisation des différents équipements.

L'industrie de la chimie fine produit de nombreux déchets qui doivent être traités sur place, car les installations conventionnelles ne sont pas équipées pour les prendre en charge. Cette situation offre la possibilité de considérer simultanément les activités de production et celles de traitement des déchets.

Le site de Monthey, siège d'une usine Syngenta, fait l'objet du cas d'étude du projet et de l'exemple présenté dans ce chapitre. Deux bâtiments de production, ainsi que les technologies de traitement des déchets et de production des utilitaires sont étudiées afin d'identifier les potentiels d'économie d'énergie et de ressources.

1. <http://www.snf.ch>

2. <http://www.bfe.admin.ch>

6.1.2 Modélisation des opérations physiques unitaires

Claude Rérat travaille pour le Safety and Environmental Technology group de l'Eidgenössische Technische Hochschule de Zurich (ETHZ). Le laboratoire est actif dans plusieurs domaines liés à la chimie industrielle, dont l'analyse de la cinétique de réactions chimiques notamment par calorimétrie, l'étude de l'efficacité énergétique dans l'industrie chimique et l'évaluation des risques pour l'environnement et la société liés à la production, l'émission et la destruction de substances chimiques.

Un premier objectif du travail de Claude Rérat est d'étudier la consommation énergétique liée à la production chimique et de modéliser les pertes thermiques liées aux procédés batch. Cette analyse inclut le traitement des déchets issus d'une telle production via une représentation d'un système réel de gestion de déchets et permettant ainsi de quantifier de manière consistante les besoins en matière et en énergie de même que les émissions polluantes liées à la production de substances chimiques.

Le deuxième objectif est d'utiliser ces représentations de la production et du management des déchets afin de développer des stratégies d'opération qui permettent de limiter les pics de demande d'énergie afin de limiter les consommations globales. Ceci est réalisé en partie par l'utilisation des techniques d'intégration présentées dans ce travail et en partie en considérant la planification des opérations (scheduling) et le stockage de matière/énergie comme paramètres d'ajustement.

6.1.3 Le site industriel de Monthey

Le site industriel étudié présente environ 50 bâtiments de production, comptant chacun une ou plusieurs lignes de production. Sur une année, le site fabrique de nombreux produits et co-produits différents par des campagnes de production de durée variable, entre quelques semaines et plusieurs mois.

Le site peut produire environ un millier de déchets liquides différents. Ces déchets ont des caractéristiques en commun, comme la teneur élevée en eau, suivie par des composés organiques et la présence de métaux lourds et d'autres substances plus ou moins polluantes.

Les déchets peuvent parfois être recyclés, afin de récupérer des supports de production précieux (surtout des solvants). La plupart du temps, le recyclage est effectué à l'aide de colonnes de distillation.

Pour le traitement final des déchets, trois technologies de traitement sont disponibles sur le site :

1. Une station d'épuration (STEP), qui accepte également les eaux usées des communes environnantes.

2. Un four d'incinération de déchets liquides, spécialement conçu pour traiter les déchets produits par le site industriel.
3. Une installation d'oxydation par voie humide (OVH).

Selon leurs caractéristiques, les déchets peuvent être traités par une ou plusieurs de ces technologies. Actuellement, le choix du traitement affecté à chaque déchet est établi en premier lieu sur la base du coût du traitement, en tenant compte des disponibilités des installations et bien entendu des normes en vigueur en matière de rejets dans l'environnement.

6.2 Présentation du cas d'étude

Le cas d'étude présenté ici est un exemple inspiré du site industriel de Syngenta, dans la mesure où il représente certaines unités de production, d'utilitaires et de traitements de déchets qui sont présentes sur le site. Il s'agit toutefois d'une représentation extrêmement simplifiée, où le nombre d'unités et de flux pris en compte a été réduit par rapport à la réalité. Les modèles utilisés, très simplifiés, sont représentatifs des technologies présentes sur le site, mais ne reproduisent pas exactement le même comportement. Les données numériques utilisées ont été adaptées de telle manière à garantir le secret industriel. En résumé, l'exemple présenté est vraisemblable, mais ne reproduit pas la réalité du site de Monthey.

Le système considéré est composé, selon le scénario étudié, par des unités de procédé, des unités pour la production et la distribution des utilitaires, par des colonnes de distillation pour le recyclage de certains déchets et par les unités de traitement final des déchets.

Le régime opératoire du système est de type batch. Les déchets ne sont pas traités directement, mais stockés temporairement dans l'attente de constituer des quantités suffisantes pour occuper convenablement les unités de traitement. Le traitement des déchets opère aussi selon un régime batch dans la mesure où l'objectif est de vider les réservoirs de déchets. De manière générale on choisit le mélange de déchets à traiter sur la base de leur compatibilité (pour éviter les risques de réactions non désirées, qui pourraient donner lieu à des explosions ou au bouchage des conduites de transport) et de la quantité disponible. Une fois un mélange déterminé, les opérations de traitement se déroulent selon un régime stationnaire, jusqu'à épuisement des réservoirs.

Dans cet exemple on se trouve dans la situation où un mélange a été défini et il s'agit de définir la stratégie de traitement. Le régime opératoire est donc considéré stationnaire et peut être représentatif de l'une des périodes d'opération typiques du sous-système de traitement des déchets.

Si on admet que la stratégie de stockage ne fait pas partie du problème, le modèle présenté ici est en mesure de résoudre le problème multipériodes constitué par le traitement de plusieurs mélanges successifs de déchets à traiter.

Dans son travail de doctorat, Claude Rérat s'intéresse au régime batch (par ex. Rerat *et al.* (2009)) et développe des stratégies de définition de mélanges de déchets couplées à la gestion du stockage (Rérat (2006)). Les deux modèles mis en commun permettent ainsi de traiter le problème global du traitement des déchets.

La figure 6.1 représente le système considéré dans son ensemble. Elle définit la frontière du système ainsi que les flux de matière et d'énergie qui le traversent. Les quantités définies sont représentatives et correspondent au cas de référence qui sera utilisé par la suite pour mesurer la qualité des solutions obtenues lors des différents scénarios étudiés.

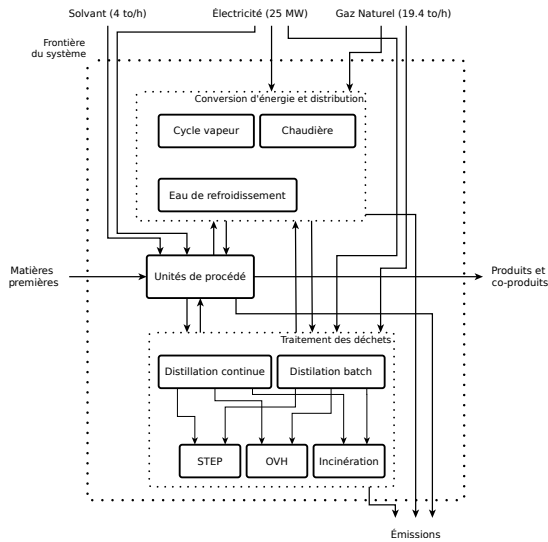


Fig. 6.1: Représentation des frontières du système et des flux de matière et d'énergie qui le traversent.

Les technologies interagissent au sein du système par le transfert et l'échange de matière et d'énergie. Le tableau 6.1 présente les matières et les services énergétiques considérés dans ce cas d'étude et indique leur production ("+") ou consommation ("-") au sein des unités du système.

Technologie	Services énergétiques			Matières		
	Chaleur	Électricité	Refr. ^a	Déchets	Gaz	Solvant
Unités de procédé	-/+	-	-	+		-
Distillation	-/+	-	-	-/+		+
Incinération	+	-	-	-		
OVH	+	-	-	-	-	
STEP		-		-		
Chaudière	+	-			-	
Cycle vapeur	+/-	+	-			

^a Refroidissement

Tab. 6.1: Consommation ("-") et production ("+") des matières et des services énergétiques considérés pour ce cas d'étude.

Pour la fabrication des produits et des co-produits (voir aussi fig. 6.2), le procédé requiert de la chaleur, de l'électricité et du solvant, en plus des matières premières. La chaleur est fournie sous forme de vapeur, principalement par la chaudière, mais elle peut également être fournie par le four d'incinération, l'OVH et par soutirage depuis le cycle vapeur. L'électricité est généralement achetée sur le réseau, mais elle peut être produite par un cycle vapeur associé à la chaudière et/ou au four d'incinération.

Le solvant, qui est un support de production, est acheté sur le marché, mais une partie peut être récupérée par la distillation des déchets.

L'enjeu de ce cas d'étude est de gérer la complexité des interactions entre les unités du système afin de déterminer la meilleure stratégie de traitement des déchets qui en permette une valorisation optimale.

Actuellement, sur le site de Monthey, la stratégie de gestion des déchets est basée sur une procédure hiérarchisée et statique. Lors de la mise en place d'une nouvelle campagne de production, on évalue la quantité et le type de déchets qui seront produits. Sur la base du prix des supports de production sur le marché, on décide s'il est économiquement rentable de les recycler. Le choix du traitement final des déchets est fait sur la base de l'estimation du coût du traitement, de la capacité et la disponibilité des technologies de traitement et, bien évidemment, dans le respect des limites légales d'émission.

La valorisation des déchets en tant que producteurs de flux utilitaires n'est que relative. La chaleur est récupérée au niveau du four d'incinération et de l'OVH, mais ceci n'a pas d'influence directe sur la stratégie de gestion des déchets, sinon sur le fait que le prix de revente de la vapeur est intégré dans le calcul du coût du traitement.

Cette stratégie statique et hiérarchisée n'est pas conçue pour s'adapter aux conditions opératoires du système et peut, dans certains cas, mener à

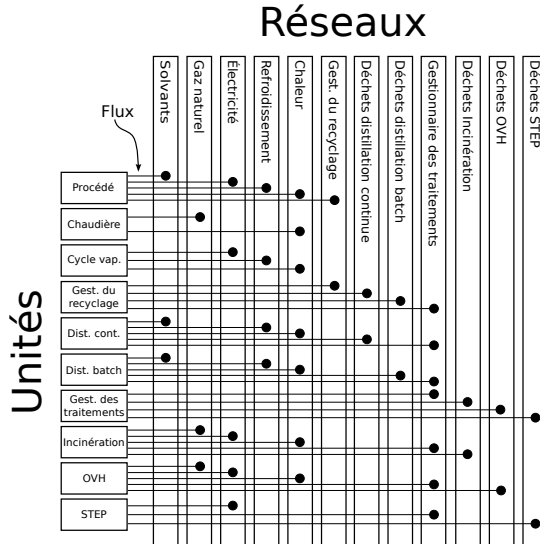


Fig. 6.2: Connexions entre les unités du système et les réseaux de distribution de matière et de services énergétiques.

des choix de traitement qui ne sont pas optimaux. Le fait de se baser sur l'estimation du prix du traitement pour choisir l'affectation des déchets a pour effet d'ignorer l'interaction possible entre les différentes unités. Ainsi, le fait d'attribuer à chaque déchet le traitement le moins cher ne permet pas de profiter convenablement du potentiel de valorisation des solvants ou de la chaleur.

Cette étude veut montrer qu'une vision système, qui englobe toutes les unités du système et leurs besoins en matière et en énergie, permet d'élaborer des stratégies de gestion des déchets qui s'avèrent plus performantes.

6.3 Stratégie de résolution du problème

Par la figure 6.2 on constate que les unités du système ont le potentiel d'interagir de manière complexe, puisque chaque matière ou service énergétique est produit et consommé par de nombreuses technologies. Le nombre de connexions possibles est très important et a tendance à augmenter de manière exponentielle chaque fois que l'on ajoute une nouvelle technologie au système ou lorsqu'on considère une ressource supplémentaire.

En formulant le modèle de la superstructure du système avec une approche explicite ou automatique, il serait nécessaire de définir toutes les combinaisons possibles de connexions, telles que celles représentées par la figure 6.3. Il faudra également s'assurer de la cohérence des bilans de matière et d'énergie et il faudra gérer l'interaction entre les différents réseaux qui est due au fait que les unités sont à la fois consommatrices et productrices de plusieurs matières et services énergétiques.

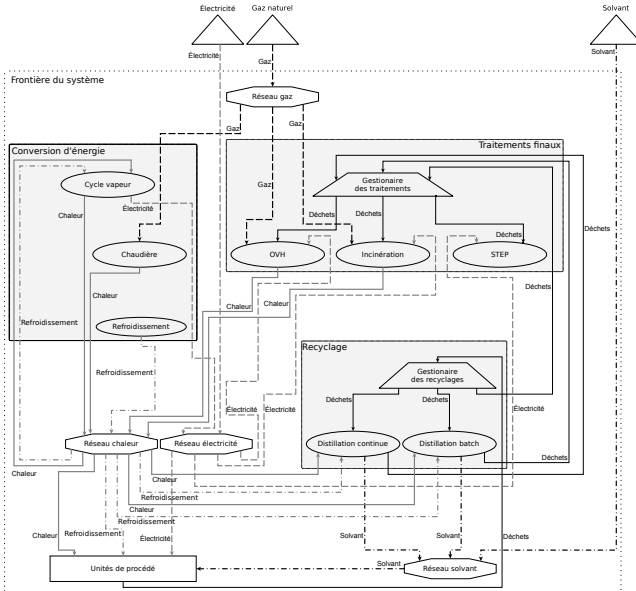


Fig. 6.3: Superstructure du système définissant les connexions entre les unités et les réseaux de distribution.

En utilisant le modèle d'intégration développé dans le cadre de ce travail, la définition de la superstructure est extrêmement simple :

Définition des réseaux On associe une couche réseau à chaque type de flux (matière ou service énergétique). Le solvant et l'électricité sont associés chacun à un réseau de type bilan de masse; le gaz naturel est associé à un réseau de type bilan de masse avec qualités, qui expriment le pouvoir calorifique, la quantité d'oxygène requise pour une combustion complète et la chaleur spécifique. La chaleur et le refroidissement sont associés à la même couche, formulée par la cascade thermique. Pour les déchets on définit un réseau par technologie de traitement, plus un réseau qui collecte les déchets à la sortie des

unités de traitement. Deux unités spéciales, les gestionnaires des recyclages et des traitement finaux, collectent les déchets, les analysent et les distribuent sur les différents réseaux associés aux technologies de traitement appropriées. Ces réseaux sont tous de type bilan de masse, sauf celui qui conduit à l'incinération, qui est du même type que celui du gaz naturel, afin de permettre l'expression des caractéristiques nécessaires pour le calcul de la combustion.

Quantification des contributions Pour chaque unité du système, on dresse la liste des consommations et des productions de chaque type de flux et on quantifie les débits nominaux associés.

Sur la base de ces définitions, la méthode d'intégration se charge de générer les bilans de matière et d'énergie, en accord avec le type de couche réseau choisie.

Grâce au calcul simultané de toutes les connexions entre les unités, il est possible de déterminer la configuration de la superstructure du système, le taux d'utilisation des différentes unités et les débits des flux échangés. On est ainsi en mesure de connaître les quantités de ressources et d'énergie achetées sur le marché et donc de calculer le coût opératoire du système.

Ce cas d'étude concerne l'étude d'un site industriel existant. On considère par conséquent que les technologies étudiées sont déjà disponibles sur le site et que leurs caractéristiques techniques sont établies. Du point de vue de la modélisation, cela veut dire que les degrés de liberté du système concernent uniquement les paramètres liés au régime opératoire et à la définition des connexions qui relient les unités. Par conséquent, on ne résout ici qu'une partie du problème global de la synthèse du système et cela peut être réalisé par la résolution du sous-problème esclave, défini par le modèle d'intégration.

6.4 Modèles des technologies

Le système considéré pour ce cas d'étude est composé par les technologies décrites au tableau 6.1, auxquelles s'ajoute l'unité qui fournit l'eau de refroidissement. Pour permettre de satisfaire les bilans de matière et d'énergie on définit également trois unités externes au système, qui représentent les fournisseurs de gaz naturel, d'électricité et de solvant. Les modèles ont été conçus selon le principe de modularité et décrits avec le langage EnergyTechnologies.

