



HAL
open science

Méthode d'optimisation de procédés hybride associant une analyse thermodynamique et des méthodes algorithmiques

Fabien Thibault

► **To cite this version:**

Fabien Thibault. Méthode d'optimisation de procédés hybride associant une analyse thermodynamique et des méthodes algorithmiques. Génie des procédés. Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2014. Français. NNT : 2014ENMP0088 . tel-02892064

HAL Id: tel-02892064

<https://pastel.hal.science/tel-02892064>

Submitted on 7 Jul 2020

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

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

École doctorale n°432-SMI : Sciences des Métiers de l'Ingénieur

Doctorat ParisTech

THÈSE

pour obtenir le grade de docteur délivré par

l'École Nationale Supérieure des Mines de Paris

Spécialité " Énergétique et Procédés "

présentée et soutenue publiquement par

Fabien THIBAUT

le 22 octobre 2014

CONFIDENTIEL

jusqu'au 22 octobre 2019

Méthode d'optimisation de procédés hybride associant une analyse thermodynamique et des méthodes algorithmiques

Directeur de thèse : **Didier MAYER**
Co-encadrement de la thèse : **Assaad ZOUGHAIB**

Jury

M. Michel FEIDT, Professeur, LEMTA, Université de Lorraine
M. Pierre NEVEU, Professeur, UFR SEE, Université de Perpignan
M. Jean-Henry FERRASSE, Maître de conférences, M2P2, Université Aix Marseille 3
M. Didier MAYER, Professeur, DEP, Mines ParisTech
M. Assaad ZOUGHAIB, Maître Assistant, CES, Mines ParisTech
M. Bernard MAESTRALI, Docteur, EDF Lab Les Renardières, EDF R&D

Président
Rapporteur
Examineur
Examineur
Examineur
Examineur

MINES ParisTech
Centre pour l'Efficacité Énergétique des Systèmes
5 Rue Léon Blum - 91120 Palaiseau

Pour Nathanaël

Sommaire

Introduction Générale.....	9
-----------------------------------	----------

Chapitre I : Étude bibliographique sur les méthodes d'analyse énergétique et d'optimisation mathématique.....	13
--	-----------

1. La méthode du Pincement : principes, applications et limitations	13
1.1. Présentation de la méthode	14
1.2. Construction du réseau d'échangeurs de chaleur	19
1.3. Targeting et Objectifs	22
2. Autres méthodes d'analyse.....	27
2.1. Analyse exergetique.....	28
2.2. La méthode du pincement étendue à l'analyse exergetique.....	29
2.3. La méthode de Frazier.....	30
2.4. Analyse de cycle de vie.....	32
3. Optimisation mathématique	34
3.1. Formulation d'un problème d'optimisation	34
3.2. Programmation linéaire et non linéaire.....	36
3.3. Méthodes heuristiques et métaheuristiques	38
Conclusion.....	44

Chapitre II : Conception d'un réseau d'échangeurs de chaleur sous contraintes multiples	45
--	-----------

1. Choix d'un algorithme existant	46
1.1. L'approche simultanée.....	47
1.2. L'approche séquentielle	49
1.3. L'approche par linéarisation	51
1.4. Les approches méta-heuristiques	53
1.5. Les méthodes de reconception/rénovation.....	55
1.6. Choix de l'algorithme de Barbaro et Bagajewicz	57
2. Mise en œuvre numérique	61
2.1. Choix des cas de référence.....	61
2.2. Environnement de développement.....	62
2.3. Discrétisation en trois étapes.....	62
2.4. Précalcul des éléments non linéaires.....	63

2.5. Flux procédés à températures de sortie variables.....	64
3. Différenciation des technologies d'échangeurs de chaleur	66
3.1. Présentation et interface	66
3.2. Implémentation dans le modèle de HEN	68
3.3. Validation sur un cas de référence	70
4. Utilisation de l'algorithme sur un cas industriel de raffinerie pétrochimique.....	74
4.1. Présentation du cas.....	74
4.2. Premiers résultats	77
4.3. Simplification des flux	79
4.4. Amélioration des utilités	80
Conclusion.....	81

Chapitre III : Module de pré-sélection d'utilités thermodynamiques 83

1. Développement du module de préselection : Inspiration et Principes physiques	84
1.1. Les différents types d'utilité	85
1.2. Restriction de l'espace de recherche	86
1.3. Zonage thermique des autres utilités.....	89
2. Formulation mathématique et cas d'exemple.....	90

Chapitre IV : Application de la méthodologie à une usine de fabrication de papier..... 105

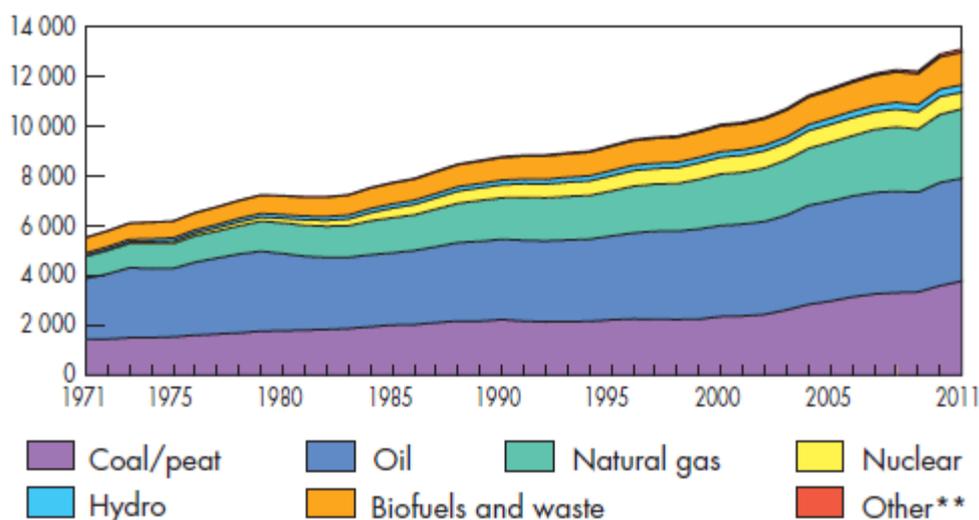
1. Méthodologie d'étude de problèmes d'intégration énergétique.....	105
1.1. Enchaînement Présélection des Utilités / Conception du HEN	105
1.2. Analyse de l'état actuel du procédé	106
1.3. Etudes avec/sans retrofit des échangeurs/utilités existants	107
2. Étude préliminaire du procédé de fabrication de papier.....	108
2.1. Présentation générale	108
2.2. Consommations actuelles.....	111
2.3. Consommation théorique minimale : vision thermodynamique	112
2.4. Consommation théorique minimale : vision technologique	112
2.5. Evaluation des solutions de récupération déjà en place.....	113
3. Etudes de reconception du procédé papetier	115
3.1. Reconception générale de la valorisation des condensats.....	116
3.2. Intégration de nouvelles utilités thermodynamiques	118
3.3. Optimisation des pompes à chaleur	121
Conclusion.....	124

Conclusion Générale	125
Nomenclature.....	127
Bibliographie.....	129
Annexe	133

Introduction Générale

En l'espace de 150 ans, l'espèce humaine s'est développée de plus en plus rapidement, impactant de fait son environnement immédiat. En à peine 50 ans, la population mondiale est passée de 3 milliards à plus de 7 milliards, et la consommation énergétique affiche une croissance identique. Or, 80% des 13 milliards de tonnes équivalent pétrole (tep) sont produits à partir de charbon, de pétrole ou de gaz qui sont des ressources fossiles. Une exploitation aussi intensive soulève deux problématiques :

- Le prélèvement de ces ressources au rythme actuel se fait sur un stock fini et l'extraction est de plus en plus complexe et coûteuse. Depuis 1980, la survenue du "peak oil", le moment où la demande sera supérieure à la production, est estimée entre 2020 et 2040. L'augmentation des prix aura des conséquences d'autant plus graves que la dépendance à ces ressources sera importante. L'histoire a montré que le contrôle des approvisionnements est un facteur de tensions internationales et de conflits.
- L'utilisation de ces ressources fossiles se fait essentiellement par combustion, relâchant du dioxyde de carbone et d'autres composés chimiques en grande quantité dans l'atmosphère. Ces gaz à effet de serre perturbent le cycle naturel du carbone. Grâce à la compilation des centaines d'études scientifiques, le GIEC a désormais la quasi-certitude que les émissions de CO₂ liées à l'activité humaine ont une influence sur le changement climatique.



Production mondiale d'énergie primaire de 1971 à 2011, en Millions de tep

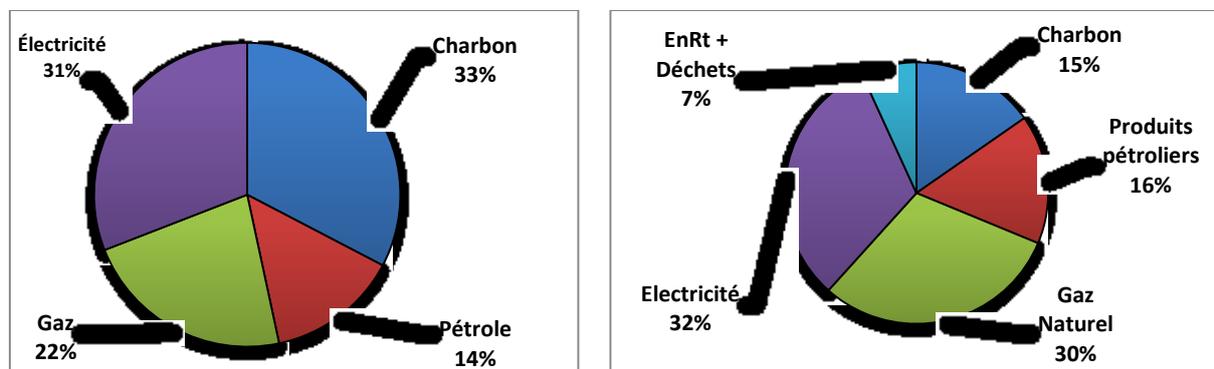
** : inclus la géothermie, le solaire, l'éolien ... source : AIE

Bien que la problématique soit connue depuis une quinzaine d'année, la production continue de croître pour tous les types de ressources. L'utilisation croissante du charbon, majoritairement liée à l'essor de l'économie chinoise, est préoccupante en termes d'émissions de gaz à effet de serre. L'utilisation de l'énergie est répartie dans 3 secteurs à parts presque égales : les transports, le résidentiel/tertiaire et l'industrie. Toutefois, en analysant les consommations par énergie et par secteur, on remarque que le secteur industriel capte 50% du charbon et du gaz naturel, quand les transports captent 45% de la consommation de pétrole.