Les modèles utilisés dans cet exemple ont été constitués par différentes sources, dont les travaux de Claude Rérat et d'autres collègues de son groupe de recherche, et des travaux réalisés au LENI. Leur niveau de détail

est relativement inhomogène, certains modèles étant développés à l'aide d'outils de *flowsheeting* et d'autres sur la base de mesures et de modèles de corrélation. Par conséquent, certains modèles sont rigoureux du point de vue thermo-chimique et permettent d'établir avec précision la liste des flux thermiques et des flux de matière produits et consommés. Pour d'autres modèles ces contributions sont déduites sur base statistiques. Dans ces cas, les besoins en chaleur sont établis à l'aide des techniques de représentation multiple (Périn-Levasseur (2009)), qui permettent d'exprimer les besoins de ces technologies sous forme agrégée et de les représenter par exemple par des débits équivalents de vapeur ou d'eau de refroidissement.

Pour ce cas d'étude on s'intéresse essentiellement aux données nécessaires pour la définition du problème d'intégration. Les modèles utilisés pour les calculer sont considérés comme des boîtes noires et on est parfois amenés à accepter des hypothèses simplificatrices qui rendent ces modèles peu rigoureux du point de vue thermodynamique. Toutefois, cela ne réduit en rien la validité du modèle d'intégration présenté. Bien entendu, des modèles rigoureux permettent d'obtenir des résultats plus fiables et plus proches de la réalité.

Les contributions aux couches du modèle d'intégration considérées dans ce cas d'études sont les suivantes :

- Chaleur et refroidissement (températures et quantités de chaleur)
- Électricité (quantité)
- Déchets (débit, et, si les déchets peuvent être traités par combustion, pouvoir calorifique, quantité d'oxygène requise et chaleur spécifique)
- Gaz naturel (débit, quantité d'oxygène requise et chaleur spécifique)
- Solvant (débit)

Les modèles définissent également leurs contributions aux indicateurs de performance du problème, qui seront explicités à la section 6.5.

Les propriétés thermodynamiques des déchets et des solvants sont enregistrées dans une base de données. Elles sont utilisées par les modèles de traitement pour calculer les valeurs des contributions aux différents réseaux et pour établir les indicateurs de performance du problème d'intégration. Ces valeurs ne sont pas publiées pour des raisons de secret industriel. Pour la même raison, les déchets et les solvants sont identifiés par des noms génériques, par exemple déchet 1.

6.4.1 Unités de procédé

Les unités de procédé sont représentées dans ce cas d'étude sous une forme agrégée par un modèle de type boîte noire. Leurs performances et leurs besoins en termes de matières et services énergétiques sont définies

à partir des mesures effectuées par Claude Rérat sur les procédés réels. Les données utilisées pour cet exemple sont représentatives d'un régime opératoire typique.

Le tableau 6.2 résume les besoins globaux de matière et d'énergie requises ou produites par les unités de procédé, définis selon la représentation utilitaire (Périn-Levasseur (2009)). Ces valeurs constituent la base d'évaluation du problème d'intégration. Quel que soit le scénario évalué, la résolution du problème doit fournir une configuration du système qui soit en mesure de satisfaire les besoins des unités de procédé en fournissant toutes les matières et les services énergétiques requis.

Description	Quantité	Description	Quantité
Besoins		Déchets	
Vapeur 6 bar	50 kg/h(\approx 136.1 MW)	Déchet 1	1000 kg/h
Vapeur 16 bar	20 kg/h(\approx 55.2 MW)	Déchet 2	350 kg/h
Vapeur 56 bar	7.5 kg/h(\approx 20.6 MW)	Déchet 3	1000 kg/h
Refroidissement	48.6 MW 308 à 303 K	Déchet 4	125 kg/h
Électricité	25 MW	Déchet 5	740 kg/h
Solvant	4000 kg/h	Déchet 6	520 kg/h
		Déchet 7	40 kg/h
		Déchet 8	500 kg/h
		Déchet 9	340 kg/h
		Déchet 10	430 kg/h
		Déchet 11	100 kg/h
		Déchet 12	410 kg/h

Tab. 6.2: Besoins du procédé et production de déchets.

6.4.2 Gestionnaires des recyclages et des traitements finaux

Les modèles du gestionnaire des recyclages et du gestionnaire des traitements finaux ont été définis pour représenter le processus décisionnel qui mène au choix de la technologie de traitement en fonction des caractéristiques de chaque déchet.

Les modèles sont pilotés chacun par une variable de décision qui définit si le choix du traitement des déchets doit être :

1. déterminé par optimisation, durant la résolution du modèle d'intégration, ou
2. défini à priori, sur la base par exemple des coûts du traitement.

Ce modèle permet donc, de manière très flexible, de définir la stratégie de traitement des déchets en fonction du scénario étudié. La stratégie

mise en place actuellement à Monthey peut être reproduite par la détermination à l'avance de la stratégie de traitement des différents déchets.

Selon le schéma de la figure 6.4, les déchets produits par les unités de procédé sont envoyés vers le gestionnaire des recyclages. Ici on évalue le potentiel de chaque déchet à être distillé. L'évaluation est basée sur les caractéristiques thermodynamiques des flux, leur composition et sur les limites légales d'émission qui seraient générées par la technologie en traitant le déchet. Les critères économiques appliqués par le partenaire industriel ne sont pas intégrés dans cette procédure d'évaluation. Par conséquent, la sélection produit des solutions "naïves" dont l'intérêt économique sera évalué par la résolution du problème d'intégration.

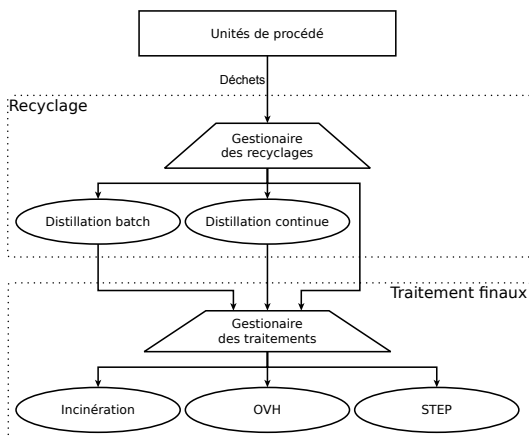


Fig. 6.4: Configuration de la procédure d'assignation des déchets.

Le modèle du gestionnaire des recyclages redirige les déchets vers la ou les technologies de distillation appropriées, sur la base des résultats de l'analyse de compatibilité. Ceci est réalisé en transférant le déchet depuis le réseau en provenance des unités de procédé vers le réseau de la colonne de distillation. Si plusieurs technologies de traitement peuvent accepter un déchet, le modèle utilise la modélisation d'un diviseur pour générer les bilans de masse du transfert vers les unités de traitement et qui permettront de calculer le débit de déchet adressé à chaque technologie.

Le gestionnaire des recyclages redirige également les déchets vers le gestionnaire des traitements finaux en vue de l'élimination. Ce gestionnaire reçoit également les déchets en provenance des colonnes de distillation, après récupération des solvants. Ce modèle se comporte exactement

comme le premier gestionnaire et évalue les déchets pour déterminer le potentiel de traitement dans l'incinérateur, dans l'OVH et dans la STEP.

L'évaluation en deux étapes de la stratégie de traitement des déchets est principalement motivée par l'architecture d'OSMOSE, qui requiert une définition statique de la liste des modules utilisés pour constituer le système. Chaque module est en effet appelé une seule fois pour calculer les performances du modèle et pour calculer les contributions aux différents réseaux du problème d'intégration. Dans ce cas d'étude il est donc nécessaire d'évaluer la contribution des distillations avant celle des traitements finaux afin de disposer de la liste complète des déchets à traiter.

L'objectif des deux gestionnaires est de définir des bilans de matière qui seront par la suite résolus par le problème d'intégration. Malgré la procédure en deux étapes, tous les bilans de matière et d'énergie sont résolus simultanément dans le modèle d'intégration. À moins de déterminer les traitements à l'avance, on ne se trouve donc pas dans la procédure hiérarchisée appliquée actuellement à Monthey.

Critères d'attribution des traitements La détermination des technologies compatibles avec chaque déchet est effectuée par le moyen de plusieurs critères. Pour l'incinération, le déchet ne doit contenir que des traces de fer, aluminium et cuivre et doit présenter un pouvoir calorifique suffisant. L'OVH accepte des déchets présentant une quantité de carbone organique (TOC) modérée et ne tolère pas la présence de métaux lourds. Les critères de sélection pour la STEP concernent également les quantités de TOC, ainsi que la présence de métaux lourds et la demande en oxygène. Le modèle d'évaluation a été établi par Claude Rérat, sur la base des limites légales d'émissions, de publications scientifiques et de données fournies par le partenaire industriel.

Bien entendu, le processus de sélection requiert l'évaluation de très nombreux critères, difficiles à évaluer de manière précise. Pour cette raison, on procède dans la pratique à une analyse complète de chaque déchet et on établit une fois pour toutes une table de correspondance entre déchet et technologie de traitement. La procédure d'évaluation mise en place pour ce cas d'étude reste très simplifiée et ne pourrait pas être appliquée telle quelle dans un cas réel.

Le tableau 6.3 montre un exemple de composition élémentaire d'un déchet liquide, appelé eau mère. Il s'agit d'une composition moyenne, qui varie d'un déchet à l'autre. L'eau représente presque 80% en masse, suivie par le carbone et l'oxygène. Une attention particulière doit être portée sur les concentrations de brome et de fluore, qui ont un pouvoir calorifique très élevé et peuvent créer des problèmes de surchauffe importants lors de la

combustion. Le pouvoir calorifique Δh_f^0 des eaux mères est relativement faible (le méthane possède un pouvoir calorifique proche de 50 MJ/kg), mais est suffisant pour générer une combustion.

Substance	Teneur [% masse]	Substance	Teneur [% masse]
H ₂ O	79.65	Cl ⁻	0.15
C	6.7	Cl ⁰	0.07
O	5.778	Br ⁰	0.002
Na ⁺	2.6	F ⁰	0.000
P	2.1	Br ⁻	0.000
S	1.2	F ⁻	0.000
N	1.0	SO ₄ ⁼	0.000
H	0.75	PO ₄ ⁼	0.000
Pouvoir calorifique		Δh_f^0	2.26 MJ/kg

Tab. 6.3: Composition typique d'une eau mère. Source : Duchoud (2004).

Le tableau 6.4 indique la compatibilité entre les déchets considérés pour cas d'étude et les quatre technologies de traitement. Le tableau indique également le traitement qui serait choisi par la procédure hiérarchisée établie par le partenaire industriel.

Déchet	Traitement actuel	Traitements possibles
Déchet 1	OVH	OVH
Déchet 2	OVH	OVH, STEP
Déchet 3	STEP	OVH, STEP
Déchet 4	STEP	OVH, STEP
Déchet 5	Incinération	Incinération
Déchet 6	Incinération	Incinération
Déchet 7	Incinération	Incinération
Déchet 8	Incinération	Incinération, Dist. cont., Dist. batch
Déchet 9	Incinération	Incinération, Dist. cont., Dist. batch
Déchet 10	Incinération	Incinération, Dist. cont., Dist. batch
Déchet 11	Incinération	Incinération, Dist. cont., Dist. batch
Déchet 12	STEP	OVH, STEP
Résidus dist. Déchet 8		Incinération
Résidus dist. Déchet 9		Incinération
Résidus dist. Déchet 10		Incinération
Résidus dist. Déchet 11		Incinération

Tab. 6.4: Options de traitement des déchets.

Pour les déchets 5 à 11 et les résidus issus de la distillation, qui peuvent être envoyés à l'incinération, on présente dans le tableau 6.5 les données nécessaires pour le calcul de la combustion. Au lieu du pouvoir calorifique, on spécifie la quantité de chaleur dégagée dans la zone radiative (au dessus

de 1100 K) et dans la zone convective (de 1100 K à la température de cheminée (393 K)) pour une combustion stoechiométrique. Ces données sont requises par le modèle de combustion de Maréchal et Kalitventzeff (1998b).

Déchet	$\Delta h_{f,rad}^0$ ^a [kJ/kg]	$\Delta h_{f,conv}^0$ ^b [kJ/kg]	O _{2req} ^c [kgO ₂ /kg]	c _p ^d [kJ/K/kg]
Déchet 5	2068.8	16811.5	1.45	2.46
Déchet 6	2572.4	17073.8	1.52	2.79
Déchet 7	5504.3	16866.5	1.71	1.98
Déchet 8	13008.1	19769.5	2.56	2.21
Déchet 9	11573.6	16903.0	2.18	2.00
Déchet 10	20852.2	18248.6	3.01	1.79
Déchet 11	10992.1	17543.3	2.22	1.99
Rés. dist. batch D. 8	8970.6	18430.8	2.14	2.42
Rés. dist. batch D. 9	16032.3	17542.5	2.58	1.93
Rés. dist. batch D. 10	16773.4	17818.5	2.65	2.06
Rés. dist. batch D. 11	11449.7	17787.2	2.27	2.06
Rés. dist. cont. D. 8	10046.5	18072.8	2.16	2.48
Rés. dist. cont. D. 9	18231.5	17886.4	2.78	1.89
Rés. dist. cont. D. 10	8210.3	16996.8	1.95	2.43
Rés. dist. cont. D. 11	10264.9	17320.5	2.12	2.11

^a Chaleur radiative au-dessus de 1100 K.

^b Chaleur convective entre 1100 K et la température à la cheminée (393 K).

^c Quantité d'oxygène minimale requise pour une combustion complète.

^d Chaleur spécifique (liquide).

Tab. 6.5: Caractéristiques de combustion des déchets incinérables.

6.4.3 Distillation

La distillation est un processus de séparation de substances liquides qui exploite la différence de volatilité des différents composants. Le mélange est d'abord chauffé au-dessus de la température d'ébullition de la substance à extraire (les solvants dans ce cas d'étude), afin qu'elle s'évapore. Les gaz sont récupérés et condensés par refroidissement afin de les rendre à l'état liquide.

Dans ce cas d'étude deux technologies différentes sont considérées : la distillation continue et la distillation batch. La distillation batch permet de traiter de petites quantités de déchets dans des installations polyvalentes. Sur le plan théorique, elle permet de séparer plusieurs constituants dans une même opération.

La distillation continue est opérée dans des équipements spécifiques et se prête pour des grande quantités de déchets. Cette technologie consomme moins de chaleur que la distillation batch, car elle opère en régime per-

manent (évite le chauffage et le refroidissement successif du produit). Elle permet par contre de séparer un seul (ou deux) produits par équipement, mais garantit une pureté constante et plus élevée.

Ces deux modèles ont été adaptés à partir des modèles de Capello (2006) et sont en mesure de fournir la quantité de chaleur requise par le bouilleur et la quantité de refroidissement nécessaire pour le condenseur sous la forme de quantités de vapeur et d'eau de refroidissement équivalentes. Les modèles calculent également les émissions pour l'analyse de cycle de vie.

La distillation permet de récupérer les solvants dissous dans les eaux mères et produit des déchets concentrés, qui doivent être incinérés (voir tab. 6.4). On remarque dans le tableau 6.5 que les résidus issus des distillations possèdent encore un grand pouvoir calorifique par rapport aux eaux mères qui ne peuvent pas être distillées. Il serait théoriquement possible de les distiller une deuxième fois, mais cette opération n'est pas forcément intéressante en raison du faible débit. Dans cet exemple on considère que les résidus des distillations sont systématiquement incinérés.

Le tableau 6.6 définit les contributions des deux modèles de distillation aux réseaux du modèle d'intégration.

Description	Quantité distillation continue	Quantité distillation batch
Consommation		
Déchets ^a	1 kg	1 kg
Chaleur		
Bouilleur (vapeur)	1.21 kg, 5 bar (≈ 2550 kJ)	1.53 kg, 5 bar (≈ 3225 kJ)
Condenseur	2536.2 kJ de 303 à 286 K	3207 kJ de 303 à 286 K
Rejets		
Déchet 8	0.17 kg	0.26 kg
Déchet 9	0.37 kg	0.44 kg
Déchet 10	0.15 kg	0.24 kg
Déchet 11	0.19 kg	0.28 kg
Émissions		
Déchet 8	2.66 (ei99ha), 76304.84 (ubp)	2.76 (ei99ha), 79074.99 (ubp)
Déchet 9	2.66 (ei99ha), 76304.84 (ubp)	2.76 (ei99ha), 79074.99 (ubp)
Déchet 10	2.66 (ei99ha), 76304.84 (ubp)	2.76 (ei99ha), 79074.99 (ubp)
Déchet 11	2.66 (ei99ha), 76304.84 (ubp)	2.76 (ei99ha), 79074.99 (ubp)

^a Valeur de référence.

Tab. 6.6: Contributions au modèle d'intégration des unités de distillation.

La valeur de l'impact est la même pour tous les flux. Cela est probablement dû au fait que le même solvant est récupéré pour tous les déchets.

6.4.4 Incinération

L'incinérateur de déchets permet de brûler des eaux mères présentant un pouvoir combustible suffisant. Souvent, les eaux mères sont mélangées à des déchets composés par des solvants, qui présentent un pouvoir calorifique élevé. Le mélange est effectué de telle manière à maintenir la température de combustion proche de 1100 °C.

L'incinération des eaux mères et des solvants permet d'éliminer les produits nocifs présents dans les déchets. La combustion génère des sels qui sont précipités sous forme de boues, des poussières et des acides dissous dans les gaz de combustion. Les sels sont inertes et sont acheminés vers la rivière qui avoisine le site industriel. Les gaz de combustion sont d'abord nettoyés par un processus de lavage et de filtrage, auquel fait suite l'élimination des NO_x.

La figure 6.5 représente schématiquement l'installation d'incinération.

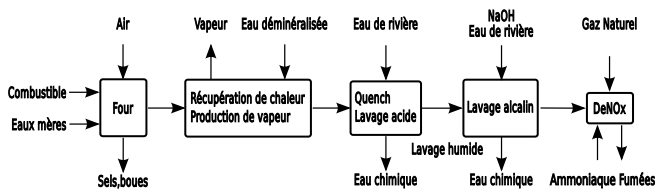


Fig. 6.5: Schéma représentant le modèle d'incinération. Source : Rast (2009).

Le modèle de l'incinération a été adapté à partir d'un modèle développé pour étudier l'incinération d'ordures ménagères (Fabiano (2004)). Ce modèle, basé sur des bilans de matière et d'énergie cohérents, permet de déterminer la liste des flux thermiques et de matière qui seront envoyés au modèle d'intégration.

Le calcul des données d'impact environnemental est constitué à partir du modèle développé par Seyler *et al.* (2005). Ce modèle est basé sur la prise de mesures d'un four d'incinération pendant une durée de quatre ans. Il s'agit d'un modèle de corrélation, qui exprime les émissions dans l'air, le sol et les eaux à partir de la composition des déchets entrant.

La quantité d'énergie dégagée lors de la combustion dépend du débit et de la composition des déchets. Ces données ne sont pas disponibles à priori, car elles sont calculées dans le modèle d'intégration. Il a donc été nécessaire de définir le modèle de combustion directement dans le problème d'intégration.

Ceci est réalisé à l'aide de la technique de la boîte noir discutée à la section 3.8 et par l'adaptation du modèle de combustion proposé par Ma-

réchal et Kalitventzeff (1998b). Ce modèle requiert la quantité de chaleur dégagée au dessus de la température de radiation et la quantité de chaleur dégagée entre la température de radiation et la température à la cheminée, pour une quantité d'air stoechiométrique. Le modèle calcule alors le profil température-enthalpie des flux de chaleur générés par la combustion pour la quantité d'air requis, qui est généralement supérieure à la quantité stoechiométrique. Le modèle définit également deux flux à température de sortie variable qui représentent la préchauffe du combustible et de l'air à partir de leur $c_{p,s}$. Le problème d'intégration se chargera de déterminer l'intérêt de la préchauffe et, le cas échéant, sa température optimale.

L'unité de combustion reçoit les flux de déchets depuis un réseau de type bilan de masse avec qualités où l'on définit une contrainte sur la quantité de chaleur disponible à la radiation, afin de garantir une température de combustion suffisante. Le flux de déchets est un mélange, qui peut être constitué par la résolution du problème d'intégration avec des déchets à faible pouvoir calorifique et avec des déchets contenant une grande quantité de solvants. Ainsi ce modèle tire pleinement profit de l'intégration multi-réseaux, car le modèle d'intégration est en mesure de déterminer la composition optimale du flux envoyé à l'incinération en tenant compte des besoins en chaleur des autres unités du système.

Le tableau 6.7 résume les contributions de l'unité de traitement des déchets aux différents réseaux du système. Sauf mention contraire, ces quantités sont exprimées pour une quantité de combustible de 1 kg.

Description	Quantité
Consommation	
Déchets	1 kg (valeur de référence)
Gaz naturel (deNOx)	1/3600 kg
Électricité	0.287/3600 kJ
Paramètres du modèle	
Température de préchauffe maximale	600 K
Chaleur	
Refroidissement quench	1438.8 kJde 353 à 298 K
Refroidissement lavage alcalin	2872.4 kJde 338 à 298 K
Refroidissement deNOx	1022.8 kJde 583 à 368 K
Chauffage deNOx	1022.8 kJde 338 à 583 K
Fumées	selon énergie des déchets, voir tab. 6.5
Coûts opératoires	
Consommables	0.3475 US\$
Émissions	

Tab. 6.7 – Continue sur la page suivante

Suite de la page précédente

Description	Quantité
Déchet 5	123.65 (ei99ha), 566128.22 (ubp)
Déchet 6	126.59 (ei99ha), 562467.15 (ubp)
Déchet 7	125.70 (ei99ha), 558766.11 (ubp)
Déchet 8	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Déchet 9	269.08 (ei99ha), 1154792.78 (ubp)
Déchet	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Déchet 11	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 8	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 8	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 9	375.96 (ei99ha), 1599038.00 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 9	56.93 (ei99ha), 272934.18 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 10	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 10	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 11	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. cont. Déchet 11	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 8	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 8	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 9	375.96 (ei99ha), 1599038.00 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 9	87.11 (ei99ha), 398374.86 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 10	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 10	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 11	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)
Résidus dist. batch Déchet 11	19.71 (ei99ha), 118221.89 (ubp)

Tab. 6.7: Contributions au modèle d'intégration de l'unité d'incinération.

6.4.5 Oxydation par voie humide (OVH)

L'OVH est un procédé oxydatif qui permet de traiter des déchets liquides contenant des composants organiques dissous dans de l'eau. Il est utilisé pour traiter des déchets qui sont trop dilués pour être incinérés et trop concentrés pour être traités par une STEP.

Le processus d'oxydation (Bachmann (2008)) se fait par la mise en contact de l'oxygène de l'air avec les composés organiques à une température proche de 573 K. Pour éviter l'évaporation de l'eau, le processus a lieu dans une enceinte pressurisée (50-150 bar). À la sortie de l'enceinte (fig. 6.6), les polluants ont été convertis en CO₂, eau et acides organiques. Le traitement des eaux permet d'éliminer les acides et de récupérer quelques

substances utiles aux unités de procédé, comme le cuivre, les phosphates ou l'ammoniaque.

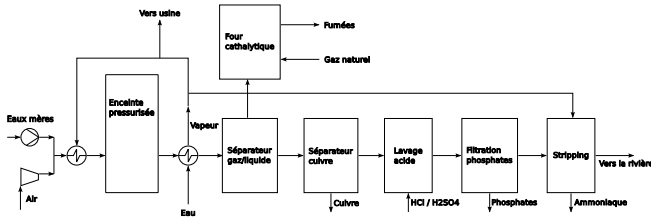


Fig. 6.6: Schéma représentant l'installation de l'OVH.

L'OVH permet de réduire de manière importante les émissions de CO et de NO_x par rapport à l'incinération, mais ne permet pas de récupérer autant de chaleur. En effet, une partie de la chaleur produite par le processus d'oxydation est utilisée pour préchauffer les déchets et l'air entrant dans l'enceinte pressurisée. En plus, le niveau de température est nettement inférieur à celui des gaz de combustion.

La complexité des réactions ayant lieu dans l'enceinte pressurisée ne permet pas d'établir un modèle thermo-chimique satisfaisant des opérations de nettoyage des gaz et de traitement des eaux. Toutefois, cela ne constitue pas un problème majeur, puisque il est possible de calculer la chaleur produite au sein de l'enceinte pour le modèle d'intégration à partir de la quantité de carbone organique présente dans les eaux mères. Les besoins en chaleur seront donc exprimés à l'aide de la représentation multiple (Périn-Levasseur (2009)) sous la forme d'une quantité équivalente de vapeur produite. On admet dans ce modèle que le pouvoir calorifique est le même pour tous les déchets. Ainsi la quantité de vapeur produite ne dépend que du débit traité.

Les émissions sont calculées sur la base du modèle publié par Köhler (2006). Ce modèle a été établi de manière similaire à celui de l'incinération. Une grande quantité de mesures a permis d'établir des corrélations entre la composition d'entrée de l'OVH et les émissions dans le sol, dans l'air et dans les eaux.

Le tableau 6.8 indique les contributions de l'unité de l'OVH au problème d'intégration.

Description	Quantité
Consommation	
Déchets ^a	1 kg
Gaz naturel	0.00003/3600 kg
Électricité	0.0932/3600 kJ
Chaleur	
Vapeur produite	0.036 kg (85 bar, 563 K) (\approx 50.8 kJ)
Coûts opératoires	
Consommables	0.167 US\$
Émissions	
Déchet 1	6.47 (ei99ha), 190918.96 (ubp)
Déchet 2	5.63 (ei99ha), 158223.67 (ubp)
Déchet 3	5.61 (ei99ha), 141414.70 (ubp)
Déchet 4	5.79 (ei99ha), 145794.72 (ubp)
Déchet 12	7.11 (ei99ha), 164949.11 (ubp)

^a Valeur de référence.

Tab. 6.8: Contributions au modèle d'intégration de l'OVH.

6.4.6 Station d'épuration (STEP)

Les stations d'épuration permettent d'éliminer les composés carboniques d'origine organique présents dans l'eau à faible concentration. L'élimination se fait à l'aide de bactéries qui utilisent le carbone et l'azote comme source d'énergie. Les déchets ainsi traités sont transformés en gaz (principalement CO₂ et éventuellement méthane), en sels dissous dans l'eau et en boues solides.

Les boues sont séchées et incinérées. Cette étape permet de récupérer de la chaleur utile, mais elle n'est pas considérée dans ce cas d'étude. La STEP est un consommateur d'électricité, mais ne présente pas d'intérêt particulier au sens de l'intégration (tab. 6.9). Par contre elle joue un rôle important au niveau des émissions. Le modèle de Köhler (2006) est utilisé pour établir les émissions en fonction de la composition des déchets traités.

Description	Quantité
Consommation	
Déchets ^a	1 kg
Électricité	0.0402/3600 kJ
Coûts opératoires	
Consommables	0.00018 US\$
Émissions	
Déchet 2	0.15 (ei99ha), 162530.02 (ubp)
Déchet 3	0.13 (ei99ha), 3894.29 (ubp)
Déchet 4	1.72 (ei99ha), 884806.36 (ubp)
Déchet 12	0.14 (ei99ha), 4521.59 (ubp)

^a Valeur de référence.

Tab. 6.9: Contributions au modèle d'intégration de la STEP.

6.4.7 Chaudière

La chaudière est utilisée pour produire de la vapeur en brûlant du gaz naturel. Comme dans le cas de l'intinérateur, le modèle est constitué à partir du modèle de Maréchal et Kalitventzeff (1998b). Dans ce cas, les flux de combustion sont générés sur la base du pouvoir calorifique du gaz naturel. Les contributions de la chaudière aux différents réseaux du problème sont définies au tableau 6.10.

Description	Quantité
Consommation	
Gaz naturel ^a	1 kg
Production	
Chaleur	38100 kJ (1100 à 393 K)
$\Delta h_{f,rad}^0$	22227.9 kJ
$\Delta h_{f,conv}^0$	15872.1 kJ
O_{2req}	3.78 kgO ₂
c_p	2.28 kJ/K
Paramètres du modèle	
Température de préchauffe maximale	600 K

^a Valeur de référence.

Tab. 6.10: Contributions au modèle d'intégration de la chaudière.

6.4.8 Cycle vapeur

Le cycle vapeur utilise la chaleur à haute température pour produire de la vapeur, qui est ensuite détendue dans des turbines. Ceci permet de produire de l'électricité. Des soutirages permettent de produire également la vapeur requise par les unités du système aux différentes pressions de distribution.

Le cycle vapeur peut être couplé à la chaudière, à l'incinérateur de résidus liquides et/ou à l'OVH. Dans cet exemple on considère que ces technologies se trouvent au même endroit et le problème d'intégration utilisera toute la chaleur disponible pour intégrer au mieux le cycle vapeur. La définition de plusieurs cascades thermiques, chacune associée par exemple aux trois producteurs de chaleur, permettrait une définition du problème plus réaliste, car le cycle vapeur serait associé à une seule de ces technologies.

Le modèle du cycle vapeur est établi avec la technique décrite dans la section 3.8.1. Ce modèle permet de déterminer le débit optimal (et par conséquent l'électricité produite) des différents collecteurs en fonction de la disponibilité et la demande en chaleur de tout le procédé. Pour ce cas d'étude, le cycle peut présenter un maximum de deux collecteurs de vapeur et cinq soutirages, qui ont été ajustés de telle manière à permettre la production de vapeur requise par les unités de procédé.

Le tableau 6.11 indique les conditions thermodynamiques choisies pour les différents collecteurs. Ces valeurs ont été adaptées aux besoins de production de vapeur du système.

Collecteur	Type	Pression [bar]	Surchauffe ^a [K]	Temp. resurch. ^b [K]
V1	vapeur	128	50	-
V2	vapeur	56	50	10
S1	soutirage	70	0	
S2	soutirage	20	0	
S3	soutirage	8.5	0	
S4	soutirage	8	0	
C1	condensat	8	-5	
Paramètres du modèle				
Efficacité des turbines à extraction		95 %		
Efficacité des turbines à condensation		90%		

^a Surchauffe par rapport à la température de saturation.

^b Surchauffe par rapport à la température de saturation pour le flux extrait de la turbine et qui est resurchauffé.

Tab. 6.11: Paramètres du modèle du cycle vapeur.

6.4.9 Eau de refroidissement

L'eau de refroidissement permet d'évacuer la chaleur en excès du système. Elle est définie sous la forme d'un flux de chaleur à température de sortie variable (tab. 6.12).

Description	Quantité
Consommation	
Eau ^a	1 kg
Chaleur	
Quantité de chaleur	4.18 kW/K
Température d'entrée	281 K
Température de sortie maximale	303 K
Échantillonnage	10 K

^a Valeur de référence.

Tab. 6.12: Contributions au modèle d'intégration de l'eau de refroidissement.

6.5 Indicateurs de performance

Pour quantifier la qualité des stratégies de traitement des déchets élaborées, on définit deux indicateurs de performance : les coûts et l'impact environnemental.

L'hypothèse de la disponibilité des équipements permet d'éviter le calcul des coûts d'investissement. On se limitera donc au calcul des coûts opératoires.

L'aspect environnemental est également introduit car les technologies de traitement en question opèrent des traitements finaux. Les rejets de ces opérations de traitement sont directement émis dans l'environnement et il faut donc s'assurer que l'impact généré soit minimal.

Selon le scénario de calcul étudié, ces indicateurs sont utilisés pour établir la fonction objectif du problème d'intégration.

6.5.1 Coûts opératoires

Pour le calcul des coûts opératoires (tab. 6.13), on considère l'achat du gaz naturel, de l'électricité, du solvant, de l'eau de refroidissement et les coûts opératoires liés au traitement des déchets. Ces derniers sont calculés en tenant compte uniquement des frais dus à l'achat de consommables et les coûts liés à l'achat de gaz naturel, eau de refroidissement, électricité ou solvant sont donc exclus.

Le tableau 6.13 présente les coûts unitaires nécessaires pour le calcul des coûts opératoires du système. On remarque qu'aucun prix de vente d'électricité n'est défini. En effet, on considère que la fourniture de services énergétiques est confinée au site industriel. Par conséquent, la production d'électricité doit se limiter à satisfaire les besoins des unités de procédé. Le cas d'étude montrera que dans ces circonstances le cycle vapeur est

largement sous-exploité et qu'il existe un potentiel d'intégration très important, qui justifierait la revente d'électricité.

Flux utilitaire	Coût unitaire
Gaz naturel	0.18 US\$/kg ^a (≈ 4.72 US\$/GJ)
Électricité	0.09 US\$/kWh
Solvant	1.0 US\$/kg ^b (≈ 31.03 US\$/GJ)
Eau de refroidissement	0.01 US\$/m ³
Traitements	Coût unitaire par kg de déchet
Incinération	0.3475 US\$/kg
OVH	0.167 US\$/kg
STEP	0.00018 US\$/kg

^a Ce prix a été déterminé à partir des données fournies par le site internet <http://www.wtrg.com/daily/gasprice.html> le 6 novembre 2009.