Par ailleurs, les secteurs du transport et du bâtiment sont des postes de consommations diffus de faibles puissances sur le territoire, tandis que le secteur industriel représente des consommations localisées de fortes puissances, d'où la focalisation sur l'industrie.

Industrie et Énergie

L'énergie consommée dans l'industrie est en grande majorité d'origine fossile : le Gaz, le pétrole et le charbon représente 69% de l'énergie consommée. De plus, l'électricité est, au niveau mondial, largement produite à partir de charbon ou de gaz naturel, donc d'énergie fossile. Or, la combustion de ces ressources fossiles émet des gaz à effets de serre (GES), donc le GIEC a reconnu l'impact sur le dérèglement climatique.

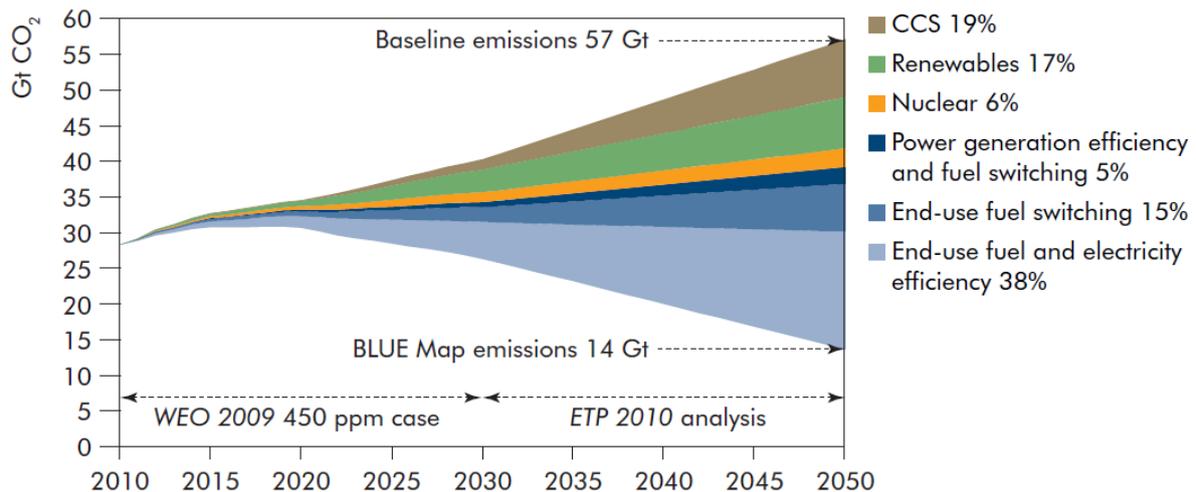


Origine de l'énergie dans l'industrie : Monde (gauche) et France (droite), source AIE

En France, 60% de l'énergie est issue de ressources fossiles. Les 32% d'électricité sont produits par des centrales nucléaires ou hydroélectriques et donc très peu émissives en GES. 7% sont déjà issus de la valorisation de déchets et d'énergies renouvelables (géothermie...). Au niveau politique, la France est signataire du paquet "Énergie-Climat" qui fixe des objectifs énergétiques ambitieux à horizon 2020 :

- Porter la part des renouvelables à 20%
- Réduire de 20% les émissions de GES
- Améliorer de 20% l'efficacité énergétique

En termes de perspectives, les scénarii de l'évolution des émissions de GES prévoient un doublement de 30 à 60 milliards de tonnes à horizon 2050, alors que l'objectif est d'atteindre les 14 milliards. Près de 60% de l'objectif peut être atteint en améliorant l'efficacité énergétique au sens large. 19% d'amélioration sont attendus du développement des technologies de capture et stockage du carbone et 17% de celui des énergies renouvelables. Les 6% restants sont liés à l'essor du nucléaire, déjà bien présent en France.



Scénario d'évolution des émissions de GES, source BP Statistical Review

Le travail de cette thèse, réalisé dans le cadre du projet ANR CERES-2, consiste à développer une méthodologie d'étude de procédés industriels visant, non pas à optimiser les procédés, mais à optimiser la récupération et la valorisation de chaleur entre les différentes opérations unitaires des procédés. Les améliorations proposées rempliront deux objectifs du précédent scénario. D'une part, la récupération de chaleur réduira les consommations nettes d'énergie et contribueront à améliorer l'efficacité énergétique du procédé. D'autre part, l'installation d'utilités thermodynamiques plus performantes telles les pompes à chaleur permettra de basculer vers des énergies dont la production est moins émissive de GES. Les solutions proposées s'inscriront totalement dans le paquet "Énergie-Climat".

L'une des hypothèses fortes est de ne pas venir modifier le procédé industriel, ce qui s'avérerait complexe, coûteux et parfois réhibitoire pour un industriel. Pour ce faire, une étude bibliographique va décrire les tenants et aboutissants d'une méthode d'analyse énergétique appelée Méthode du Pincement, puis d'autres méthodes d'analyse des procédés seront décrites.

Le chapitre 2 se focalise sur la construction du réseau d'échangeurs de chaleur. Après avoir passé en revue les différentes méthodes de construction, une seule sera retenue et implémentée dans le logiciel CERES (support pour l'implémentation de la méthodologie). Afin de s'adapter aux procédés des différents secteurs industriels étudiés, des fonctions nouvelles y seront ajoutées.

Ensuite, le chapitre 3 explicite le développement d'un module de présélection de plusieurs types d'utilités. Basé sur un critère exergetique, il sera testé avec succès sur un procédé brassicole. Il permettra de choisir des ensembles d'utilités pertinents d'un point de vue énergétique et exergetique, qui seront mis en concurrence économique lors de la création du réseau d'échangeurs de chaleur.

Une méthodologie d'étude regroupant les étapes précédentes sera proposée et testée sur un cas industriel d'usine existante dans le chapitre 4. La fabrication de papier à partir de pâte comporte des opérations unitaires énergivores notamment pour évaporer l'eau contenue dans la pâte. Le système de cylindres sécheurs sera amélioré pour en réduire les consommations en énergie et en vapeur

Un bilan de ce travail sera effectué en conclusion de ce mémoire. Des perspectives de recherche, tant sur la méthode que sur les champs d'étude, seront présentées comme autant d'ouvertures possibles pour la création de nouveaux sujets de thèse.

Chapitre I : Étude bibliographique sur les méthodes d'analyse énergétique et d'optimisation mathématique

Ce chapitre présente tout d'abord une méthode d'analyse énergétique appelée Méthode du Pincement. Développée par Linnhoff au début des années 80, elle a fait l'objet de très nombreuses études et extensions. L'analyse exergétique, l'Analyse de Cycle de Vie (ACV) et leurs dérivées seront ensuite abordées. Nous terminerons avec la formulation d'un problème d'optimisation et un balayage des méthodes mathématiques pour le résoudre.

1. La méthode du Pincement : principes, applications et limitations

Appliquée dans des domaines variés comme la chimie, la pétrochimie ou l'agroalimentaire, la méthode du Pincement constitue la base de toute intégration thermique. Elle vise une réduction des consommations d'énergies (électricité, fuel, gaz), d'eau et d'hydrogène. Des logiciels ont été développés pour systématiser la méthode : PinchLight, SuperTarget, Hint, ... Toutefois, en raison de sa complexité, la conception du réseau d'échangeurs de chaleur par l'utilisation de méthodes informatiques constitue aujourd'hui encore un réel défi.

Cette partie est divisée en 3 sections :

- La présentation de la Méthode du Pincement : Linnhoff a consacré de nombreuses années à la définition de cette méthode et les articles qui y font référence sont nombreux. Les objectifs historiques et la méthodologie sont décrits.
- La construction du réseau d'échangeurs : la construction manuelle du réseau d'échangeurs ainsi que des outils pour la faciliter sont présentés. La construction automatisée du réseau par des méthodes informatiques fera l'objet du second chapitre de cette thèse.
- La définition du « *targeting* ». Afin d'optimiser le réseau initialement conçu, des objectifs intermédiaires appelés « target » sont définis. De nombreux travaux de recherche ont été menés pour développer ces méthodes d'optimisation.

1.1. Présentation de la méthode

La méthode du pincement originelle, *pinch method*, a été développée par Linnhoff et Hindmarsh (**Linnhoff and Hindmarsh, 1983**). Basée sur la description et l'analyse de l'ensemble des flux de chaleur présents dans un procédé industriel, elle a ensuite été étendue sous le nom d'analyse de pincement, *pinch analysis*, pour englober dans l'étude l'ensemble des procédés et des utilités.

La méthode du pincement, essentiellement graphique, est didactique et interactive. Le fait de visualiser rapidement les flux d'un site industriel et les opportunités de récupération de chaleur est un des points forts de la méthode. Une fois les flux de chaleur identifiés, la méthode du pincement permet de définir immédiatement l'Énergie Minimale Requise (EMR). C'est la quantité d'énergie chaude et froide que doivent fournir les utilités si le potentiel de récupération d'énergie a été atteint.

Les étapes de la méthode sont les suivantes (**Ressources Naturelles Canada, 2003; Smith, 2000**):

- **Définition des flux chauds et des flux froids**. On appelle source (ou flux chaud) un fluide qui doit être refroidi et puits (ou flux froid) un fluide qui doit être chauffé dans le cadre du procédé. Ces besoins sont décrits par le débit et la chaleur spécifique du fluide ainsi que ses températures à l'entrée et à la sortie de l'opération unitaire à l'aide de la formule : $\Delta H = \dot{m}c_p\Delta T = CP\Delta T$ (voir Figure I - 1, gauche). Le CP doit être constant mais les changements d'état sont pris en compte par une pente nulle.

Ces données sont obtenues par instrumentation et par simulation numérique du procédé (**Linnhoff et al., 1999**). Attention, cette étape préalable à la méthode est chronophage.

- **Construction des courbes composites**. Les courbes composites chaude et froide sont obtenues en assemblant les flux respectivement chauds et froids. les CP et les puissances correspondantes sont additionnées sur chaque intervalle de température (voir Figure I - 1, droite). Les bornes des intervalles correspondent à l'apparition ou à la disparition d'un flux. Les courbes composites représentent le profil des sources de chaleur disponibles et des besoins thermiques du procédé et sont utilisées pour établir les valeurs cibles de consommation minimale en énergie.