^b Coût indicatif tiré du site <http://ed.icheme.org/costchem.html>. Ce prix était valable en 2002. Le prix par GJ est estimé à partir d'un pouvoir calorifique moyen de 32 MJ/kg.

Tab. 6.13: Coûts unitaires considérés pour le calcul des coûts opératoires du système.

6.5.2 Indicateurs d'impact environnemental

La base de données ecoinvent (Frischknecht et Rebitzer (2005)) est utilisée comme source pour les données d'impact environnemental. Pour évaluer l'impact du système de manière fiable, deux méthodes d'impact différentes sont utilisées pour définir deux indicateurs distincts : Eco-Indicator 99 (Goedkoop *et al.* (1998); Goedkoop et Spriensma (1999)) et UBP (Brand *et al.* (1998)). Ces deux méthodes sont établies sur la base d'études scientifiques rigoureuses et ont l'avantage de proposer un indicateur unique, qui rassemble les scores attribués aux différentes catégories d'impact. Cet indicateur peut être aisément introduit dans le modèle d'intégration à l'aide de l'équation (3.5).

Le tableau 6.14 résume les valeurs unitaires d'impact utilisées pour définir les indicateurs de performance des différents flux du système. On admet ici que l'impact dû aux équipements est négligeable (Gerber *et al.* (2009)). Cette hypothèse est raisonnable, puisque le rapport entre l'impact des combustibles ou de la production d'électricité et celui des installation est très grand.

L'impact des déchets est obtenu en caractérisant individuellement l'impact de chaque déchet pour chaque traitement compatible. Ceci est réalisé

Ressource	Eco-indicator 99		UBP	
Gaz naturel	0.1598	points/kg	457.520	ubp/kg
	≈ 0.0042	points/MW	≈ 12.008	ubp/MW
Électricité	1.14696/3600	points/MW	57.175	ubp/MW
Eau de refroidissement	0.0	points/kg	0.097	ubp/kg
Solvant	0.23594	points/kg	4274.7	ubp/kg

Tab. 6.14: Valeurs d'impact des ressources et des services énergétiques considérés pour ce cas d'étude.

en résolvant le modèle d'intégration et en annulant l'impact de tous les flux, sauf ceux issus de la technologie de traitement considérée. Ceci permet d'isoler l'impact dû au traitement du déchet de celui du reste du système. Cet impact est en partie dû à la consommation des supports de production nécessaires pour opérer le traitement et en partie par la composition du déchet même.

Le tableau 6.15 indique les valeurs d'impact issues de la caractérisation des différents déchets. Les valeurs sont spécifiées par tonne de déchet et par heure de traitement, afin d'afficher des valeurs suffisamment grandes pour être significatives.

Déchet	Traitement	Eco-Indicador 99	UBP
		[points/t]	[ubp/t]
Déchet 1	OVH	6.47	190918.96
Déchet 2	OVH	5.63	158223.67
	STEP	0.15	162530.02
Déchet 3	OVH	5.61	141414.70
	STEP	0.13	3894.29
Déchet 4	OVH	5.79	145794.72
	STEP	1.72	884806.36
Déchet 5	Incinération	123.65	566128.22
Déchet 6	Incinération	126.59	562467.15
Déchet 7	Incinération	125.70	558766.11
Déchet 8	Dist. batch	2.76	79074.99
	Dist. cont.	2.66	76304.84
	Incinération	19.71	118221.89
Déchet 9	Dist. batch	2.76	79074.99
	Dist. cont.	2.66	76304.84
	Incinération	269.08	1154792.78
Déchet 10	Dist. batch	2.76	79074.99
	Dist. cont.	2.66	76304.84
	Incinération	19.71	118221.89
Déchet 11	Dist. batch	2.76	79074.99
	Dist. cont.	2.66	76304.84
	Incinération	19.71	118221.89

Tab. 6.15 – Continue sur la page suivante

Suite de la page précédente

Déchet	Traitement	Eco-Indicator 99 [points/t]	UBP [ubp/t]
Déchet 12	OVH	7.11	164949.11
	STEP	0.14	4521.59
Résidu dist. cont. Déchet 8	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. cont. Déchet 8	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. cont. Déchet 9	Incinération	375.96	1599038.00
Résidu dist. cont. Déchet 9	Incinération	56.93	272934.18
Résidu dist. cont. Déchet 10	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. cont. Déchet 10	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. cont. Déchet 11	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. cont. Déchet 11	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 8	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 8	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 9	Incinération	375.96	1599038.00
Résidu dist. batch Déchet 9	Incinération	87.11	398374.86
Résidu dist. batch Déchet 10	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 10	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 11	Incinération	19.71	118221.89
Résidu dist. batch Déchet 11	Incinération	19.71	118221.89

Tab. 6.15: Caractérisation de l'impact des différents déchets pour chaque traitement compatible.

6.6 Scénarios de calcul

La résolution du modèle d'intégration pour ce cas d'étude permet de déterminer le régime opératoire des unités de conversion d'énergie et des unités de traitement des déchets qui permet de fournir les matières et les services énergétiques requis par les unités de procédé.

Le tableau 6.4 montre qu'il existe parfois plusieurs choix de traitement possibles pour chaque déchet produit par les unités de procédé. Les technologies de traitement permettent de valoriser ces déchets par exemple par la production de chaleur ou la récupération de solvant. En contrepartie, elles consomment de l'énergie et des supports de production.

La stratégie qui mène au choix du traitement pour chaque déchet est donc fondamentale pour déterminer la meilleure valorisation possible. En général, ce choix est basé sur les coûts opératoires, mais il est intéressant de tenir compte de l'impact environnemental, étant donné que les technologies de traitement rejettent les produits traités dans l'environnement.

Pour analyser le comportement du système par rapport à ces différents aspects, on définit plusieurs scénarios, résumés au tableau 6.16.

Id ^a	Configuration du système ^b	Fonctions obj. ^c	Choix du traitement
1 (réf.)	base	Coût op. ei99ha UBP	pré-défini (voir tab. 6.4)
2	base	Coût op.	optimisé
3	base	ei99ha	optimisé
4	base	UBP	optimisé
5	base, CV, dist.	Coût op.	optimisé
6	base, CV, dist.	ei99ha	optimisé
7	base, CV, dist.	UBP	optimisé
8	base, CV, dist., vente élec.	Coût op.	optimisé
9	base, CV, dist., vente élec.	ei99ha	optimisé
10	base, CV, dist., vente élec.	UBP	optimisé

^a Identifiant du scénario.

^b CV indique le cycle vapeur, dist. indique la distillation

^c *ei99ha* indique Eco-Indicator 99.

Tab. 6.16: Liste des scénarios étudiés

On définit trois fonctions objectif pour le modèle d'intégration : la minimisation du coût opératoire global du système, la minimisation de l'impact selon la méthode Eco-Indicador (ei99ha) et selon la méthode UBP. Comme le problème d'intégration est mono-objectif, chaque fonction objectif est associée à un scénario.

On remarque dans le tableau 6.14 que l'eau de refroidissement présente un impact nul pour la méthode Eco-Indicador 99 et une valeur positive pour la méthode UBP. Ceci est dû à la nature des deux méthodes et à leur interprétation des contributions aux différentes catégories d'impact qu'elles considèrent. Il faudra donc s'attendre à des stratégies de traitement différents selon que l'on optimise le problème d'intégration par rapport à un indicateur plutôt que l'autre. Ceci justifie pourquoi pour réaliser une analyse de cycle de vie rigoureuse il faut toujours analyser les résultats par rapport à plusieurs indicateurs d'impact (International Organization for Standardization (2002)). Ceci évite des interprétations biaisées, qui pourraient conduire à des choix de stratégie inopportuns.

Le premier scénario est le cas de référence, auquel seront reportés les résultats des autres scénarios. Ce cas correspond à la stratégie de traitement des déchets qui serait opérée actuellement sur le site de Monthey. Le choix des traitements est pré-défini selon les données du tableau 6.4. Pour cette raison, il n'est pas nécessaire d'optimiser le système selon les trois objectifs, car les résultats seraient analogues. Le système se trouve dans sa configuration de base, composée par les unités de procédé, la chaudière, l'eau de refroidissement, les deux gestionnaires des déchets, l'incinérateur, l'OVH et la STEP. Les deux distillations ainsi que le cycle vapeur ne sont pas utilisés.

Les scénarios 2, 3 et 4 présentent le même système que le cas de référence, mais le choix de la stratégie de traitement est confiée au problème d'optimisation. On vérifie ici si la stratégie actuelle est optimale ou s'il y a lieu d'économiser de l'argent (scénario 2) ou de réduire l'impact environnemental (scénarios 3 et 4).

Dans les scénarios 5, 6 et 7 on introduit les distillations et le cycle vapeur. Cela permet de montrer l'intérêt de recycler une partie des solvants et d'introduire une unité de cogénération intégrée, qui permet de valoriser la chaleur à haute température. On fait l'hypothèse ici que le cycle vapeur peut produire au maximum l'électricité requise au sein du système.

Enfin, dans les scénarios 8, 9 et 10 on autorise la production d'électricité pour la vente sur le réseau régional. On admet ici que le prix de revente de l'électricité correspond à la moitié du prix d'achat (donc 0.045 *US\$/kWh*) et on considère que l'impact lié à la quantité vendue correspond à celui de l'électricité achetée, mais en valeur négative. Cela revient à considérer que la production d'électricité par cogénération permet d'éviter la production par d'autres sources et le résultat est une compensation d'impact équivalente. La vente d'électricité permet donc de diminuer l'impact global du système.

6.7 Résultats généraux

Le tableau 6.17 reporte la valeur des indicateurs de performance calculés pour les différents scénarios. Pour faciliter la comparaison, les résultats sont normalisés par rapport au cas de référence, qui obtient une valeur de 100 %.

Scénario	F. obj	Coût op. [%]	Impact ei99ha [%]	Impact UBP [%]
Scenario 1	Toutes	100.00	100.00	100.00
Scenario 2	Coûts	+0.00	+0.00	+0.00
Scenario 3	ei99ha	+0.70	-0.01	+0.60
Scenario 4	ubp	+0.51	-0.01	-0.00
Scenario 5	Coûts	-272.52	+8.04	-13.32
Scenario 6	ei99ha	-0.28	-0.59	-0.19
Scenario 7	ubp	-272.02	+8.03	-13.32
Scenario 8	Coûts	-1958.14	+392.95	+26.95
Scenario 9	ei99ha	-0.10	-0.59	+0.37
Scenario 10	ubp	-389.46	+11.80	-19.20

Tab. 6.17: Valeurs des indicateurs de performance après le calcul des scénarios définis au tableau 6.16. Les valeurs sont normalisée par rapport au scénario 1.

Le tableau 6.18 présente les débits calculés des différents utilitaires achetés. On remarque que pour les scénarios 5, 7, 8 et 10 on n'achète pas d'électricité, car elle est produite directement au sein du système.

Scénario	F. Obj	Gaz naturel [%]	Solvant [%]	Électricité achetée [%]	Eau [%]
Scenario 1	Toutes	100.00	100.00	100.00	100.00
Scenario 2	Coûts	+0.00	+0.00	+0.00	+0.00
Scenario 3	ei99ha	-0.01	+0.00	+0.00	+119.74
Scenario 4	ubp	-0.01	+0.00	+0.00	+0.00
Scenario 5	Coûts	+11.91	-0.44	-100.00	-0.04
Scenario 6	ei99ha	-0.77	-0.03	-0.00	+9.87
Scenario 7	ubp	+11.90	-0.44	-100.00	-0.04
Scenario 8	Coûts	+527.05	-0.44	-100.00	+2108.04
Scenario 9	ei99ha	-0.77	-0.03	-0.00	+119.51
Scenario 10	ubp	+17.39	-0.44	-100.00	-0.09

Tab. 6.18: Achat de ressources pour les scénarios définis au tableau 6.16. Les valeurs sont normalisée par rapport au scénario 1.

Enfin, le tableau 6.19 présente les traitements choisis pour les différents déchets. On reporte ici seulement les déchets qui présentent plusieurs traitements possibles, c'est-à-dire les déchets 2, 3, 4, 8, 9, 10, 11 et 12. Les autres déchets sont traités avec les technologies indiquées au tableau 6.4. On attire l'attention sur le fait que les scénarios sont regroupés selon la fonction objectif du problème d'intégration, afin de faciliter la comparaison des résultats.

Chaque déchet est traité par une seule technologie à la fois. Ceci est dû au fait qu'on ne définit aucune limite de capacité pour les technologies de traitement. Par conséquent, l'algorithme d'optimisation choisira toujours le traitement le plus performant par rapport à la fonction objectif. En introduisant des limites de capacité, on pourrait identifier quels sont les déchets qui sont prioritaires pour chaque technologie.

		Scénarios										
		1	2	5	8	3	6	9	4	7	10	
F. objectif		Toutes	Coûts				ei99ha			ubp		
Déchet 2	STEP	•	•	•	•							
	OVH					•	•	•	•	•	•	
Déchet 3	STEP	•	•	•	•							
	OVH					•	•	•	•	•	•	
Déchet 4	STEP	•	•	•	•							
	OVH					•	•	•	•	•	•	
Déchet 8	Inc	•	•			•	•	•	•			
	DB											
	DC			•	•					•	•	
Déchet 9	Inc	•	•			•	•	•	•			
	DB											
	DC			•	•					•	•	
Déchet 10	Inc	•	•			•	•	•	•			
	DB											
	DC			•	•					•	•	
Déchet 11	Inc	•	•			•			•			
	DB											
	DC			•	•		•	•		•	•	
Déchet 12	STEP	•	•	•	•							
	OVH					•	•	•	•	•	•	

Tab. 6.19: Traitements choisis pour les différents déchets pour les scénarios 1 à 10. DB indique la distillation batch et DC indique la distillation continue.

6.8 Discussion

6.8.1 Analyse des indicateurs de performance

En observant le tableau 6.17 on constate que le scénario de référence (scénario 1) est sous-optimal ou, inversement, il existe au moins un scénario par fonction objectif qui permet de réduire les coûts opératoires ou l'impact selon Eco-Indicator ou selon UBP. Grâce à la production d'électricité et à la récupération de solvant, il est possible d'envisager des économies d'argent importantes et une réduction d'impact conséquente.

La figure 6.7 représente les contributions des différentes unités du système aux indicateurs de performance pour le scénario de référence.

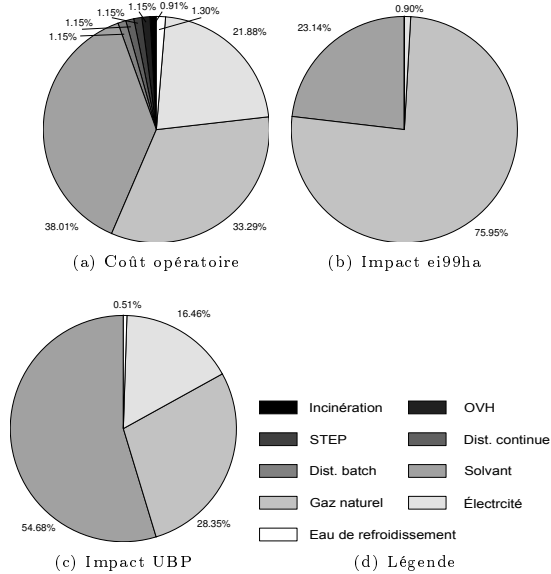


Fig. 6.7: Répartition des coûts et de l'impact pour le scénario 1.

La grande majorité des coûts opératoires est due à l'achat de solvant (38 %), de gaz naturel (33 %) et d'électricité (22 %). Les autres unités contribuent en parties très similaires (autour de 1.1 %). Cette tendance se confirme avec l'indicateur d'impact UBP, où le gaz naturel s'impose (55 %), suivi du solvant (28 %) et de l'électricité (16 %). Les unités de traitement et les utilitaires ne contribuent que de manière marginale à l'impact. Dans le cas de l'indicateur d'impact ei99ha, la situation est relativement différente. Le gaz naturel contribue ici de manière prépondérante à l'impact (76 %), suivi par le solvant (23 %).

La récupération de chaleur va donc être très importante pour économiser du gaz naturel et le recyclage des déchets le sera pour la récupération du solvant.

6.8.2 Configuration de base du système

On compare ici les résultats obtenus par les scénarios 1, 2, 3 et 4, caractérisés par la configuration de base du système, c'est-à-dire sans distillation ni cycle vapeur.

Le tableau 6.17 montre que le scénario de référence (scénario 1) met en oeuvre la stratégie de traitement la plus économique et que le scénario 3 permet de réduire l'impact ei99ha de 0.01 %. L'impact selon l'indicateur UBP ne peut pas être réduit significativement. Ces gains sont très limités, signe que la marge de manoeuvre avec les technologies à disposition est très réduite.

Au tableau 6.18 on apprend que la réduction de l'impact se fait par une consommation moindre de gaz naturel (-0.01 %), mais par une augmentation de la consommation d'eau (+120 %). Cela est réalisé par une utilisation systématique de l'OVH (tab. 6.19), afin de récupérer un maximum de chaleur et réduire la consommation de gaz naturel.

6.8.3 Introduction de la distillation et du cycle vapeur

L'introduction de la distillation et du cycle vapeur permet de réduire de manière consistante les coûts opératoires et l'impact environnemental. Le résultat est plus mitigé pour l'indicateur ei99ha, qui voit une diminution de seulement 0.59 % pour le scénario 6. Toutefois, la diminution des coûts est contrebalancée par une augmentation de l'impact selon ei99ha, alors que UBP semble suivre la même tendance que celle de l'optimisation des coûts.

La réduction des coûts (scénario 5) est réalisée par l'économie de solvant, d'électricité et d'eau de refroidissement. Le cycle vapeur produit l'électricité requise par le système. L'économie de solvant est obtenue par l'utilisation systématique de la distillation. Les coûts sont également réduits par l'utilisation de la STEP au lieu de l'OVH. La production locale d'électricité requiert par contre une augmentation dans l'achat du gaz naturel.

Le meilleur impact selon l'indicateur ei99ha est obtenu par le scénario 6 avec un gain de 0.6 % par rapport au scénario de référence. Ici on économise sur l'achat de gaz naturel et de solvant, au sacrifice de l'eau de refroidissement. L'électricité est achetée sur le réseau. Ceci est réalisé par l'utilisation de l'OVH par rapport à la STEP et de l'incinération par rapport à la distillation, exception faite pour le déchet 11 qui est recyclé par distillation continue. Cela s'explique par la consultation du tableau 6.5, où l'on remarque que le déchet 11 et le résidu issu de sa distillation ont des pouvoirs calorifiques très proches. Il y a donc tout intérêt à recycler le déchet afin de récupérer du solvant (et donc réduire l'impact dû à son achat) et de réduire le débit de déchet à incinérer, afin d'économiser sur le gaz naturel pour la deNOx.

La réduction de l'impact selon l'indicateur UBP (scénario 7) produit des solutions très proches de celle obtenue par la réduction des coûts (voir tab. 6.17). Ceci est essentiellement dû à la production locale d'électricité, qui permet de réduire l'impact lié à l'achat depuis le réseau. En effet, la stratégie de traitement est très différente, car on privilégie l'OVH à la STEP. La distillation est préférée à l'incinération.

6.8.4 Vente d'électricité

La vente d'électricité permet de réduire davantage les coûts opératoires et l'impact selon l'indicateur UBP. Comme dans le cas du scénario 6, l'optimisation du problème d'intégration selon l'indicateur ei99ha conduit à renoncer à produire de l'électricité. L'impact évité par la vente d'électricité (-0.0003186) est en effet inférieur à celui dû à l'achat du gaz naturel (0.0042).

La solution obtenue par le scénario 8 est une solution aberrante. Cela peut être déduit du tableau 6.13. Le gaz naturel coûte 4.72 US\$/GJ et le prix de revente de l'électricité vaut environ 12.5 US\$/GJ. Par conséquent, la conversion du gaz en électricité est tout à fait rentable et le modèle d'intégration aura tendance à maximiser la production d'électricité. La solution numérique obtenue par le scénario 8 est due au fait que le F_u^{max} de l'unité qui fournit l'eau de refroidissement est atteint. Cette contrainte empêche l'achat supplémentaire d'eau de refroidissement et par conséquent l'évacuation de la chaleur due aux retours de condensat. Sans cette contrainte, le problème serait non borné et ne pourrait pas être résolu.

Dans le cas du scénario 10, la solution est par contre correcte. Dans ce cas, pour réduire l'impact selon l'indicateur UBP on accepte d'acheter une quantité supplémentaire de gaz naturel (+17 %) pour produire davantage d'électricité, mais on économise en même temps sur la quantité d'eau achetée (-0.09 %). Par conséquent le cycle vapeur est dimensionné de telle manière à exploiter au mieux la chaleur disponible, sans excéder dans la consommation de ressources supplémentaires.

La figure 6.8 montre les courbes intégrées des unités de procédé et du cycle vapeur pour les scénarios 1, 5 et 10. La figure 6.8(a) permet de se faire une idée de la quantité de chaleur requise par les unités de procédé. On remarque également que la chaleur est fournie à une température nettement supérieure à la température requise. L'intérêt technique de l'introduction du cycle vapeur est donc évidente.

Dans le scénario 5 on introduit le cycle vapeur et on optimise le problème afin de minimiser les coûts opératoires. En interdisant la vente

d'électricité, le cycle vapeur ne peut pas être exploité pleinement, comme en témoigne la figure 6.8(b). Cela est davantage évident en comparant cette figure à la figure 6.8(c) obtenue par le scénario 10 et où le cycle vapeur exploite toute la chaleur disponible. On remarque tout de suite comment tous les collecteurs de vapeur sont activés et on remarque que de nombreux soutirages sont activés pour maximiser le débit de vapeur produite.

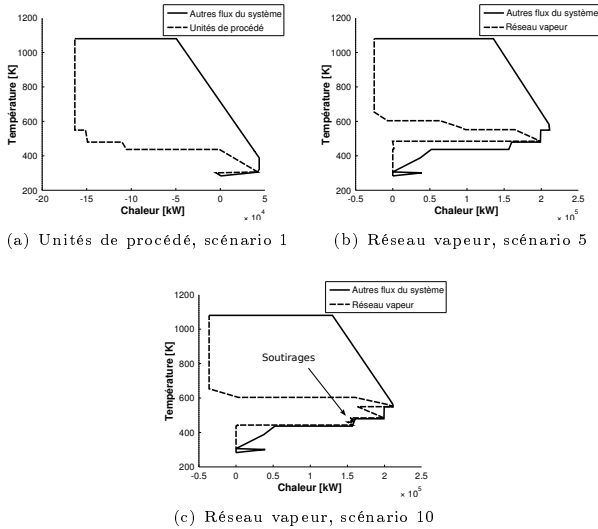


Fig. 6.8: Courbes intégrées du procédé et du réseau vapeur.

6.8.5 Recommandations pour le développement des stratégies de traitement des déchets

L'analyse des choix optimaux des traitements pour les différents déchets du tableau 6.19 permet de définir des lignes directrices pour le développement des stratégies de traitement des déchets et de la gestion des unités pour la production des utilitaires.

L'utilisation du cycle vapeur pour la production d'électricité s'avère en général bénéfique. Dans le cas des scénarios optimisés par rapport à l'impact ei99ha, on préfère par contre économiser sur l'achat de gaz naturel qui présente un impact nettement plus important que celui de l'électricité achetée. En observant les courbes intégrées de la figure 6.8

on constate que malgré l'intégration du cycle vapeur, il reste encore de la chaleur disponible à haute température. Comme il n'est pas possible d'augmenter la pression des collecteurs de vapeur pour des raisons de coûts d'investissement et de contraintes mécaniques, il serait à envisager de remplacer les chaudières par une turbine à gaz. Cette technologie présente un profil température-enthalpie à plus basse température et permet en même temps de produire de l'électricité.

Les économies sur les coûts opératoires sont réalisées en préférant la STEP à l'OVH et la distillation à l'incinération, afin d'économiser sur l'achat de solvants et de gaz naturel.

Pour réduire l'impact selon l'indicateur ei99ha, on préférera l'OVH à la STEP et l'incinération à la distillation, afin d'économiser un maximum de gaz naturel. Toutefois, le cas du déchet 11 montre qu'il est toujours nécessaire de vérifier toutes les opportunités de traitement, car, selon les propriétés thermodynamiques des déchets, il y a la possibilité d'opérer des changements qui s'avèrent bénéfiques.

Enfin, pour minimiser l'impact selon l'indicateur UBP il faut préférer l'OVH à la STEP et la distillation à l'incinération.

L'analyse des résultats du calcul des différents scénarios de ce cas d'étude montre une opposition entre les stratégies de traitement des déchets pour minimiser les coûts et celles développées pour minimiser l'impact environnemental selon l'indicateur ei99ha. Les solutions obtenues pour l'indicateur UBP sont un compromis entre les deux autres indicateurs. Du point de vue de l'impact environnemental il faut donc éviter à tout prix la STEP, afin d'utiliser des technologies qui permettent de récupérer un maximum de ressources. Entre l'incinération et le recyclage la stratégie à adopter est plus difficile à saisir.

6.9 Conclusions

L'opposition dans les stratégies de traitement des déchets entre minimisation des coûts opératoires et minimisation de l'impact ne permet pas de définir une stratégie unique.

Dans une situation réelle on choisira probablement les stratégies élaborées pour minimiser les coûts opératoires, mais l'identification de l'optimum par rapport à l'impact peut servir comme instrument de sensibilisation et pour se positionner par rapport à une politique environnementale cohérente. L'utilisation d'outils de simulation et d'intégration comme celui présenté dans ce travail de doctorat permettent de quantifier ces différences et peuvent aider dans la prise de décision. Ces outils peuvent également servir lors de la synthèse de nouvelles lignes de procédé ou

pour l'installation de nouvelles technologies de conversion d'énergie. En introduisant les coûts d'investissement, il est ainsi possible d'évaluer les retours sur l'investissement et les bénéfices écologiques.

La méthode d'intégration multi-réseaux développée dans ce travail s'avère très performante pour exploiter toutes les possibilités d'intégration. La synthèse simultanée de toutes les connexions de matière et d'énergie permet d'identifier des opportunités d'interaction autrement difficiles à saisir, comme par exemple la possibilité de préchauffer l'eau du réseau vapeur pour maximiser la puissance du cycle vapeur et réduire en même temps la quantité d'eau de refroidissement consommée. Le même raisonnement est valable pour la gestion de la distillation, qui permet de réduire l'achat de solvant, mais qui requiert de la chaleur et de l'eau de refroidissement.

La méthode d'intégration proposée est extrêmement flexible et permet d'étendre le problème avec un effort minimum. L'évaluation d'un nouveau déchet est immédiate, pourvu qu'on dispose de ses données thermodynamiques. L'ajout d'une nouvelle technologie au sein du système requiert simplement l'inventaire et la quantification de ses contributions aux différents réseaux et aux indicateurs de performance. Le lien avec les autres unités du système est réalisé automatiquement, grâce aux outils informatiques développés dans le cadre de ce travail.

L'intégration d'un nouveau réseau dans le modèle d'intégration requiert la définition d'une couche supplémentaire et la mise à jour des contributions des unités du système au nouveau réseau.

Toutes ces opérations requièrent bien entendu du temps pour le développement des modèles et pour la quantification des contributions. Toutefois, grâce à l'approche systématique et à la modularisation, les outils développés dans le cadre de ce travail sont en mesure d'automatiser les opérations récurrentes et prennent en charge la partie la plus complexe de la phase de synthèse qui consiste en la mise en relation des différentes unités du système et la résolution du modèle de la superstructure.

Ainsi, en toute généralité, l'étude d'un système complexe est surtout une question de temps consacré à la constitution des éléments qui le composent, qui peut par ailleurs être réduit par la réutilisation de modules déjà développés dans le cadre d'autres études. Si l'on compare ceci à l'effort qui est requis pour la mise en place et pour la résolution d'un système réalisé par des techniques simultanées, on se rend compte que l'écart est énorme et cela explique en partie pourquoi on trouve dans la littérature essentiellement des exemple de petite taille résolus à l'aide de méthodes simultanées.

Chapitre 7

Conclusions

7.1 Origines et objectifs

Origines Le point de départ qui a donné naissance à ce projet de thèse est l'apparition vers la fin des années 1990 d'une nouvelle approche de synthèse des systèmes énergétiques industriels. De nombreux travaux réalisés au LENI mettent en oeuvre des techniques qui se distinguent clairement des approches conventionnelles basées sur la programmation mathématique ou les approches hiérarchisées.

Ces travaux utilisent un certain nombre d'éléments méthodologiques récurrents, comme par exemple l'optimisation globale du modèle du système, la modélisation à l'aide de la technique de la boîte noire, le calcul d'indicateurs thermoéconomiques ou environmiques et, plus récemment, les techniques d'intégration de procédés pour la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur.

Toutefois, on constate l'absence d'une approche systématique et formelle. Les éléments méthodologiques sont assemblés au cas par cas, pour satisfaire les besoins du cas d'étude. Cela limite la possibilité de réutilisation des modèles développés et la valorisation de l'expérience acquise.

Objectifs de ce travail Suite à ces constats, naît la nécessité d'étudier plus dans le détail ces approches, afin de faire ressortir et de formaliser les éléments méthodologiques qui permettent de conduire à la formulation d'une méthode de synthèse cohérente, ayant l'ambition de permettre l'étude systématique de systèmes de plus en plus grands et complexes.

Parmi les objectifs énoncés pour ce travail, on rappelle la volonté de permettre la réutilisation des modèles et des méthodes de calcul développés lors d'études précédentes et l'encouragement à utiliser des indicateurs de performance standardisés, qui permettent la comparaison des résultats entre cas d'étude distincts.

7.2 Contributions

Formalisation de la méthode Les contributions de ce travail se situent à différents niveaux de la méthode de synthèse. En premier lieu, une analyse systématique des éléments méthodologiques utilisés par les études effectuées au LENI a été réalisée afin de formaliser une méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels. La méthode proposée dans ce travail est basée sur l'optimisation globale du modèle du système, qui est constitué par l'assemblage d'un ensemble de modules formulés selon la technique de la boîte noire. Les fonctions objectif du problème d'optimisation sont basées sur des indicateurs de performance qui représentent par exemple les coûts du système, ses performances techniques ou son impact environnemental. L'optimisation est réalisée à l'aide d'un algorithme évolutionniste multi-objectifs, qui permet de mettre en valeur les différentes caractéristiques du système à l'aide de plusieurs indicateurs de performance définissant les fonctions objectif. Pour simplifier la résolution du problème, caractérisé par des équations fortement non-linéaires et par de nombreuses variables combinatoires, on décompose le problème d'optimisation en un problème maître et un sous-problème d'optimisation esclave.

La méthode ainsi formulée fournit des lignes directrices qui définissent son cadre d'application. Toutefois, la méthode fournit également un degré de flexibilité qui permet son adaptation aux spécificités de chaque cas d'étude, notamment dans le choix des indicateurs de performance ou dans le choix de la répartition des variables de décision entre le problème maître et le problème esclave.

Décomposition du problème La décomposition du problème est réalisée de telle manière à soulager le problème maître des variables dites complexes, liées notamment aux variables combinatoires pour l'identification des paires de flux échangeant de la chaleur.

Dans les grandes lignes, on suggère de confier au problème maître la résolution des variables continues qui concernent les caractéristiques et les performances des opérations physiques unitaires, qui sont généralement liées à des équations non-linéaires. Le sous-problème d'optimisation esclave gère les variables liées à la superstructure du système, c'est-à-dire les débits des flux échangés, les quantités de chaleur, les variables combinatoires et les variables entières liées aux choix technologiques. Pour assurer une robustesse importante, le problème esclave est formulé avec des équations linéaires en nombres entiers.

La répartition des variables entre le problème maître et le problème esclave est toutefois libre, pour qu'elle puisse être choisie en fonction du problème de synthèse étudié. Cela permet de garantir une flexibilité maximale pour l'étude de systèmes complexes et pour l'intégration d'approches de synthèse différentes.

Intégration multi-réseaux Le sous-problème esclave est formulé à l'aide des techniques d'intégration de procédés. Dans les travaux récents réalisés au LENI, ce problème est résolu avec la cascade thermique, qui modélise de manière implicite les caractéristiques du réseau d'échangeurs de chaleur. Dans ce travail, ce modèle a été étendu afin de modéliser également les réseaux de transfert de matière.

Pour ce faire, ce travail introduit une nouvelles dimension aux techniques existantes, la notion de couche. La formulation mathématique de ces deux types de réseau est associée à une couche qui est liée à un certain type de flux. Ainsi, la résolution du modèle d'un réseau ne concerne que les flux liés à la couche et la définition du plusieurs couches permet de synthétiser individuellement plusieurs réseaux.