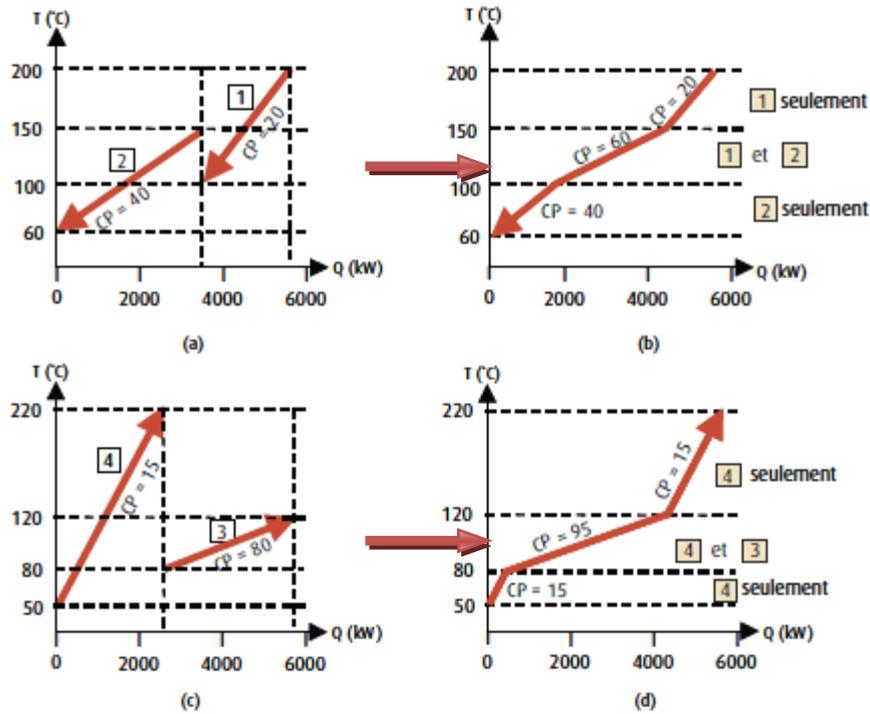


Figure I - 1 : Construction des courbes composites (Ressources Naturelles du Canada, 2003)

- **Identification du pincement.** Pour ce faire, les courbes composites froide et chaude sont positionnées sur le même diagramme. L'axe des abscisses est indicatif, c'est la position relative des courbes composites qui fait sens. La courbe composite chaude part de l'axe des ordonnées et la courbe composite froide se translate horizontalement. Le **pincement** est défini comme l'écart vertical (différence de température) minimal entre les courbes et noté ΔT_{\min} . Le choix du pincement résulte d'un optimum thermo-économique entre le coût des échangeurs et la consommation énergétique évitée.

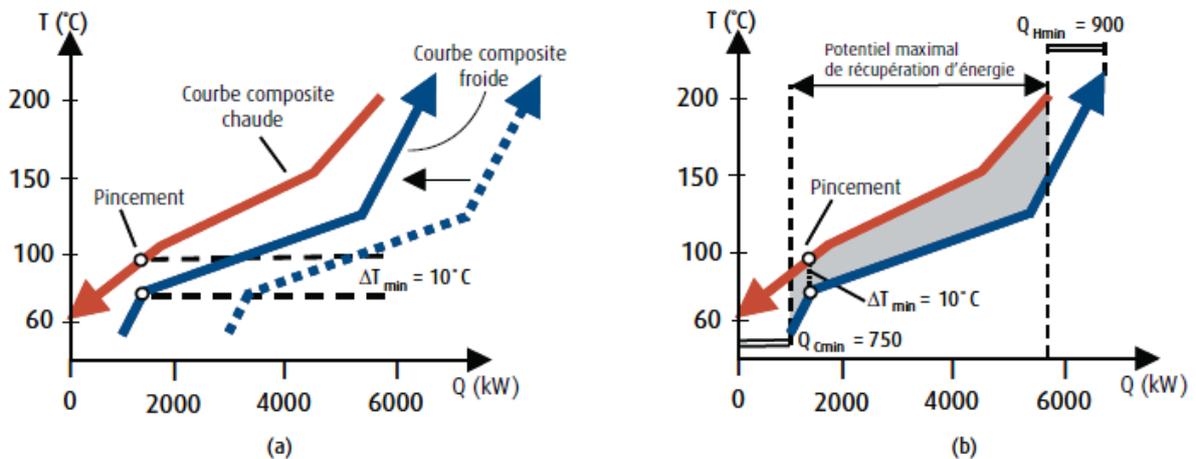


Figure I - 2 : Détermination du pincement (Ressources Naturelles du Canada, 2003)

Le Tableau I - 1 présente des valeurs courantes du pincement en fonction des procédés

Domaines d'application	ΔT_{\min} expérimental
Raffinerie de pétrole	20-40 °C
Chimie - Pétrochimie	10-20 °C
Procédés à basse température	3-5 °C
Industrie Agroalimentaire	5-20 °C

Tableau I - 1 : Valeurs types pour ΔT_{\min} (Ressources Naturelles du Canada, 2003)

- **Calcul de l'énergie minimale requise (Minimal Energy Requirement, MER).** Une fois les courbes composites "calées" l'une par rapport à l'autre, on distingue deux zones. Au dessus du point de pincement, on trouve la zone endothermique qui nécessite uniquement un apport de chaleur $Q_{H\min}$. Sous le point de pincement se trouve la zone exothermique qui nécessite un refroidissement ($Q_{C\min}$). Le MER et le MER_{Cold} correspondent respectivement aux besoins en utilités chaudes et froides non fournies par la récupération d'énergie. Sur la Figure I - 2, ce sont $Q_{H\min}$ et $Q_{C\min}$.
- **Construction de la Grande Courbe Composite.** La Grande Courbe Composite (GCC) sert principalement à l'optimisation des utilités. Une fois ΔT_{\min} fixé, on utilise un artifice graphique pour la tracer : les températures corrigées. La courbe composite chaude est descendue de $\Delta T_{\min}/2$ tandis que la composite froide est montée de $\Delta T_{\min}/2$. Les courbes composites sont au contact au niveau du point de pincement. On calcule alors le bilan enthalpique net des deux courbes pour chaque température (Figure I - 3). L'intersection de la courbe et de l'axe des ordonnées se fait au pincement. Au dessus, on trouve la zone endothermique et en dessous, bien que les valeurs de puissance soient positives, il s'agit de la zone exothermique et donc des besoins de froid. Si l'échelle des abscisses est modifiée sur la GCC, les valeurs de 900 kW et 750 kW pour respectivement $Q_{H\min}$ et $Q_{C\min}$ sont identiques sur les deux représentations.

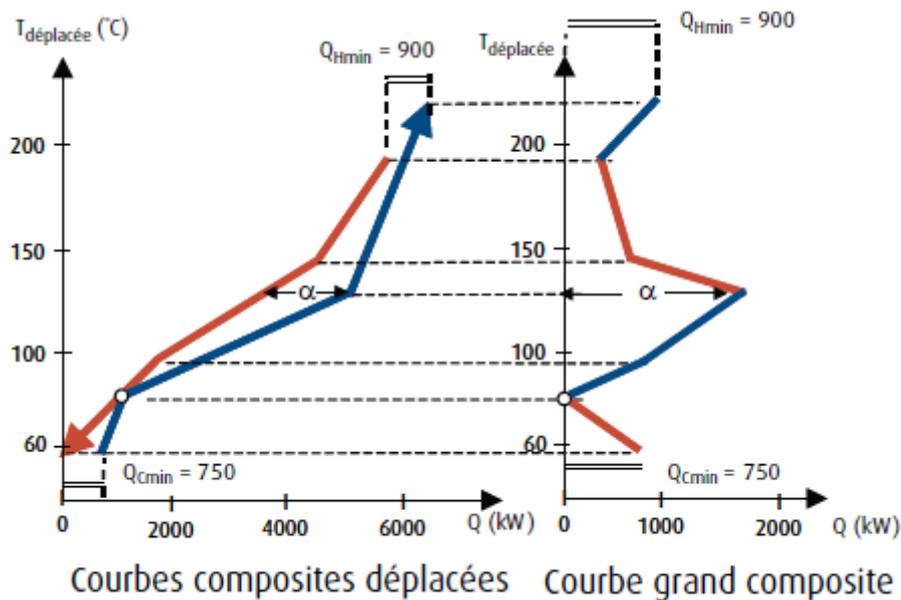


Figure I - 3 : Construction de la grande courbe composite (Ressources Naturelles du Canada, 2003)

La séparation du problème en deux zones indépendantes par le pincement implique 3 règles d'or à respecter pour concevoir un réseau d'échangeurs de chaleur optimal et ses utilités :

- ne pas réaliser d'échange de chaleur qui croise le pincement
- ne pas utiliser d'utilité chaud en dessous du pincement.
- ne pas utiliser d'utilité froid au dessus du pincement.

La transgression d'une de ces règles implique une pénalité énergétique. Voici l'explication de la règle n°1, dont découlent les deux autres (Figure I - 4):

Supposons que l'on utilise une quantité de chaleur α provenant de la zone endothermique pour chauffer un fluide de la zone exothermique. La chaleur α ne sera plus disponible pour chauffer les fluides froids **au dessus** du pincement. Le besoin de chaleur de la zone endothermique se sera accru de α pour atteindre $Q_{Hmin} + \alpha$.

À l'inverse, la zone exothermique, déjà excédentaire en chaleur, va devoir en évacuer davantage, ce qui va accroître le besoin de refroidissement de Q_{Cmin} à $Q_{Cmin} + \alpha$. Ainsi, un échange à travers le pincement induit une double pénalité énergétique

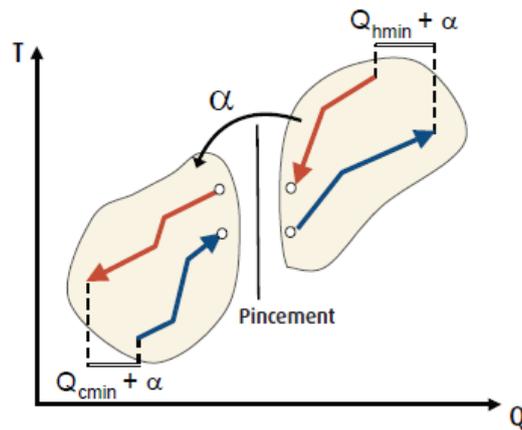


Figure I - 4 : Conséquences d'un transfert d'énergie à travers le pincement (Ressources Naturelles du Canada, 2003)

La méthode du pincement présente un certains nombre d'avantages permettant d'améliorer la performance énergétique des procédés industriels.

- elle fournit une vision globale du site industriel étudié, optimisant la récupération d'énergie et minimisant ainsi les pertes énergétiques présentes dans les flux chauds non refroidis.
- elle permet d'adapter les consommations d'énergie des utilités aux besoins du procédé, contrairement aux méthodes traditionnelles, qui portent en premier lieu sur les utilités en les séparant du procédé de fabrication.

Toutefois, toute médaille a son revers, et cette méthode présente quelques limitations dont les plus souvent avancées sont :

- la perte de l'information géographique. En effet, la disposition des flux (chauds et froids) sur le site industriel peut imposer des contraintes à leur intégration.
- la disparité temporelle des flux. Ce problème est souvent rencontré pour les procédés discontinus, où les flux énergétiques ne sont pas disponibles simultanément, et qui requièrent l'installation de systèmes de stockage thermique (**Krummenacher, 2001**).
- les difficultés technologiques liées au procédé, comme cela peut être rencontré dans l'industrie agroalimentaire pour laquelle les contraintes sanitaires et bactériologiques sont très importantes. L'échange entre les flux énergétiques est difficile par le moyen d'échangeurs de chaleur basiques.

1.2. Construction du réseau d'échangeurs de chaleur

Linnhoff et Flower (**Kemp, 2007**) ont introduit une représentation pratique appelée « *grid diagram* ». Les flux y sont représentés par des flèches horizontales allant de gauche à droite pour les fluides chauds et de droite à gauche pour les fluides froids, les fluides chauds étant placés au dessus. Les échangeurs sont représentés par des lignes verticales possédant à chaque extrémité un rond, associant chaque échangeur à deux flux. On note sous l'échangeur la puissance échangée par celui-ci. Pour illustrer ceci, nous allons nous intéresser à la conception du réseau d'échangeurs du problème présenté ci-dessous (Figure I - 5). C'est un problème à 4 flux (deux chauds et deux froids). Une approche intuitive serait le réseau de la Figure I - 6, utilisant 2 échangeurs de chaleur et 2 utilités.

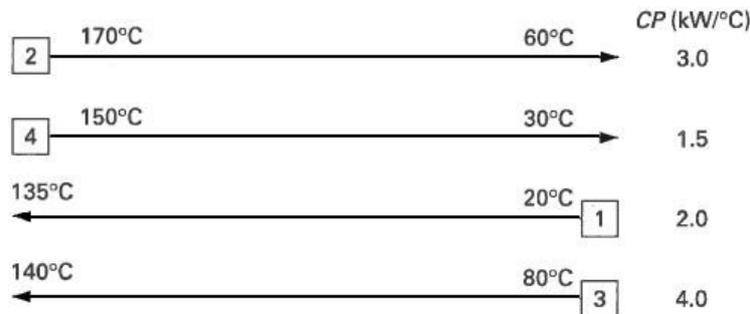


Figure I - 5 : Représentation initiale des flux selon Linnhoff (Linnhoff, 1983)

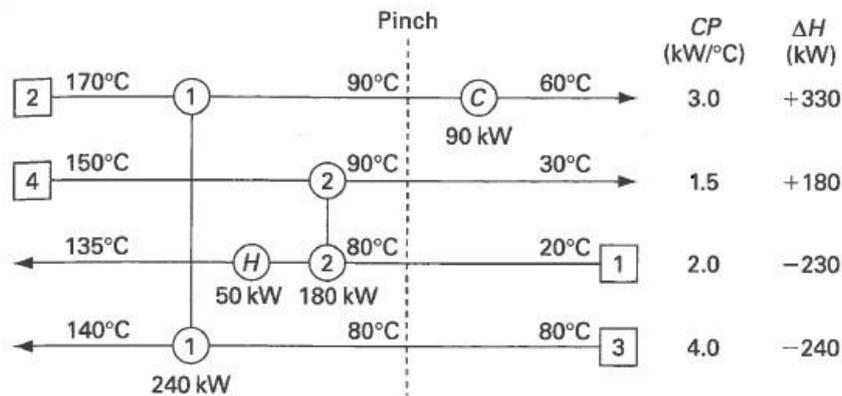


Figure I - 6 : Réseau d'échangeurs de chaleur standard (Linnhoff, 1983)

La première étape consiste à tracer les courbes composites (Figure I - 7), afin de déterminer le point de pincement, le MER et le MER_{Cold}. Cela permet de juger de la qualité du réseau initial. On note un pincement de 10°C à 85°C. Concernant les énergies minimales requises, on a $Q_{Hmin} = 20kW$ et $Q_{Cmin} = 60kW$. Or, les consommations des utilités sur le réseau standard (Figure I - 6) sont respectivement de 50kW et 90kW. La règle d'or n°1 n'est

pas respectée et la quantité de chaleur qui traverse le pincement est de 30kW. Voici la méthode de Linnhoff pour améliorer la conception du réseau d'échangeurs.

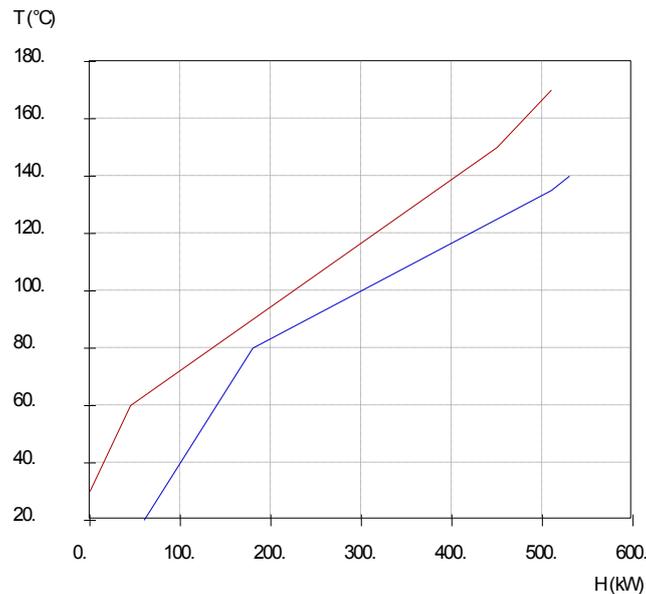


Figure I - 7 : Courbes composites pour le problème à 4 flux

Le pincement séparant le problème en deux zones énergétiquement indépendantes, la construction du réseau se fait en 2 étapes identiques. Nous allons ici construire le réseau d'échangeurs sur la zone endothermique. La zone du pincement est la plus contrainte du réseau et c'est naturellement à cet endroit que commence la construction du réseau.

Apparions par exemple les fluides 1 et 2. Le débit calorifique du fluide chaud est supérieur à celui du fluide froid, le fluide froid va s'échauffer plus rapidement que le fluide chaud va se refroidir. L'écart de température va donc diminuer en s'éloignant de l'entrée du fluide froid. Or, par définition le pincement est le plus faible écart de température du réseau. Il est donc impossible que l'écart de température en sortie d'échangeur soit plus faible qu'à l'entrée où il vaut ΔT_{\min} . Ce critère est démontré graphiquement à la Figure I - 8.

Le critère fondamental à respecter au niveau du pincement (côté endothermique) est :

$$CP_H \leq CP_C$$

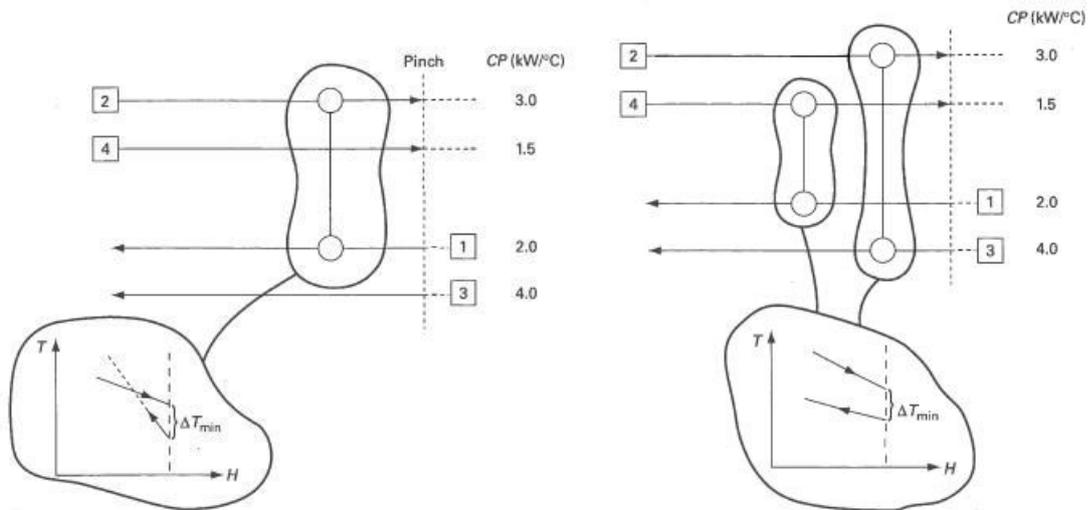


Figure I - 8 : Positionnement des échangeurs en fonction des débits calorifiques (Linnhoff, 1983)

À gauche : l'échange est impossible, à droite : les deux échanges sont possibles

Dans notre problème, le fluide 4 peut donc s'apparier indifféremment avec les fluides 1 et 3, tandis que le fluide 2 ne peut s'apparier qu'avec le fluide 3. Un échangeur est installé entre les fluides 2 et 3. Par suite, un second échangeur est installé entre les fluides 1 et 4.

Il faut désormais compléter les besoins de chaque flux en maximisant la puissance transférée dans chaque échangeur. Le flux 2 nécessite 240kW de refroidissement au dessus du pincement tandis que le flux 3 nécessite 240kW de chauffage. Une utilité froide n'est pas nécessaire. En revanche, le fluide 4 ne peut fournir au fluide 1 que 90kW. On installe donc une utilité chaude d'une puissance de 20kW à la sortie de l'échangeur entre les flux 1 et 4. On obtient pour la zone endothermique le réseau d'échangeurs présenté Figure I - 9. Les besoins de chauffage de la Figure I - 6 ont été réduits à 20kW pour atteindre le minimum Q_{Hmin} établi au début.