L'interaction entre les réseaux est obtenue par l'intermédiaire des unités d'intégration qui déclarent leurs contributions aux différentes couches sous la forme de flux de matière et d'énergie consommés ou produits. Le calcul du taux d'utilisation optimal de chaque unité, nécessaire pour boucler les bilans de matière et d'énergie du système, induit par conséquent un effet sur les débits des flux et par conséquent sur les différentes contributions aux réseaux concernés.

L'intégration simultanée de plusieurs réseaux permet de résoudre des problèmes de synthèse où le transfert simultané de matière et d'énergie est hautement intégré. Pour traiter ces problèmes avec les techniques conventionnelles, il est nécessaire de réécrire ou d'étendre le modèle d'intégration de manière spécifique au cas étudié. Grâce à l'approche proposée, la définition du problème d'intégration peut être réalisée de manière systématique en combinant les couches et les unités selon les besoins, sans qu'il soit nécessaire d'intervenir sur la définition du modèle.

Structuration de l'information La méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels proposée dans ce travail est techniquement plus complexe à mettre en oeuvre que les méthodes conventionnelles, telles que les approches simultanées ou les approches hiérarchiques. Cela est dû au fait qu'elle combine un ensemble d'éléments hétérogènes, qui sont programmés à l'aide de différents logiciels de simulation et de langages de programmation. Ce choix se justifie par la volonté d'utiliser les ou-

tils qui se prêtent le mieux aux différentes tâches, comme les logiciels de *flowsheeting* pour la simulation des opérations physiques unitaires ou les outils de programmation mathématique pour la formulation du problème d'intégration. La volonté est également celle d'intégrer des travaux antérieurs, qui n'ont donc pas été conçus dans l'optique de l'approche actuelle, afin de valoriser leur contenu technique et scientifique.

L'organisation de l'information est donc fondamentale pour assurer le transfert de données entre les différents éléments du modèle et pour définir un cadre méthodologique cohérent permettant d'intégrer de manière continue de nouveaux éléments issus de l'avancée de la recherche scientifique.

La syntaxe EnergyTechnologies a été créée dans l'objectif d'ajouter une couche d'abstraction à chaque élément méthodologique utilisé par la méthode de synthèse. Ainsi, chaque modèle et chaque méthode de calcul des indicateurs de performance est représenté sous la forme d'une boîte noire, dont l'interface est décrite par la syntaxe EnergyTechnologies. Cette description contient les informations nécessaires pour interagir avec le contenu du module et pour mettre en relation différents modules.

Cette technique permet d'uniformiser la manière d'utiliser les éléments méthodologiques et permet le développement d'outils informatiques qui sont en mesure d'automatiser des opérations récurrentes, comme le transfert de données ou l'appel de différents logiciels de modélisation.

Cette architecture structurée facilite le développement d'outils informatiques d'aide à la synthèse des systèmes énergétiques et encourage l'application de bonnes pratiques de modélisation issues des expériences passées. On se positionne en effet dans une démarche d'amélioration de l'existant, dans la rationalisation des approches et dans la constitution de bases solides qui pourront être utilisées ultérieurement comme point de départ.

Outils d'aide à la synthèse La plate-forme OSMOSE a été développée pour prendre en charge la complexité liée à la gestion de l'ensemble hétérogène des éléments méthodologiques de l'approche de synthèse. Elle gère les différentes étapes de la synthèse dont la constitution du modèle du système, la résolution du problème maître et du problème esclave, le calcul des indicateurs de performance, l'optimisation globale et la génération et l'analyse des résultats de calcul.

La plate-forme a déjà été utilisée pour de nombreux cas d'études, par des collègues du LENI et dans le cadre de collaborations avec des universités étrangères et des partenaires industriels. La gamme de systèmes étudiés est très large et va de l'intégration des pompes à chaleur dans les sites industriels (Becker *et al.* (2009)), aux procédés de pâtes et papiers

(Périn-Levasseur (2009)), aux cycles ORC (Demierre et Favrat (2008)), à la conversion de la biomasse en gaz de synthèse et électricité (Gerber *et al.* (2009) et Gassner (2010)), aux cycles combinés avancés (Girardin *et al.* (2009), Bernier *et al.* (2010)), aux piles à combustible PEM et SOFC (Palazzi *et al.* (2005), Autissier *et al.* (2006) et Facchinetti *et al.* (2010)), aux centrales solaires à tour (Augsburger et Favrat (2010)) ou à l'optimisation de l'irradiation solaire sur les bâtiments (Kämpf *et al.* (2007)).

L'objectif de diffusion de l'approche est donc déjà en partie atteint et nous souhaitons que la méthode de synthèse de systèmes énergétiques industriels puisse faire l'objet d'autres études dans l'avenir.

Techniques de parallélisation L'utilisation d'algorithmes évolutionnistes permet de paralléliser le calcul d'optimisation, puisque chaque individu est évalué de manière indépendante. L'architecture modulaire de définition du modèle du système permet, dans une certaine mesure, d'envisager la parallélisation de l'évaluation des différents modules, pour autant que la superstructure qui les unit soit calculée dans un deuxième temps, par exemple à l'aide du modèle d'intégration présenté au chapitre 3.

La parallélisation est un des avantages majeur de la méthode de synthèse proposée par rapport aux méthodes simultanées et hiérarchiques, qui ont une nature séquentielle difficilement parallélisable.

Le calcul parallèle permet d'envisager la synthèse de systèmes de taille importante, puisque le temps de calcul peut être maintenu dans des limites raisonnables.

7.3 Exemples d'application

Deux cas d'étude sont présentés pour illustrer l'application de l'approche de synthèse.

Cycles combinés Ce premier cas d'étude présente la synthèse de deux cycles combinés : un cycle conventionnel et un cycle basé sur une turbine à gaz AZEP, qui intègre un système de capture du CO₂. Cet exemple est l'occasion de montrer la facilité de mise en oeuvre de la méthode de synthèse par l'assemblage et la réutilisation de différents modules, la définition du problème d'optimisation et l'analyse des résultats de calcul.

Grâce à l'utilisation des techniques d'intégration, il a été possible d'identifier des possibilités de récupération de chaleur qui se révèlent extrêmement utiles pour l'amélioration des performances de ces cycles. En particulier, l'utilisation de la chaleur à basse température fournie par le système

de capture du CO₂ permet d'augmenter la puissance produite par le cycle vapeur à tel point que les performances du cycle combiné AZEP sont supérieures à celles du cycle conventionnel. On rappelle que les experts (Åsen et Wilhelmsen (2003); Eklund *et al.* (2003); Griffin *et al.* (2005)), sur la base d'approches de simulation conventionnelles, avaient prédit une perte d'efficacité du cycle AZEP de l'ordre de 2 à 5 points par rapport au cycle conventionnel.

Traitement de déchets industriels Le deuxième exemple concerne le développement de stratégies de traitement de déchets produits par un site industriel dans le domaine de la chimie fine.

Le système étudié est constitué par différentes technologies de traitement, dont certaines permettent de recycler une partie des déchets et d'autres sont destinées au traitement final, avant l'émission dans l'environnement. Ces unités consomment et produisent différentes matières et services énergétiques, qu'elles ont le potentiel d'échanger au sein du système afin de réduire les quantités achetées sur le marché. La stratégie de traitement des déchets produits par les unités de procédé doit donc tenir compte de ces productions et consommations afin de déterminer des solutions capables tirer profit de toutes les possibilités d'interaction entre les unités.

Le modèle d'intégration multi-réseaux est utilisé pour résoudre ce problème. Chaque matière et service énergétique est associé à une couche, afin de déterminer la configuration optimale du réseau de distribution associé. Différents scénarios sont étudiés pour observer l'optimisation de la stratégie de traitement par rapport à des fonctions objectif basées sur les coûts opératoires et l'impact environnemental.

Les solutions obtenues montrent la capacité du modèle d'intégration à maîtriser la complexité du problème et à élaborer des stratégies adaptées à l'objectif désiré. L'outil s'avère un instrument d'aide à la décision très puissant, capable de susciter l'intérêt du partenaire industriel participant à l'élaboration du cas d'étude.

7.4 Perspectives

La méthode de synthèse développée dans le cadre de ce travail permet d'étudier de nombreux cas d'application, comme en témoignent les exemples d'application cités. Il reste néanmoins des domaines d'étude qui n'ont pas fait l'objet d'une analyse approfondie dans ce travail et d'autres qui n'ont pas été abordés. On fait ici le point sur les sujets qui méritent

dans l'avenir une attention particulière et qui vont influencer l'évolution de la méthode de synthèse.

Bases de données de modules Un des objectifs majeurs énoncés pour le développement de la méthode de synthèse est la capacité d'intégrer le travail de recherche réalisé dans des études précédentes, afin de pouvoir évoluer sur des bases solides et profiter de l'expérience acquise.

Pour réaliser cet objectif, une base de données de modules partagée a été créée. Elle compte à ce jour un nombre de modules grandissant, dont une partie a déjà été utilisée dans le cadre de plusieurs études de cas.

Le défi qui se pose dans l'avenir est de consolider les modules existants par une procédure de validation complète, qui vise à garantir la qualité des modèles, la validité des résultats numériques qu'ils fournissent, ainsi que la qualité bibliographique et scientifique. Cette procédure de certification doit faire intervenir des experts, afin qu'il soit possible d'établir une confiance aussi grande que possible sur le contenu de la base de données. Cette condition permettra ainsi un partage facilité des modules avec d'autres acteurs du domaine de la synthèse de systèmes énergétiques industriels et favorisera l'échange de connaissances et d'expériences.

Dimension des systèmes étudiés La validation des modules est une condition indispensable pour la constitution de systèmes de grande taille. Il sera ainsi possible de partir de bases solides pour repousser les limites des frontières des systèmes chaque fois un peu plus loin.

La dimension des systèmes étudiés est un enjeu majeur dans la définition des problèmes d'intégration, puisque un grand nombre d'unités apporte un nombre de degrés de liberté plus important, qui permettra d'identifier de meilleures opportunités d'économie d'énergie et de matière.

Il sera donc important d'être en mesure d'inclure dans le système étudié toutes les unités qui peuvent participer à une meilleure intégration du système et conduire à des économies d'énergie et de matière.

Régime multipériodes et batch Les systèmes étudiés jusqu'à présent opèrent selon un régime stationnaire, ou, comme dans le cas de l'étude de la gestion des déchets, qui est considéré stationnaire. Ce type de régime concerne un grand nombre de systèmes énergétiques industriels. Il existe toutefois également une part importante de procédés qui opèrent selon des régimes qui peuvent être représentés par des problèmes multipériodes ou batch, notamment dans le domaine de la chimie ou de l'agro-alimentaire.

La méthode de synthèse présentée dans ce travail permet dans une certaine mesure de traiter des problèmes de ce type, mais elle ne fournit

pas tous les éléments nécessaires pour une gestion efficace de l'énergie et de la matière, notamment pour ce qui concerne la gestion du stockage. Son architecture est toutefois prête à l'extension nécessaire au passage vers les régimes non-stationnaires. Claude Rérat travaille notamment sur ce sujet (Rerat *et al.* (2009)) à l'aide des outils développés dans le cadre de ce travail, en particulier la syntaxe EnergyTechnologies et la plate-forme OSMOSE.

Intégration simultanées de la matière et de l'énergie Le modèle d'intégration présenté au chapitre 3 permet d'étudier des problèmes où l'interaction entre les réseaux de transfert de matière et d'échange d'énergie est important. Le cycle vapeur présenté au chapitre 3.8.1 est un cas typique où la formulation du problème d'intégration multi-réseaux apporte un bénéfice consistant au niveau de la synthèse.

Dans l'avenir il sera intéressant d'explorer davantage ces possibilités d'interaction, notamment dans la gestion des mélanges, dans le stockage et dans les processus de séparation complexes, comme par exemple les colonnes de distillation.

Réseaux de grande taille et géo-localisation Il a été montré que la définition de multiples cascades thermiques couplées à un ou plusieurs réseaux de transfert de matière permet d'étudier des problèmes de synthèse des systèmes urbains et notamment de chauffage et de refroidissement à distance.

Une composante dont on ne tient pas encore compte dans le problème d'intégration est la dimension géographique. La distance entre un producteur et un consommateur peut influencer les choix d'intégration et sa prise en compte devient nécessaire lorsque la dimension du problème étudié se situe au niveau d'une ville ou même d'une région. Il faudra dans l'avenir se pencher sur cette problématique, que l'on retrouve également sur les sites industriels.

Flexibilité du réseau d'échangeurs de chaleur Grâce à la décomposition en trois étapes du problème de la synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur, il est possible d'obtenir une configuration du réseau réalisable. Il s'agit de la plupart du temps d'une configuration qui peut être améliorée, notamment dans l'élimination des petits échangeurs et par la relaxation des règles du pincement. Cela permet en même temps de réduire le coût d'investissement du réseau et, grâce à la simplification, d'augmenter sa flexibilité par rapport aux changements de régime.

Une analyse approfondie de ce sujet est nécessaire afin d'étudier systématiquement le comportement du réseau d'échangeurs soumis à des variations de régime. Cela devient davantage important lors de l'étude de système qui opèrent dans un régime multipériodes ou batch.

Transfert technologique Les outils informatiques développée dans le cadre de ce travail sont des outils de recherche, qui n'ont pas un but commercial et qui peuvent difficilement être transmis à l'industrie.

Le transfert technologique est néanmoins fondamental pour que l'industrie puisse profiter des avancées issues du domaine de la recherche. Il sera important dans l'avenir de créer un pont avec l'industrie en favorisant la collaboration étroite avec les développeurs de logiciels professionnels. Le partage des standards de communication tels que EnergyTechnologies peut être un point de départ dans cette direction, car cela permettra une intégration plus étroite entre outils de recherche et outils professionnels. Le transfert technologique sera ainsi facilité.

Bibliographie

- S. AHMAD : *Heat exchanger networks : Cost trade-offs in energy and capital*. Thèse de doctorat, University of Manchester, Institute of Science and Technology, U.K, 1985.
- K. ÅSEN et K. WILHELMSEN : Co2 capture in power plants using mixed conducting membranes (mcm). *In PowerGen Europe*, 2003.
- G. AUGSBURGER et D. FAVRAT : Thermo-economic Optimisation of the Heliostat Field of Solar Tower Thermal Power Plants. *In Proceedings of the 23rd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, 2010.
- N. AUTISSIER, F. PALAZZI, F. MARÉCHAL, J. VAN HERLE et D. FAVRAT : Thermo-economic Optimization of a Solid Oxide Fuel Cell, Gas Turbine Hybrid System. *fuel*, 4 (2):123-129, 2006.
- S. BACHMANN : Modeling of wet air oxidation technology. Mémoire de D.E.A., École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2008.
- T. BACK, G. RUDOLPH et H. SCHWEPFEL : Evolutionary programming and evolution strategies : Similarities and differences. *In Proceedings of the Second Annual Conference on Evolutionary Programming*, p. 11-22, 1993.
- M. J. BAGAJEWICZ et V. MANOUSIOTHAKIS : Mass heat-exchangers network representation of distillation networks. *Aiche journal*, 38(11):1769 - 1800, 1992. ISSN 0001-1541.
- H. BECKER, F. MARÉCHAL et A. VUILLERMOZ : Process integration and opportunity for heat pumps in industrial processes. *In 22th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, 2009.
- E. BERNIER, F. MARÉCHAL et R. SAMSON : Multi-objective design optimization of a natural gas-combined cycle with carbon dioxide capture in a life cycle perspective. *Energy*, 35:1121-1128, 2010.
- B. f. U. B. BFE : Directive : Mesures librement consenties visant à réduire la consommation d'énergie et les émissions de co2 (industrie, artisanat, services). Rap. tech., BFE, Bundesamt für Umwelt (BAFU), 2007.
- D. BOCHATAY, I. BLANC, O. JOLLIET, F. MARÉCHAL, T. MANASSE-RATSIMANDRESY et R. BECK : Projet PACOGEN, Evaluation économique et environnementale de systèmes énergétiques à usage résidentiel. Rap. tech., École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2005.
- R. BOLLIGER : Développement d'une méthodologie pour la conception et l'optimisation thermo-économique de cycles thermodynamiques avancés. Mémoire de D.E.A., École Polytechnique Fédérale De Lausanne, 2004.
- R. BOLLIGER : Modélisation de capteurs solaires thermiques pour l'alimentation d'un système de dessalement. Rap. tech., LENI-ISE-STI-EPFL, November 2005.
- R. BOLLIGER et F. MARÉCHAL : Tetraener, optimal balancing of demand and supply trough res in urban areas, ge wp 1.1 del 1. Rap. tech., LENI-ISE-STI-EPFL, November 2006.
- R. BOLLIGER, H. BECKER, L. GEBER et et AL. : EnergyTechnologies documentation. Rap. tech., LENI-ISE-STI-EPFL, December 2009.

- R. BOLLIGER, D. FAVRAT et F. MARÉCHAL : Advanced Power Plant Design Methodology using Process Integration and Multi-Objective Thermo-Economic Optimisation. In *ECOS 2005, 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, vol. 2, p. 777–784, Trondheim, Norway, 2005.
- L. BOREL et D. FAVRAT : *Thermodynamique et Energétique : Volume 1, de l'énergie à l'exergie*. PPUR, EPFL - Centre Midi, CH-1015 Suisse, ppur@epfl.ch, ISBN 2-88074-545-4, 2005. ISBN 2-88074-545-4.
- H. BOUWMESTER et A. BURGGRAAF : *The CRC handbook of solid state electro-chemistry*, chap. Dense ceramic membranes for oxygen separation, p. 481–553. CRC, Boca Raton, 1997.
- M. J. BOX : A new method of constrained optimization and a comparison with other methods. *The Computer Journal*, 8(1):42–52, avr. 1965.
- BP : Statistical review of world energy, june 2010. Rap. tech., BP, 2010. URL <http://www.bp.com/productlanding.do?categoryId=6929&contentId=7044622>.
- G. BRAND, S. für UMWELT et al. : *Bewertung in Ökobilanzen mit der Methode der ökologischen Knappheit : Ökofaktoren 1997*. Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft (BUWAL), Dokumentation, 1998.
- R. BREDESEN et J. SOGGE : *A technical and economic assessment of membrane reactors for hydrogen and syngas production*, 1996.
- D. BROWN, F. MARÉCHAL et J. PARIS : Mass Integration of a Deinking Mill. In *90ème conf. ann. PAPTAC, Montréal (2004)*, Paper Technical Association of Canada (PAPTAC), Montréal, 2004.
- J. CANO-RUIZ et G. MCRAE : Environmentally conscious chemical process design. *Annual Review Of Energy And The Environment*, 23:499 – 536, 1998. ISSN 1056-3466.
- C. CAPELLO : *Environmental Assessment of Waste-Solvent Treatment in the Swiss Chemical Industry*. Thèse de doctorat, Swiss Federal Institute of Technology, 2006.
- L. CAVIN : *A systematic approach for multi-objective process design in multi-purpose batch plants*. Thèse de doctorat, Swiss Federal Institute of Technology Zurich (ETHZ), 2003.
- C. COELLO : A comprehensive survey of evolutionary-based multiobjective optimization techniques. *Knowledge and Information systems*, 1(3):129–156, 1999a.
- C. COELLO : An updated survey of evolutionary multiobjective optimization techniques : state of the art and future trends. In *Evolutionary Computation, 1999. CEC 99. Proceedings of the 1999 Congress on*, vol. 1, 1999b.
- T. C.-O. L. N. COLAN : Cape-open standard specifications, version 1.0. Rap. tech., COLAN - The CAPE-OPEN Laboratory Network, 1993. http://www.colan.org/Spec%2010/Full_1_0.html.
- V. CURTI : *Modélisation et optimisation environniques de systèmes de chauffage urbain alimentés par pompes à chaleur*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 1998.
- C. DARWIN : *The origin of species by means of natural selection*. Burt, 1860.
- J. DEMIERRE et D. FAVRAT : Low power ORC-ORC systems for heat pump applications. In *9th International Energy Agency, Heat Pump Conference 2008*, num. 5.29, 2008.
- J. DOUGLAS : A hierarchical decision procedure for process synthesis. *AIChE Journal*, 31(3), 1985.
- J.-M. DUCHOUD : *Incineration des résidus liquides*. Rap. tech., Compagnie industrielle de Monthey, 2004.

- M. DURAN et I. GROSSMANN : An outer-approximation algorithm for a class of mixed-integer nonlinear programs. *Mathematical Programming*, 36(3):307–339, oct. 1986.
- H. EKLUND, S. SUNDKVIST, K. WILHELMESEN, K. ÅSEN et T. GRIFFIN : Development of a membrane based co 2 emission free gas turbine system. In *Proceedings Clean Air Conference, Lisbon, 2003*.
- M. M. EL-HALWAGI et V. MANOUSIOUTHAKIS : Synthesis of mass exchange networks. *AIChE Journal*, 35(8):1233–1244, 1989.
- R. EVANS : *A contribution to the theory of thermo-economics*. Dept. of Engineering, University of California, 1962.
- A. FABIANO : Méthodologie de la conception d'un système de traitement des gaz d'incinération des ordures ménagères. Mémoire de D.E.A., École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2004.
- E. FACCHINETTI, D. FAVRAT et F. MARÉCHAL : Hybrid Cycle SOFC - Inverted Gas Turbine with CO₂ Separation. 2010.
- D. FARIA et M. BACAIEWICZ : Profit-based grassroots design and retrofit of water networks in process plants. *Computers & Chemical Engineering*, 33(2):436–453, 2009.
- J. FAVA, R. DENISON, B. JONES, M. CURRAN, B. VICON, S. SELKE et J. BARNUM : *A technical framework for life-cycle assessments*. SETAC Foundation, 1991.
- C. A. FLOUDAS, A. R. CIRIC et I. E. GROSSMANN : Automatic synthesis of optimum heat-exchanger network configurations. *AIChE journal*, 32(2):276 – 290, 1986. ISSN 0001-1541.
- C. FLOUDAS et I. GROSSMANN : Synthesis of flexible heat-exchanger networks for multiperiod operation. *Computers And Chemical Engineering*, 10(2):153 – 168, 1986. ISSN 0098-1354.
- C. FLOUDAS et I. GROSSMANN : Automatic generation of multiperiod heat-exchanger network configurations. *Computers And Chemical Engineering*, 11(2):123 – 142, 1987a. ISSN 0098-1354.
- C. FLOUDAS et I. GROSSMANN : Synthesis of flexible heat-exchanger networks with uncertain flowrates and temperatures. *Computers And Chemical Engineering*, 11(4):319 – 336, 1987b. ISSN 0098-1354.
- C. A. FLOUDAS : *Nonlinear and mixed-integer optimization : fundamentals and applications*. Oxford University Press, USA, 1995.
- R. FOURER, D. M. GAY et B. W. KERNICHAN : *AMPL - A modeling language for mathematical programming*. Thomson/Brooks/Cole, 2003. ISBN 0534388094, 9780534388096.
- F. FRIEDLER, K. TARIJAN, Y. W. HUANG et L. T. FAN : Graph-theoretic approach to process synthesis : axioms and theorems. *Chemical Engineering Science*, 47(8):1973–1988, juin 1992a. ISSN 0009-2509.
- F. FRIEDLER, K. TARIJAN, Y. W. HUANG et L. T. FAN : Graph-theoretic approach to process synthesis : Polynomial algorithm for maximal structure generation. *Computers & Chemical Engineering*, 17(9):929–942, sept. 1993. ISSN 0098-1354.
- F. FRIEDLER, K. TARIJAN, Y. HUANG et L. FAN : Combinatorial algorithms for process synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 16:S313–S320, mai 1992b.
- F. FRIEDLER, J. B. VARGA et L. T. FAN : Decision-mapping : A tool for consistent and complete decisions in process synthesis. *Chemical Engineering Science*, 50(11):1755–1768, juin 1995. ISSN 0009-2509.

- R. FRISCHKNECHT, N. JUNGBLUTH, H. ALTHAUS, C. BAUER, G. DOKA, R. DONES, R. HISCHIER, S. HELLWEG, S. HUMBERT, T. KÖLLNER *et al.* : Implementation of life cycle impact assessment methods. Rap. tech., ecoinvent report, 2007.
- R. FRISCHKNECHT, N. JUNGBLUTH, H. ALTHAUS, G. DOKA, R. DONES, T. HECK, S. HELLWEG, R. HISCHIER, T. NEMECEK, G. REBITZER et M. SPIELMANN : The ecoinvent database : Overview and methodological framework (7 pp). *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 10(1):3-9, 2005.
- R. FRISCHKNECHT et G. REBITZER : The ecoinvent database system : a comprehensive web-based LCA database. *Journal of Cleaner Production*, 13(13-14):1337-1343, déc. 2005.
- K. FURMAN et N. SAHINIDIS : A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century. *Industrial And Engineering Chemistry Research*, 41(10):2335 - 2370, 2002. ISSN 0888-5885.
- R. GARFINKEL et G. L. NEMHAUSER : *Integer programming*. Wiley, 1972. ISBN 0471291951, 9780471291954.
- M. GASSNER : *martin*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Lausanne, 2010.
- M. GASSNER et F. MARÉCHAL : Thermo-economic optimisation of the integration of electrolysis in a wood to methane process. *ECOS 2006 proceedings, Greece, 12-14 July 2006*, 2:553-561, 2006.
- A. M. GEOFFRION : Generalized benders decomposition. *Journal of Optimization Theory and Applications*, 10(4):237-260, oct. 1972.
- L. GERBER, M. GASSNER et F. MARÉCHAL : Integration of LCA in a thermo-economic model for multi-objective process optimization of SNG production from woody biomass. In *Proceedings of the 19th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2009.
- L. GIRARDIN, R. BOLLIGER et F. MARÉCHAL : On the use of process integration techniques to generate optimal steam cycle configurations for the power plant industry. In *12th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction*, 2009.
- L. GIRARDIN, F. MARECHAL, M. DUBUIS, N. DARBELLAY et D. FAVRAT : ENERGIS : A geographical information based system for the evaluation of integrated energy conversion systems in urban areas. *ENERGY, The International Journal*. Special Issue of Energy - The International Journal dedicated to ECOS 2008 - EGY-D-08-00507.
- L. GIRARDIN, F. MARÉCHAL et P. TROMEUR : Methodology for the design of industrial hydrogen networks and the optimal placement of purification units using multi-objective optimisation techniques. In *16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering and 9th International Symposium on Process Systems Engineering*, 2005.
- J. GODAT et F. MARÉCHAL : Combined optimisation and process integration techniques for the synthesis of fuel cells systems. *Proceedings of the 13th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, ed. A. Kraslawski and I. Turunen, Elsevier., 14:143-148, 2003.
- M. GOEDKOOP, P. HOFSTETTER, R. MÜLLER-WENK et R. SPRIENSMMA : The eco-indicator 98 explained. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 3(6):352-360, 1998.
- M. GOEDKOOP et R. SPRIENSMMA : The eco-indicator 99 : A damage oriented method for life cycle impact assessment, 1999.
- Y. GRANDJEAN : Recherche et validation d'une méthode de dimensionnement pour des systèmes pac-ccf. Mémoire de D.E.A., EPFL, 2006.

- T. GRIFFIN, S. SUNDKVIST, K. ÅSEN et T. BRUUN : Advanced zero emissions gas turbine power plant. *Journal of engineering for gas turbines and power*, 127:81, 2005.
- I. E. GROSSMANN et C. A. FLOUDAS : Active constraint strategy for flexibility analysis in chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 11(6):675–693, 1987. ISSN 0098-1354.
- I. E. GROSSMANN et R. W. H. SARCENT : Optimum design of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 2(1):1 – 7, 1978. ISSN 0098-1354.
- I. E. GROSSMANN : Mixed-integer programming approach for the synthesis of integrated process flowsheets. *Computers & Chemical Engineering*, 9(5):463–482, 1985. ISSN 0098-1354.
- I. E. GROSSMANN : Mixed-integer nonlinear programming techniques for the synthesis of engineering systems. *Research in Engineering Design*, 1(3):205–228, 1990.
- I. E. GROSSMANN et M. M. DAICHENDT : New trends in optimization-based approaches to process synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 20(6-7):665–683, juin 1996. ISSN 0098-1354.
- I. E. GROSSMANN et Z. KRAVANJA : Mixed-integer nonlinear programming techniques for process systems engineering. *Computers & Chemical Engineering*, 19(Supplement 1):189–204, juin 1995. ISSN 0098-1354.
- S. P. HAN : A globally convergent method for nonlinear programming. *Journal of Optimization Theory and Applications*, 22(3):297–309, juil. 1977.
- I. HECKL, Z. KOVÁCS, F. FRIEDLER, L. FAN et J. LIU : Algorithmic synthesis of an optimal separation network comprising separators of different classes. *Chemical Engineering and Processing*, 46(7):656–665, 2007.
- M. HEGYHÁTI, T. MAJOZI, T. HOLCZINGER et F. FRIEDLER : Practical infeasibility of cross-transfer in batch plants with complex recipes : S-graph vs milp methods. *Chemical Engineering Science*, 64(3):605–610, 2009.
- C. HENAO et C. MARAVELIAS : Surrogate-based process synthesis. In *20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering - ESCAPE20*, Department of Chemical and Biological Engineering University of Wisconsin, 1415 Engineering Drive, Madison - WI 53706, 2010.
- F. S. HILLIER et G. J. LIEBERMAN : *Operations Research*. Holden-Day, San Francisco, 1980.
- A. ICHIKAWA et L. T. FAN : Optimal synthesis of process systems necessary condition for optimal system and its use in synthesis of systems. *Chemical Engineering Science*, 28(2):357–373, fév. 1973. ISSN 0009-2509.
- I. INTERNATIONAL ENERGY AGENCY : Key world energy statistics 2009. Rap. tech., International Energy Agency, IE, 2009.
- I. INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION : 14048 : Environmental management – life cycle assessment – data documentation format, 2002.
- I. INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION : 14001 : Environmental management systems – requirements with guidance for use, 2004.
- I. INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION : 14040 : Environmental management – life cycle assessment – principles and framework, 2006a.
- I. INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION : 14044 : Environmental management – life cycle assessment – requirements and guidelines, 2006b.
- IPCC : Page de présentation. Rap. tech., Intergovernmental Panel on Climate Change, July 2009. http://www.ipcc.ch/home_languages_main_french.htm.

- O. JOLLIET, M. SAADÉ et P. CRETZAZ : *Analyse du cycle de vie : comprendre et réaliser un écobilan*. Presses polytechniques et universitaires romandes, 2005.
- J. KÄMPF, M. MONTAVON, J. BUNYESC, R. BOLLIGER et D. ROBINSON : Optimisation of Buildings Daylight Availability. In *CISBAT 2007*, p. 469–473, Lausanne, 2007. EPFL.
- J. KÄMPF, M. MONTAVON, J. BUNYESC, R. BOLLIGER et D. ROBINSON : Optimisation of buildings solar irradiation availability. *Solar Energy*, 2009.
- J. KEENAN : A steam chart for second law analysis. *Mechanical Engineering*, 54:195–204, 1932.
- J. KELLEY : The cutting-plane method for solving convex programs. *Journal of the Society for Industrial and Applied Mathematics*, p. 703–712, 1960.
- I. C. KEMP : *Pinch analysis and process integration*. Butterworth-Heinemann, 2007. ISBN 0750682604, 9780750682602.
- G. A. KEOLEIAN : The application of life cycle assessment to design. <http://deepblue.lib.umich.edu/handle/2027.42/31056>, 1993. Peer Reviewed.
- G. E. KNIEL, K. DELMARCO et J. G. PETRIE : Life cycle assessment applied to process design : Environmental and economic analysis and optimization of a nitric acid plant. *Environmental Progress*, 15(4):221–228, 1996.
- G. R. KOCIS et I. E. GROSSMANN : A modelling and decomposition strategy for the minlp optimization of process flowsheets. *Computers & Chemical Engineering*, 13(7):797–819, juil. 1989. ISSN 0098-1354.
- G. KOCIS et I. GROSSMANN : Relaxation strategy for the structural optimization of process flow sheets. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 26(9):1869–1880, 1987.
- G. KOCIS et I. GROSSMANN : Global optimization of nonconvex Mixed-Integer nonlinear programming (MINLP) problems in process synthesis. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 27(8):1407–1421, 1988.
- A. KÖHLER : *Environmental assessment of industrial wastewater treatment processes and waterborne organic contaminant emissions*. Thèse de doctorat, Swiss Federal Institute of Technology Zürich, 2006.
- A. KOPPOL, M. BAGAJEWICZ, B. DERICKS et M. SAVELSKI : On zero water discharge solutions in the process industry* 1. *Advances in Environmental Research*, 8(2):151–171, 2004.
- Z. KRAWANJA : Challenges in sustainable integrated process synthesis and the capabilities of an minlp process synthesizer mipsyn. *Computers & Chemical Engineering*, 2010a.
- Z. KRAWANJA : Mathematical programming approach to sustainable system synthesis. *Chemical Engineering*, 21, 2010b.
- P. KRUMMENACHER : *Contribution to the heat integration of batch processes (with or without heat storage)*. Thèse de doctorat, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, Lausanne, 2001.
- K. F. LEE, A. H. MASSO et D. F. RUDD : Branch and bound synthesis of integrated process designs. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 9(1):48–58, 1970.
- G. LEYLAND : *Multi-objective optimisation applied to industrial energy problems*. Thèse de doctorat, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2002.
- H. LI : *Environomic modeling and multi-objective optimisation of integrated energy systems for power and cogeneration*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2006.