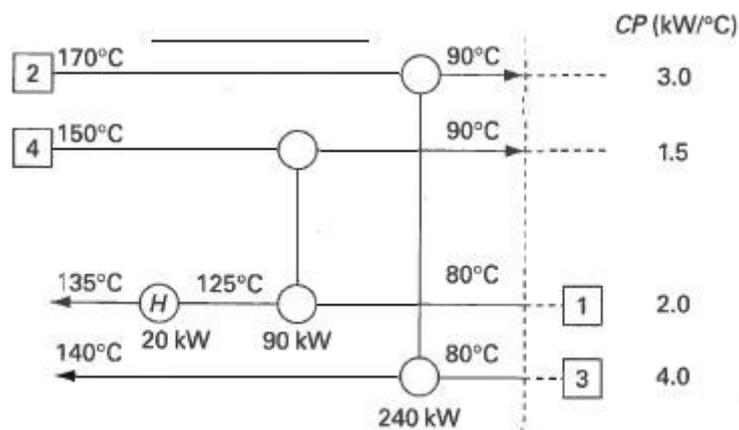


Figure I - 9 : Réseau d'échangeurs au dessus du pincement (Linnhoff, 1983)

Finalement, la conception d'un réseau d'échangeurs se structure de la façon suivante :

- Séparer le problème au niveau du pincement et concevoir chaque partie séparément,
- Commencer la conception au niveau du pincement,
- Pour les échanges au niveau du pincement, respecter :
 - o $CP_H \leq CP_C$ au dessus du pincement pour tous les flux chauds
 - o $CP_C \leq CP_H$ en dessous du pincement pour tous les flux froids
- Maximiser la puissance transférée dans chaque échangeur.

La conception d'un réseau est un exercice toujours différent : il est parfois nécessaire de diviser des flux ou encore de supprimer un échangeur de faible puissance pour des raisons économiques. La méthodologie décrite ci-dessus constitue une base de travail.

En revanche, dès lors que le nombre de flux devient important, une construction manuelle du réseau devient délicate et le MER ne constitue plus un objectif suffisant pour diriger le travail de conception.

1.3. Targeting et Objectifs

Dans le cadre plus spécifique de l'intégration thermique, le « Targeting » introduit par Linnhoff (**Kemp, 2007**) vise à choisir une valeur optimale de ΔT_{min} *a priori* de la construction du réseau d'échangeurs, en se basant uniquement sur les courbes composites. C'est une étape de préconception de l'intégration thermique. Ce choix est effectué en estimant la surface totale d'échange à installer ou le coût global de l'installation de récupération à l'aide de modèles simples (linéaires) à partir des seules courbes composites. Ainsi, des hypothèses sont réalisées : les échanges se font à contre-courant, verticalement par rapport aux courbes composites, le coefficient d'échange est le même pour tous les échangeurs, ...

Les courbes composites sont alors découpées verticalement dès lors que la pente d'une des deux est modifiée (modification du débit calorifique). Pour chaque tronçon, on estime la surface d'échange nécessaire par la formule suivante :

$$Q = AU\Delta T_{LM}$$

Avec	Q : La puissance échangée	[W]
	A : La surface d'échange	[m ²]
	U : Le coefficient d'échange	[W/m ² /K]
	ΔT_{LM} : L'écart logarithmique moyen de température	[K]

On estime ensuite le coût d'investissement d'un échangeur, puis le coût de l'énergie à fournir aux utilités. Le choix d'un temps de retour sur investissement est nécessaire pour ramener le coût d'investissement à l'échelle d'une année afin de le comparer au coût énergétique des utilités.

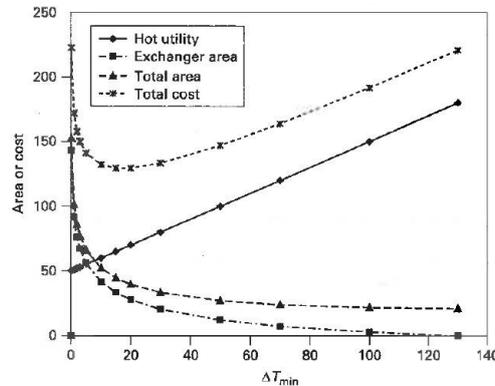


Figure I - 10 : Variation des utilités, du coût et de la surface des échangeurs en fonction de ΔT_{min} (Linnhoff, 1983)

Les résultats sont présentés sous la forme d'un graphique avec ΔT_{min} en abscisse et les différents coûts en ordonnée (Figure I - 10). Le pincement optimal est celui qui minimise le coût total. On voit l'existence d'une vallée, zone de faible sensibilité au pincement, le choix d'un pincement entre 10 et 40°C aura peu d'influence sur le coût total. Il faut garder à l'esprit qu'il ne s'agit ici que d'une étape de prédimensionnement.

Mathématiquement, le « *targeting* » correspond à l'optimisation d'une fonction objectif. Selon Linnhoff, le *target* est la solution qui minimise cette fonction objectif. Avant le coût total, d'autres fonctions objectifs intermédiaires peuvent servir pour améliorer le réseau d'échangeurs précédemment conçu. Les principaux « *targeting* » utiles pour l'industrie et traités dans la littérature concernent le coût des utilités, le nombre d'échanges et la surface totale des échangeurs.

Targeting du cout des utilités

Les besoins thermiques calorifiques et frigorifiques des procédés industriels sont assurés respectivement par des utilités chauds (chaudière, réseau de vapeur, pompes à chaleur ...) et froids (tour aéro-réfrigérante, eau glacée, groupes frigorifiques ...).

Le coût total de fonctionnement des utilités est fonction des technologies choisies et des niveaux de températures de l'énergie thermique délivrée. Généralement, plus la température du procédé est élevée, plus le coût d'exploitation augmente. Une solution

possible est de choisir plusieurs niveaux de température et donc plusieurs utilités. Sur le schéma ci-dessous, (Figure I - 11), On voit que les besoins de chaleur peuvent être comblés par 3 utilités complémentaires fonctionnant à des niveaux de pression différents. En effet, le cout opérationnel de production de vapeur basse pression (10 Bar) est inférieur à celui de la vapeur haute pression (80 Bar).

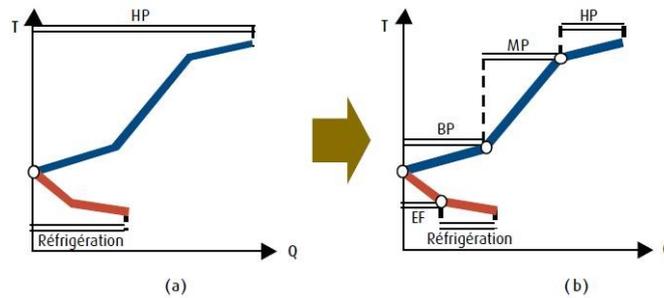


Figure I - 11 : Exemple de grande courbe composite avec deux choix d'utilités
(Ressources Naturelles du Canada, 2003)

À l'inverse, pour refroidir un fluide de 60°C à -10°C, la solution simple serait d'installer un groupe frigorifique fonctionnant à -20°C et comblant l'intégralité des besoins. Une amélioration du procédé consisterait à utiliser l'air ambiant comme source froide « gratuite » jusqu'à 20°C puis un groupe frigorifique pour atteindre le -10°C.

Dans cette logique de minimisation des coûts d'exploitation, la tendance est de multiplier les utilités afin de coller toujours au plus près de la grande courbe composite. Ceci n'est plus vrai si l'on prend en compte les coûts d'investissement des installations. En effet, le prix d'une chaudière de 100 kW n'est pas le double de celui d'une chaudière de 50kW, et la température de fourniture de la chaleur impacte aussi le prix. Une analyse plus détaillée avec le calcul des temps de retour sur investissement est nécessaire. De nombreux chercheurs ont étudié la problématique du coût des utilités. Le Tableau I - 2 référence quelques articles.

<i>Modèle</i>	<i>Référence</i>
Avec utilités multiples	(Papoulias, 1983) (Shethna, 2000)
Avec échanges interdits	(Cerda et al., 1983) (Floudas, 1995)
Avec perturbation des flux	(Jezowski et al., 2000)

Tableau I - 2 : Références clés pour le « target » du coût des utilités

Targeting du nombre d'échanges

Cibler le nombre d'échanges entre flux a un impact direct sur le nombre des échangeurs et donc sur les coûts fixes d'investissement. Linnhoff a appliqué le Théorème Général d'échange de Newton aux réseaux d'échangeurs en 1979 (**Kemp, 2007**). Ce théorème, qui fait partie de la théorie des graphes, affirme que :

$$u = N + L - s$$

Avec :

- u : le nombre d'échangeurs
- N : le nombre de flux et d'utilités
- L : le nombre de boucles
- s : le nombre d'ensembles indépendants

Afin de réduire le nombre d'échangeurs, on évite les boucles et donc $L = 0$. De plus, le système étudié est majoritairement constitué d'un seul réseau indépendant. De façon générale, le nombre minimal d'échangeurs à mettre en place est :

$$u_{min} = N - 1$$

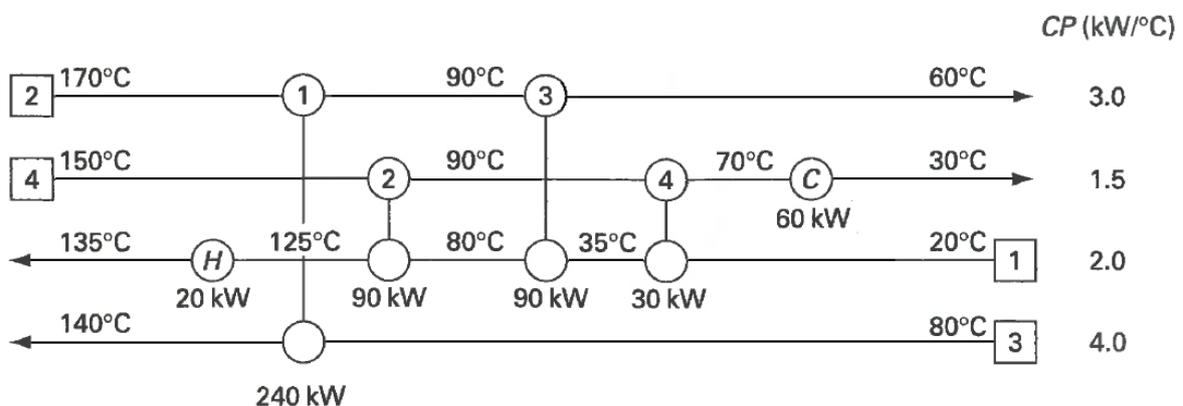


Figure I - 12 : Réseau d'échangeurs pour une récupération maximale de l'énergie (Linnhoff, 1983)

Le réseau de la Figure I - 12 est construit de façon à atteindre le MER, il est donc optimal en terme énergétique. Son point de pincement est à 85°C. La présence de la boucle formée par les échangeurs 2 et 4 est nécessaire pour éviter de transférer de la chaleur à travers le pincement. Ainsi, la règle d'or n°1 est bien respectée et le MER est atteint. Il y a donc 4 flux, 2 utilités, une boucle et un seul système indépendant. En appliquant le Théorème Général d'Échange, on obtient :

$$u_{min} = (6 + 1 - 1) = 6$$

Il est possible de supprimer les échangeurs 3 et 4 puis de positionner l'utilité froide sur le flux 2. Le réseau simplifié ne présente plus que 2 utilités et 2 échangeurs mais la consommation des utilités est plus éloignée du MER, la simplification implique une pénalité énergétique. On parle alors de relaxation du réseau.

Targeting de la surface totale d'échange

La puissance transférée dans un échangeur dépend de l'écart de température des fluides, mais aussi du coefficient de transfert de chaleur et de la surface de l'échangeur lui-même. L'appariement des fluides fixe les écarts de température, et donc la surface des échangeurs dont dépend fortement le coût de l'installation. Ce « *targeting* » peut être réalisé simultanément ou *a posteriori* de celui du nombre d'échanges en fonction des moyens à disposition.

Sur la Figure I - 13, quatre flux avec des débits calorifiques sensiblement différents sont étudiés. Deux échangeurs suffisent à transférer l'énergie, mais selon l'appariement des flux, la surface varie de 1616 à 1250m², soit une réduction de 23% de la surface des échangeurs, et donc du coût d'investissement, toutes choses égales par ailleurs.

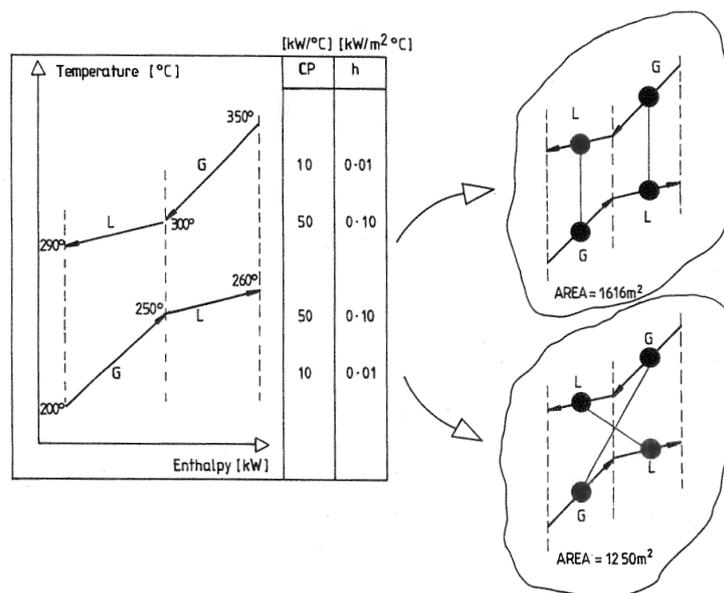


Figure I - 13 : Échanges verticaux ou croisés et influence sur la surface d'échange (Linnhoff, 1990)

Cet exemple simple illustre le fait que les échanges verticaux, plus intuitifs, ne sont pas les plus performants. Dès que le nombre de flux augmente, il devient difficile de tester toutes les possibilités manuellement et la programmation informatique s'impose.

L'article de Linnhoff et Ahmad (**Linnhoff, 1990**) présente une méthode en 3 étapes de complexité croissante pour identifier les améliorations potentielles. La première étape consiste à calculer le rapport CP_H/CP_C des courbes composites au niveau du pincement. Il faut ensuite appairer les fluides de façon à ce que le rapport CP_H/CP_C de chaque échangeur soit le plus proche possible du rapport au niveau du pincement. Figure I - 14, le rapport CP_H/CP_C au dessus du pincement vaut 0,375. L'appariement des fluides en respectant ce critère permet ici de réduire de 14% la surface totale des échangeurs.

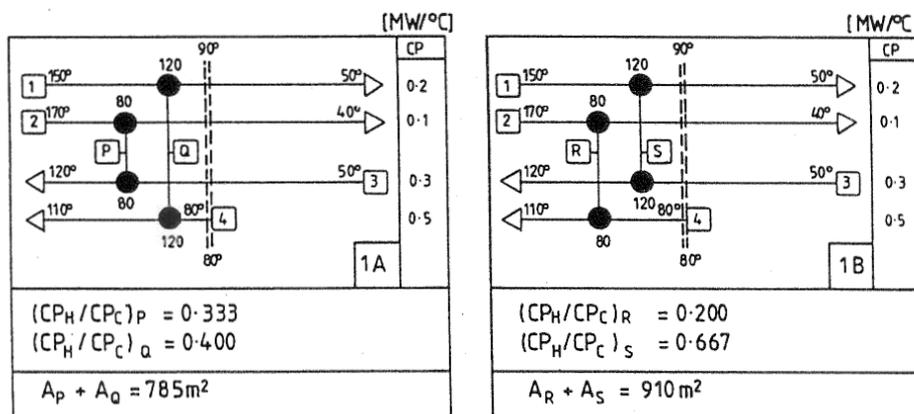


Figure I - 14 : Méthode de réduction de la surface d'échange basée sur les Cp (Linnhoff, 1990)

À l'issue de cette partie, les 3 *targeting* principaux ont été présentés. Sachant que la réduction simultanée du coût des utilités et du coût des échangeurs est un besoin évident des industriels, des modèles permettant de minimiser le coût total ont été développés. A cette méthode largement utilisée en industrie chimique, d'autres méthodes permettant de donner des dimensions complémentaires au problème de l'efficacité énergétique dans l'industrie existent et sont décrites ci après.

2. Autres méthodes d'analyse

2.1. Analyse exergetique

Le premier principe de la thermodynamique énonce la conservation de l'énergie. Toutefois, une quantité de chaleur à une température élevée ne peut pas être comparée à la même quantité de chaleur à une température plus faible. Il est alors nécessaire de faire intervenir le second principe pour définir la qualité de l'énergie. C'est l'origine de l'exergie.

L'exergie est un concept utilisé dans de nombreux domaines. En énergétique, elle peut être définie comme la quantité maximale de travail qu'il serait possible de produire à l'aide d'un cycle thermodynamique moteur fonctionnant entre une source chaude et un puits à température ambiante (supposé infini). Par définition, les énergies cinétique, potentielle et électrique sont de l'exergie pure car elles sont entièrement transformables en travail dans le cas d'une transformation réversible.

Contrairement à l'énergie, l'exergie peut être détruite au cours d'un procédé à cause principalement des irréversibilités intrinsèques au procédé. Les causes d'irréversibilités sont nombreuses. Les plus courantes sont les frottements mécaniques, les transferts de chaleur, la dissipation visqueuse au sein d'un fluide, le mélange de deux fluides à des températures différentes ou encore les phénomènes de turbulence.

Pour déterminer l'exergie disponible dans une source d'énergie thermique, ou dans une quantité de chaleur transférée au système étudié à une température T_1 , il faut donc déterminer le travail maximal qui peut être généré en ramenant cette source d'énergie à l'état d'équilibre avec l'environnement à température T_2 . Ce travail peut être calculé théoriquement en utilisant un cycle moteur idéal réversible, représenté par le cycle idéal de Carnot présenté Figure I - 15.

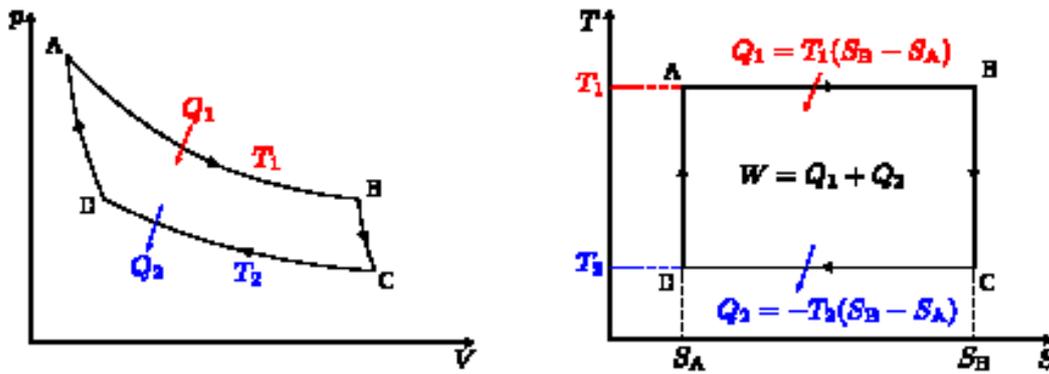


Figure I - 15 : Diagramme de Clapeyron (P – V) et entropique (T – S) du cycle moteur idéal de Carnot

L'exergie disponible dans la source d'énergie thermique peut alors être calculée par l'équation suivante :

$$E_x = W = \eta_c * Q_1$$

avec :

- E_x : exergie disponible dans la quantité de chaleur
- Q_1 : quantité de chaleur disponible dans la source étudiée
- η_c : le rendement du cycle de Carnot donné par : $\eta_c = 1 - T_2/T_1$

En prenant en compte la qualité de l'énergie utilisée, l'analyse exergétique présente un remède aux insuffisances du premier principe de la thermodynamique sur lequel est basée la méthode du pincement. Suivant ce raisonnement, des chercheurs ont travaillé à intégrer ce concept dans la méthode du pincement.

2.2. La méthode du pincement étendue à l'analyse exergétique

Plusieurs auteurs (Linnhoff, 1992, Feng, 1997, Anantharaman, 2006) ont proposé des combinaisons de l'analyse exergétique avec la méthode du pincement, pour bénéficier de l'information contenue dans la première et de la simplicité de la représentation graphique de la seconde (ex. courbes composites).

La première méthode utilisant une combinaison entre la méthode du pincement et l'analyse exergétique a été proposée par Linnhoff. Cette méthode a pour but de minimiser le travail des compresseurs des groupes frigorifiques sur les procédés à température inférieure à la température ambiante.

L'intérêt réside ici dans la possibilité d'intégrer sur un même graphique deux types d'énergie : thermique ou mécanique (électrique). En remplaçant l'axe de température dans les courbes composites par un axe représentant le facteur de Carnot, la Grande Courbe Composite d'Exergie (GCCE) permet de déterminer les pertes exergétiques du système étudié, comme représenté Figure I - 16. En effet, sur la base de l'équation précédente, l'aire de la surface comprise entre les deux composites est le produit du facteur de Carnot par l'énergie et représente les pertes exergétiques dans le réseau d'échangeurs de chaleur.