- B. LINNHOFF et S. AHMAD : Supertargeting - optimum synthesis of energy management-systems. *Journal of energy resources technology-transactions of the ASME*, 111(3):121 – 130, 1989. ISSN 0195-0738.
- B. LINNHOFF et J. R. FLOWER : Synthesis of heat-exchanger networks .1. systematic generation of energy optimal networks. *AIChE journal*, 24(4):633 – 642, 1978. ISSN 0001-1541.
- B. LINNHOFF, D. TOWNSEND et al. : *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Institution of Chemical Engineers, 1982.
- V. MAHALEC et R. L. MOTARD : Evolutionary search for an optimal limiting process flowsheet. *Computers & Chemical Engineering*, 1(2):133-147, 1977. ISSN 0098-1354.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Heat and power integration : a milp approach for optimal integration of utility systems. *Proceedings Proceedings of the 22nd Symposium of the working party on use of computers in chemical engineering, COPE'91 (Barcelona)*, 1991.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Targeting the minimum cost of energy requirements : A new graphical technique for evaluating the integration of utility systems. *Computers And Chemical Engineering*, 20:S225 – S230, 1996. ISSN 0098-1354.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Energy integration of industrial sites : tools, methodology and application. *Applied Thermal Engineering*, 18(11):921 – 933, 1998a. ISSN 1359-4311.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Process integration : Selection of the optimal utility system. *Computers And Chemical Engineering*, 22:S149 – S156, 1998b. ISSN 0098-1354.
- F. MARÉCHAL, F. PALAZZI, J. GODAT et D. FAVRAT : Thermo-economic modelling and optimisation of fuel cell systems. *Fuel Cells : From Fundamentals to Systems*, 2004. In Press.
- F. MARÉCHAL, D. FAVRAT et E. JOCHEM : Energy in the perspective of the sustainable development : the 2000 W society challenge. *Conservation & Recycling*, 44(3 spec. iss.):245-262, 2005a. available online via Science Direct.
- F. MARÉCHAL, D. FAVRAT, F. PALAZZI et J. GODAT : Thermo-economic modelling and optimisation of fuel cell systems. *fuel cells*, 5(1):5-24, 2005b.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Targeting the optimal integration of steam networks : Mathematical tools and methodology. *Computers And Chemical Engineering*, 23:S133-S136, 1999.
- F. MARÉCHAL et B. KALITVENTZEFF : Targeting the integration of multi-period utility systems for site scale process integration. *Applied Thermal Engineering*, 23((14)):1763-1784, 2003. Key note Lecture, PRES2002 - CHISA 2002 conference Praha, August 24-29, 2002.
- A. H. MASSO et D. F. RUDD : Synthesis of system design .2. heuristic structuring. *AIChE journal*, 15(1):10 – &, 1969. ISSN 0001-1541.
- H. H. MAYER et H. SCHOENMAKERS : Application of CAPE in industry – status and outlook. *Computers & Chemical Engineering*, 22(Supplement 1):S1061-S1069, mars 1998. ISSN 0098-1354.
- C. A. MÉNDEZ, J. CERDÁ, I. E. GROSSMANN, I. HARIJUNKOSKI et M. FAHL : State-of-the-art review of optimization methods for short-term scheduling of batch processes. *Computers & Chemical Engineering*, 30(6-7):913-946, mai 2006. ISSN 0098-1354.
- L. MITTEN : Branch-and-bound methods : General formulation and properties. *Operations Research*, p. 24-34, 1970.

- A. MOLYNEAUX : *A practical evolutionary method for the multi-objective optimisation of complex integrated energy systems including vehicle drivetrains*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2002.
- D. MULLER : *Web-based tools for energy management in large companies applied to food industry*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale De Lausanne, Lausanne, 2007.
- D. MULLER, F. MARÉCHAL, P. ROUX et T. WOLEWINSKI : An energy management method for the food industry. In *PRES05*, vol. 7, p. 471–476, 2005.
- N. NISHIDA, G. STEPHANOPOULOS et A. W. WESTERBERG : A review of process synthesis. *AIChE journal*, 27(3):321 – 351, 1981. ISSN 0001-1541.
- J. P. O'CONNELL, R. GANI, P. M. MATHIAS, G. MAURER, J. D. OLSON et P. A. CRAFTS : Thermodynamic property modeling for chemical process and product engineering : Some perspectives. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(10):4619–4637, 2009.
- O. Office fédéral de L'ÉNERGIE : Statistique globale suisse de l'énergie 2008. Rap. tech., Office fédéral de l'énergie, OFEN, 2008.
- B. OLSOMMER : *Méthode d'optimisation thermoéconomique appliquée aux centrales d'incinération d'ordures à cogénération avec appoint énergétique*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 1998.
- F. PAHNG, N. SENIN et D. WALLACE : Distribution modeling and evaluation of product design problems. *Computer-Aided Design*, 30(6):411–423, mai 1998. ISSN 0010-4485.
- F. PALAZZI, N. AUTISSIER, F. MARÉCHAL et J. VAN HERLE : A Methodology for Thermo-Economic Modeling and Optimization of SOFC Systems. *Chemical Engineering Transactions*, 7:13–18, 2005.
- F. PALAZZI, Z. PÉRIN-LEVASSEUR, R. BOLLIGER et M. GASSNER : OSMOSE documentation. Rap. tech., LENI-ISE-STI-EPFL, December 2009.
- S. A. PAPOULIAS et I. E. GROSSMANN : Structural optimization approach in process synthesis - i. *Computers And Chemical Engineering*, 7(6):695–706, 1983a.
- S. A. PAPOULIAS et I. E. GROSSMANN : Structural optimization approach in process synthesis - ii. *Computers And Chemical Engineering*, 7(6):707–721, 1983b.
- S. A. PAPOULIAS et I. E. GROSSMANN : Structural optimization approach in process synthesis - iii. *Computers And Chemical Engineering*, 7(6):723–734, 1983c.
- V. PARETO : *Cours d'Economie Politique, volume I and II*, vol. 250. F. Rouge, Lausanne, 1896.
- X. PELET : *Optimisation de systèmes énergétiques intégrés pour des sites isolés en considérant les paramètres économiques, d'émissions gazeuses, de bruit et de cycle de vie*. Thèse de doctorat, Lausanne, 2004. URL <http://library.epfl.ch/theses/?nr=2929>.
- S. PELSTER : *Environomic Modeling and Optimization of Advanced Combined Cycle Cogeneration Power Plants including CO₂ Separation options*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 1998.
- S. PELSTER, D. FAVRAT et M. R. von SPAKOVSKY : The thermoeconomic and environomic modeling and optimization of the synthesis, design, and operation of combined cycles with advanced options. *Journal Of Engineering For Gas Turbines And Power-Transactions Of The Asme*, 123(4):717–726, oct. 2001.
- Z. PÉRIN-LEVASSEUR : *Energy efficiency and conversion in complex integrated industrial sites*. Thèse de doctorat, École Polytechnique Fédérale De Lausanne, Lausanne, 2009.

- E. RAST : Méthode pour le développement de modèles dans le cadre de l'analyse de systèmes énergétiques. Mémoire de D.E.A., École Polytechnique Fédérale de Lausanne, 2009.
- C. RERAT, S. PAPADONKONSTANTAKIS et K. HUNGERBUEHLER : Modeling and optimization of the utilities consumption in the specialty chemicals industry. *In The 2009 Spring National Meeting*, 2009.
- C. RÉRAT : Ph.d project proposal. Rap. tech., ETH Zurich, 2006.
- D. RUDD : The synthesis of system designs : I. elementary decomposition theory. *AIChE Journal*, 14(2), 1968.
- N. V. SAHINIDIS, I. E. GROSSMANN, R. E. FORNARI et M. CHATHRATHI : Optimization model for long range planning in the chemical industry. *Computers & Chemical Engineering*, 13 (9):1049-1063, sept. 1989. ISSN 0098-1354.
- M. SAVELSKI et M. BACAJEWICZ : On the necessary conditions of optimality of water utilization systems in process plants with multiple contaminants. *Chemical engineering science*, 58(23-24):5349-5362, 2003.
- W. SEIDER, J. SEADER et D. LEWIN : *Product and process design principles : synthesis, analysis, and evaluation*. Wiley Hoboken, NJ, 2004.
- N. SENIN, D. WALLACE et N. BORLAND : Object-based design modeling and optimization with genetic algorithms. *In GECCO-99 : Proceedings of the Genetic and Evolutionary Computation Conference*, p. 13-17. Citeseer, 1999.
- C. SEYLER, T. HOFSTETTER et K. HUNGERBUHLER : Life cycle inventory for thermal treatment of waste solvent from chemical industry : a multi-input allocation model. *Journal of cleaner production*, 13(13-14):211-224, 2005. ISSN 0959-6526.
- J. SHIROLA et D. RUDD : Computer-aided synthesis of chemical process designs - from reaction path data to the process task network. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 10(3):353-362, 1971. cited By (since 1996) 19.
- R. SMITH : *Chemical process design*. McGraw-Hill, 1995. ISBN 0070592209, 9780070592209.
- S. K. STEFANIS, A. G. LIVINGSTON et E. N. PISTIKOPOULOS : Minimizing the environmental impact of process plants : A process systems methodology. *Computers & Chemical Engineering*, 19(Supplement 1):39-44, juin 1995. ISSN 0098-1354.
- R. E. SWANEY et I. E. GROSSMANN : An index for operational flexibility in chemical process design .I. formulation and theory. *AIChE journal*, 31(4):621 - 630, 1985. ISSN 0001-1541.
- G. TSATSARONIS : Thermo-economic analysis and optimization of energy systems. *Progress in Energy and Combustion Science*, 19(3):227-257, 1993. ISSN 0360-1285.
- R. TURTON, R. BAILIE, W. WHITING et J. SHAEWITZ : *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Prentice Hall, 2003.
- G. ULRICH : *A guide to chemical engineering process design and economics*. Wiley New York, 1984.
- T. UMEDA, A. HIRAI et A. ICHIKAWA : Synthesis of optimal processing system by an integrated approach. *Chemical Engineering Science*, 27(4):795-804, avr. 1972. ISSN 0009-2509.
- UN - DEPARTMENT OF ECONOMIC AND SOCIAL AFFAIRS : World economic and social survey 2009 -promoting development,saving the planet. Rap. tech., United Nations, 2009.
- UNFCCC : Protocole de kyoto. Rap. tech., Convention-cadre des Nations Unies sur les changements climatiques, 1998.

- O. UNITED NATIONS POPULATION DIVISION : Charting the progress of population - annex table. Rap. tech., United Nations, 2000.
- F. VINCE : *Design approach for the improvement of the economic and environmental performances of potable water supply*. Thèse de doctorat, Lausanne, 2008.
- J. VISWANATHAN et I. E. GROSSMANN : A combined penalty function and outer-approximation method for MINLP optimization. *Computers & Chemical Engineering*, 14(7):769-782, juil. 1990. ISSN 0098-1354.
- R. T. WATSON, D. L. ALBRITON et T. BARKER : Changements climatiques 2001 : Rapport de synthèse, résumé à l'intention des décideurs. Rap. tech., Intergovernmental Panel on Climate Change, 2001.
- C. WEBER, I. HECKL, F. FRIEDLER, F. MARÉCHAL et D. FAVRAT : Network synthesis for a district energy system : a step towards sustainability. In *Escape 16*, 2006a.
- C. I. WEBER : *Multi-objective design and optimization of district energy systems including polygeneration energy conversion technologies*. Thèse de doctorat, Lausanne, 2008.
- C. I. WEBER et D. FAVRAT : Conventional and advanced district energy systems. In *ECOS07*, vol. I, p. 517-524, Padova, 2007. Università degli studi di padova.
- C. I. WEBER, M. KOYAMA et S. KRAINES : CO₂-emissions reduction potential and costs of a decentralized energy system for providing electricity, cooling and heating in an office-building in Tokyo. *Energy*, Volume 31(14):2705-2725, 2006b.
- C. I. WEBER, F. MARÉCHAL et D. FAVRAT : Design and optimization of district energy systems. In *PRES06*, 2006c.
- A. W. WESTERBERG : A retrospective on design and process synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 28(4):447-458, avr. 2004. ISSN 0098-1354.
- T. WESTERLUND et F. PETTERSSON : An extended cutting plane method for solving convex MINLP problems. *Computers & Chemical Engineering*, 19(Supplement 1):131-136, juin 1995. ISSN 0098-1354.
- WIKIPEDIA : échelle des temps géologiques, July 2009. http://fr.wikipedia.org/wiki/Échelle_des_temps_géologiques.
- T. YEE, I. GROSSMANN et Z. KRAVANJA : Simultaneous optimization models for heat integration .1. area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. *Computers And Chemical Engineering*, 14(10):1151 - 1164, 1990. ISSN 0098-1354.
- M. ZEHNDER : *Efficient air-water heat pumps for high temperature lift residential heating, including oil migration aspects*. Thèse de doctorat, Lausanne, 2004.

Raffaele Bolliger

Ingénieur Mécanicien dipl. EPFL

Rue Gustave-Courbet 6
1814 La Tour-de-Peilz

☎ 076 / 481.31.16

☎ 021 / 625.71.43

✉ raffaele.bolliger@gmail.com

État civil: marié, 1 enfant

Permis de conduire cat. B



Objectif: réaliser des projets dans le domaine de l'énergie, en alliant innovation et réalisation.

Expérience professionnelle

- 2006–aujourd'hui **Travail de doctorat**, *Laboratoire d'Énergétique Industrielle, EPFL*.
Développement d'une méthode de synthèse des systèmes énergétiques industriels.
- 2006–aujourd'hui **Intégration énergétique de procédés batch**, *EPFL, Syngenta, CIMO, Monthey*.
Étude de solutions d'économie d'énergie sur un site industriel dans le domaine de la chimie fine.
- 2004–aujourd'hui **Assistant de recherche**, *Laboratoire d'Énergétique Industrielle, EPFL*.
Supervision et encadrement de plusieurs projets de master et de semestre. Assistanat aux cours.
- 2003–aujourd'hui **Développement de la plate-forme de calcul OSMOSE**, *EPFL*.
Responsable du développement. Support pour de nombreux travaux de doctorat, de diplôme et de semestre donnant lieu à plusieurs publications scientifiques.
- 2005–2006 **Projet Genève-Lac-Nations**, *EPFL, SIG*, Genève, Projet Européen.
Étude de faisabilité de l'implantation d'un réseau de distribution de l'eau du lac dans le quartier international pour des besoins de rafraîchissement et de chauffage.
- 2004–2005 **Analyse énergétique des besoins d'un immeuble d'habitation**, *EPFL*.
Optimisation du système de conversion d'énergie pour la production d'eau, de chauffage et d'électricité.
- 2004–2005 **Évaluation de capteurs solaires thermiques**, *EPFL, Granit SA*, Lausanne.
Choix et dimensionnement de capteurs pour un prototype de système de dessalement.

Formation

- 1998–2004 **Diplôme d'ingénieur Mécanicien**, *EPFL*, Obtention du Prix de l'État de Vaud.
Titre : *Développement d'une méthodologie pour la conception et l'optimisation thermo-économique de cycles thermodynamiques avancés.*
- 1994–1998 **Maturité Fédérale**, *Liceo Cantonale, Bellinzona*.

Langues

Italien	Langue maternelle	Français	Excellentes connaissances, C2
Anglais	Bonnes connaissances, lecture C1, oral B2	Allemand	Connaissances de base, A1

Informatique

OS	Linux, Windows	Bureautique	LaTeX, MS Office
Programmation	Matlab, PHP, logiciels métier	Web design	XHTML, CSS, AJAX

Centres d'intérêt

- Web Développement de sites Internet. Participation à des projets Open Source.
- Hobbies Photographie, cuisine, montagne, natation.