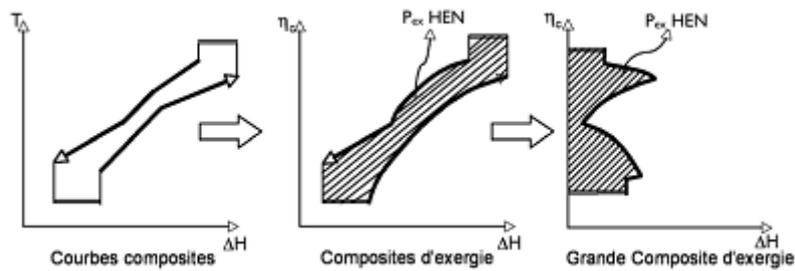


Figure I - 16 : Grande courbe composée et évaluation des pertes exergétiques

Avec

η_c : facteur de Carnot

P_{ex} : pertes exergétiques

HEN : réseau d'échangeurs de chaleur

L'analyse exergétique permet, en évitant les destructions d'exergie, d'utiliser au mieux les ressources naturelles. Des domaines connexes à l'analyse exergétique ont été développés, comme la minimisation de la génération d'entropie dans un procédé. Bejan (**Bejan, 2002**) a montré que la performance thermodynamique d'un procédé dépend de sa structure (configuration, topologie, géométrie, architecture, mode). La création de structure en ingénierie se nomme théorie constructale.

2.3. La méthode de Frazier

Une autre méthode couplant énergie et exergie a été développée par Robert Scott Frazier lors de son doctorat (**Frazier, 2006**). Les secteurs de l'automobile et de la métallurgie ont servi de cas d'applications et de validation.

La première étape consiste à utiliser l'Énergie Minimale Requise comme indicateur de performance. Frazier donne une définition légèrement différente de Linnhoff du MER : c'est la variation d'énergie interne calculée pour chaque transformation successive du produit. Afin d'obtenir le rendement énergétique, on réalise le quotient du MER ainsi défini par la quantité d'énergie réellement consommée :

$$\eta_{en} = \frac{MER}{ER}$$

Avec : η_{en} : Rendement énergétique

MER : Minimal Energy Requirement

ER : Énergie Réelle consommée

L'énergie consommée est scindée en deux catégories (Figure I - 17): l'énergie à valeur ajoutée, qui correspond au MER, et l'énergie sans valeur ajoutée. C'est cette dernière qui doit être minimisée dans le cadre de l'intégration thermique. L'étude de la répartition entre ces deux énergies permet d'estimer très rapidement, à l'instar de la méthode du pincement, la quantité d'énergie valorisable.

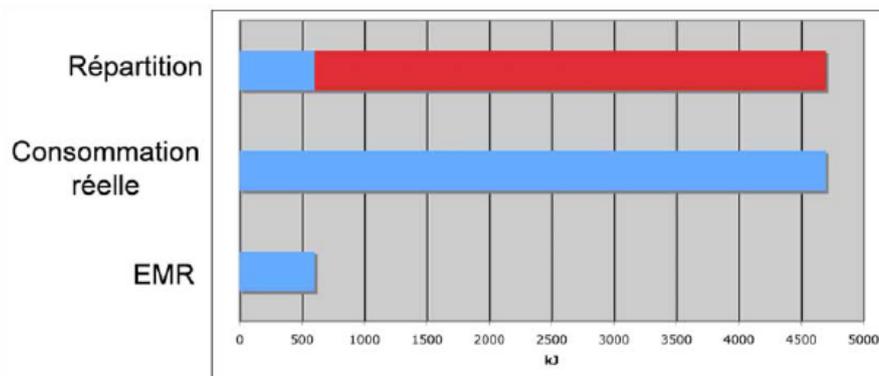


Figure I - 17 : Répartition des consommations (Frazier, 2006)

Pour affiner l'étude et découpler énergie et exergie, Frazier choisit de définir son rendement exergetique en un produit de deux rendements :

$$\eta_{ex} = \eta_I \eta_{II}$$

Avec η_{ex} : Le rendement exergetique global $\eta_{ex} = 1 - \frac{T_0}{T_u}$

η_I : Le rendement énergétique de Carnot $\eta_I = 1 - \frac{T_0}{T_s}$

η_{II} : Un rendement basé sur le second principe

T_u : La température du procédé

T_s : La température de la source de chaleur utilisée

T_0 : La température ambiante

$$\text{On déduit : } \eta_{II} = \frac{1 - T_0/T_u}{1 - T_0/T_s}$$

Frazier appelle ce rendement « l'efficacité d'utilisation de l'exergie ». Il représente l'adéquation entre les besoins du procédé et la température de l'utilité qui va combler ces besoins. Ce rendement est donc d'autant plus grand que la température de l'utilité est proche de celle des besoins du procédé.

La méthode de Frazier a l'inconvénient de nécessiter un synoptique complet de l'usine, incluant tout les procédés et les flux énergétiques. Or la collecte des données sur le terrain peut s'avérer fastidieuse. Mais en permettant de différencier les pertes énergétiques (dues au rendement de l'utilité) des pertes exergetiques (dues à l'écart de température entre l'utilité et le produit), l'utilisateur est à même d'identifier une ou plusieurs opérations unitaires particulièrement énergivores.

2.4. Analyse de cycle de vie

L'Analyse du Cycle de Vie (ACV) a été d'abord introduite par Harold Smith au début des années 60 par un calcul des coûts énergétiques cumulés pour la fabrication des produits et produits intermédiaires chimiques. L'ACV connut ensuite un développement qui a abouti en 1997 à la normalisation de l'Analyse de cycle de Vie selon la norme ISO 14040 et ses dérivées (14041, 14042 et 14043). Révisée en 2006 et augmentée de la norme ISO 14044, la méthodologie de l'ACV est alors définie de façon précise selon les étapes à réaliser :

- définition du périmètre de l'étude
- inventaire des consommations/émissions,
- évaluation des impacts,
- interprétation des résultats.

L'objectif de l'ACV est d'étudier tous les impacts environnementaux d'un produit ou procédé sur toute la durée de son cycle de vie, « du berceau à la tombe », en prenant en compte l'extraction des ressources et matières premières, le recyclage et la fin de vie du produit et toutes les étapes de son cycle de vie entre ces deux points.

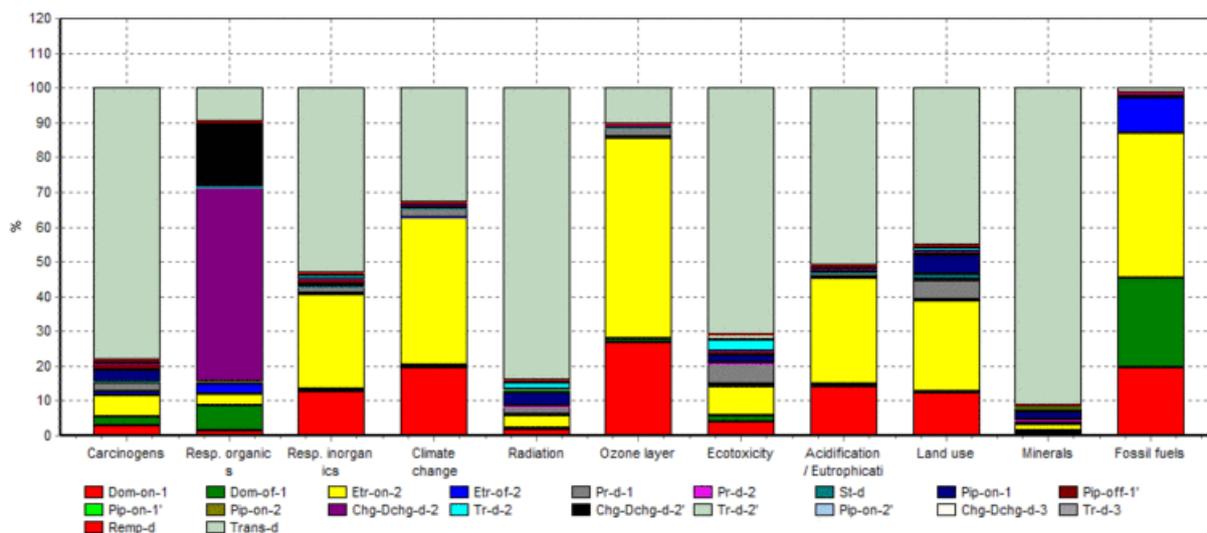


Figure I - 18 : Résultats d'une ACV du diesel, Stéphane Guidoin avec Simapro 6

Les résultats sont présentés sous la forme d'histogrammes cumulés (Figure I - 18). Par exemple, pour chaque indicateur, le cycle de vie du diesel est décomposé en processus élémentaires. Citons par exemple l'extraction offshore à l'intérieur du pays, le transport d'un pays à un autre et la combustion. Chaque histogramme correspond à une catégorie d'impact : l'impact sur le changement climatique, sur la couche d'ozone ou sur l'eutrophisation des milieux naturels en sont quelques exemples.

Chevalier (**Chevalier, 1999**) a établi un protocole d'application de l'analyse de cycle de vie aux procédés et a démontré que l'ACV d'un procédé n'est pas fondamentalement différente de celle d'un produit ou d'un service. L'approche « du berceau à la tombe » pour les produits est alors remplacée par une approche « construction - opération – démantèlement » pour les équipements permettant de réaliser ce procédé. Les détails de la méthode ainsi que des applications aux procédés chimiques sont en outre largement détaillés dans la thèse de Jean-François Portha (**Portha, 2008**).

L'optimisation du point de vue environnemental d'un procédé isolé a été très peu utilisée alors qu'elle constitue potentiellement un outil novateur pour réduire consommations énergétiques et émissions polluantes. Berkhout et Howes (**Berkhout, 1997**) rapportent qu'elle a été appliquée uniquement pour comparer des procédés très différents (filères permettant de comparer les biocarburants par exemple).

Une étude de l'extension de la méthode du pincement vers les facteurs exergétiques en vue de la détermination de l'impact environnemental du procédé a été proposée par Staine et

Favrat (**Staine, 1997**). Cette méthode propose l'étude des pertes exergetiques dues à l'échange de chaleur entre les différents flux du procédé, incluant les pertes exergetiques ayant lieu lors du cycle de vie des différents échangeurs comme durant leurs fabrications.

Aussi, des disciplines proches de l'analyse exergetique ont été développées comme le concept d'énergie (**Odum, 1995**) ou le concept d'exergo-économie afin de prendre en compte l'aspect monétaire dans les calculs d'exergie (**El Sayed, 2002**). Ces méthodes encore peu diffusées et pour lesquelles les données sont rares ne sont pas étudiées plus en détail.

En revanche, l'optimisation mathématique constitue un outil indispensable pour venir résoudre des problèmes d'intégration énergétique. La dernière partie de ce chapitre y est consacrée.

3. Optimisation mathématique

Qu'il s'agisse de concevoir une pale d'éolienne afin de réduire les frottements de l'air ou de réduire la consommation énergétique d'un site industriel sous contraintes économiques, l'optimisation est omniprésente. Elle possède néanmoins un formalisme mathématique précis. Dans un premier temps, nous allons définir les notions propres à l'optimisation mathématique, puis nous présenterons différentes méthodes d'optimisation à l'aide d'exemples. Pour plus de précisions, se référer à l'ouvrage de Yang (**Yang, 2010**).

3.1. Formulation d'un problème d'optimisation

Un problème d'optimisation s'exprime mathématiquement comme suit :

$$\min_{\vec{x} \in \mathfrak{R}^n} f_i(\vec{x}) \text{ pour } i \in \llbracket 1, m \rrbracket$$

$$\text{Vérifiant } \begin{cases} \varphi_j(\vec{x}) = 0 \text{ pour } j \in \llbracket 1, J \rrbracket \\ \phi_k(\vec{x}) \leq 0 \text{ pour } k \in \llbracket 1, K \rrbracket \end{cases}$$

Avec :

$\vec{x} = (x_1, x_2, \dots, x_n)^T$	Le vecteur d'optimisation
$f_i(\vec{x}), i \in \llbracket 1, M \rrbracket$	L'ensemble des fonctions objectifs
$\varphi_j(\vec{x}), j \in \llbracket 1, J \rrbracket$	L'ensemble des contraintes d'égalités
$\phi_k(\vec{x}), k \in \llbracket 1, K \rrbracket$	L'ensemble des contraintes d'inégalités
\mathfrak{R}^n	L'espace de recherche

Les composantes du vecteur d'optimisation sont les variables de décision. Il peut s'agir par exemple du nombre d'échangeurs à installer, de la température de sortie de la chaudière, de la température au niveau de l'évaporateur d'une PAC

Les fonctions objectifs sont les valeurs que l'on cherche à minimiser, par exemple la fonction coût, la fonction consommation énergétique, ...

Les contraintes d'égalités représentent les contraintes du système étudié. Ceci englobe les lois de comportement des utilités (la relation entre puissance, température et rendement), les équations de dimensionnement des échangeurs de chaleur, ...

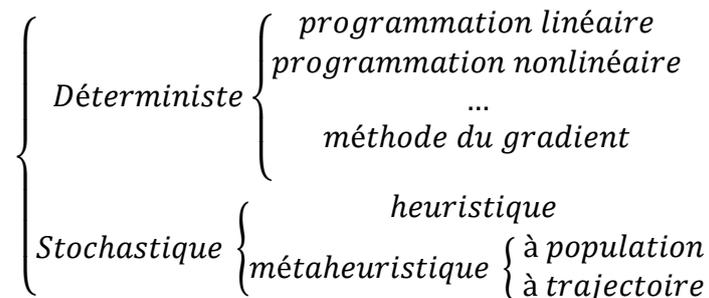
Les contraintes d'inégalité fixent des minimums et/ou des maximums. Par exemple, il ne faut pas installer plus d'une utilité froide, la température de sortie des fumées doit être comprise entre T_1 et T_2 , ...

La première étape d'un problème d'optimisation consiste à mettre en équation le système étudié sous la forme décrite précédemment. La seconde étape est une phase de réflexion qui consiste à caractériser le problème afin d'y associer l'algorithme adéquat. Voici un exemple de questions permettant de caractériser un problème d'optimisation :

- Les variables sont-elles continues ? Discrètes ? Des deux types ?
- Les fonctions objectifs sont-elles convexes ($f''(x) > 0$) ?
- Le problème est-il mono ou multi-objectif ?
- Les fonctions sont-elles linéaires ? Quadratiques ?

Toutes les méthodes de résolution par programmation ne sont pas équivalentes. Elles ont chacune leur domaine d'application, leurs atouts et leurs handicaps. Ce n'est qu'une fois le problème identifié mathématiquement que l'on peut définir la meilleure stratégie à adopter.

On utilise alors une classification des algorithmes comme arbre de décision afin de décider du type de programmation le plus adapté.



Classification des algorithmes

Dans le cadre de ce travail, le choix du séquençage du problème global ainsi que le choix des algorithmes adaptés à chaque séquence sera au cœur de la méthodologie.

3.2. Programmation linéaire et non linéaire

La programmation linéaire, avec ou sans contraintes, utilise une écriture matricielle. On la trouve dans la littérature sous les acronymes LP et MILP pour *Linear Programming* et *Mixed-Integer Linear Programming*, le second cas signifie que les variables de conception peuvent être discrètes ou continues et on parle alors de programmation combinatoire. De très nombreuses méthodes existent pour résoudre mathématiquement de tels problèmes : Pivot de Gauss, Décomposition LU ou QR, méthode du simplexe ...

Les méthodes matricielles sont particulièrement adaptées aux problèmes linéaires et sont facilement programmables. En dehors de ce champ d'application, il faut recourir à d'autres méthodes.

Méthode des multiplicateurs de Lagrange

S'il est possible de tomber sur des problèmes linéaires, la grande majorité des problèmes réels ne peuvent pas être modélisés de cette façon. On les trouve dans la littérature sous les dénominations NLP et MINLP, pour *Mixed-Integer Non Linear Programming*.

Dans le cas des échanges de chaleur entre fluides, la variation d'enthalpie d'un fluide est directement proportionnelle à sa variation de température : $\Delta H = c_p(T)\Delta T$. Si la capacité calorifique du matériau ou du fluide dépend de la température, la relation est non-linéaire (Figure I - 19) et par suite, tout le problème le devient.

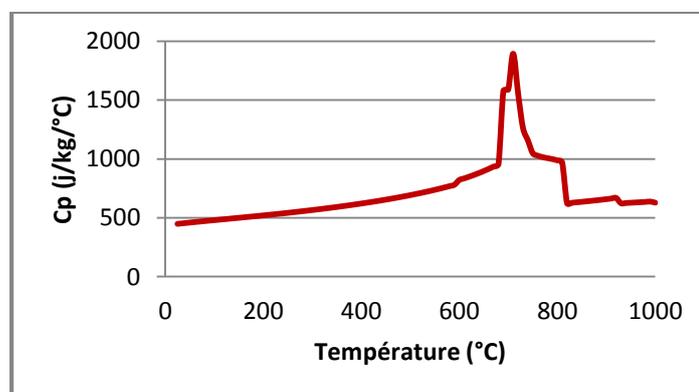


Figure I - 19 : Évolution de la capacité calorifique d'un acier en fonction de la température

Dans le cas d'un problème non-linéaire, il y a une alternative : le résoudre directement ou le simplifier pour le rendre linéaire. On aborde un exemple de résolution avec la méthode des multiplicateurs de Lagrange.

Soit le problème d'optimisation suivant :

$$\min_{(x,y) \in \mathbb{R}^2} f(x,y) = x^2 - 10 + (y - 2)^2$$

$$\text{Vérifiant } \varphi_1(x,y) = x + 2y - 5 = 0$$

La méthode des multiplicateurs de Lagrange consiste à choisir un paramètre λ_1 et à définir une fonction secondaire L dépendant des variables de décision ET de ce paramètre. Un nouveau problème d'optimisation est alors défini à partir de la fonction L :

$$L(x,y,\lambda_1) = f(x,y) + \lambda_1 \varphi_1(x,y)$$

$$= x^2 - 10 + (y - 2)^2 + \lambda_1(x + 2y - 5)$$

Ensuite, on supprime les fonctions contraintes en les intégrant à la fonction objectif afin d'appliquer la méthode du gradient. Il faut alors annuler les dérivées partielles de la fonction L, ce qui donne ici un système de 3 équations. La résolution de ce système donne la solution :

$$(x,y,\lambda_1) = \left(\frac{1}{5}, \frac{12}{5}, \frac{2}{5} \right)$$

L'image de cette solution est : $f\left(\frac{1}{5}, \frac{12}{5}\right) = \frac{49}{5} = 9,8$. Ainsi, le couple $\left(\frac{1}{5}, \frac{12}{5}\right)$ est solution de ce problème d'optimisation et 9,8 le minimum global.

Il existe une version généralisée de cette méthode appelée Conditions de Karush-Kuhn-Tucker (KKT) qui permet de traiter des problèmes d'optimisation non-linéaires avec des fonctions contraintes d'inégalités.

3.3. Méthodes heuristiques et métaheuristiques

Les méthodes heuristiques sont des méthodes empiriques construites par approches successives selon un schéma essais – erreurs. Elles ne garantissent pas l'obtention d'un résultat en un nombre fini d'itérations, ni l'obtention d'un optimum global, ce qui constitue deux handicaps majeurs. L'exemple du voyageur de commerce, qui doit parcourir n villes en parcourant une distance minimale, est un classique. Tester toutes les solutions est très cher : pour 50 villes, le nombre de chemins possibles est $50!/2$ soit $3 * 10^{64}$ possibilités. Des méthodes heuristiques consistent à réduire ce nombre en gardant en mémoire le meilleur trajet trouvé, en se déplaçant uniquement vers le plus proche voisin...

Une méthode heuristique peut apporter une solution acceptable en un laps de temps fini, mais rien ne garantit qu'il s'agisse d'un optimum global. Les méthodes métaheuristiques combinent plusieurs concepts inspirés de processus naturels pour orienter de façon efficace la recherche de solutions. Dans sa théorie de l'évolution, Charles Darwin parlait de Sélection Naturelle. L'économiste Herbert Spencer l'a reprise en 1864 avec l'expression « Survival of the fittest », « la survie du plus apte ». Selon cette théorie, chaque espèce subit des évolutions comportementales ou génétiques (mutations). Si cette évolution apporte un avantage en termes de survie ou de reproduction, sa fréquence va s'accroître au fil des générations par transmission aux descendants.

Il est important de noter que ces mutations sont aléatoires, tandis que le processus de sélection repose sur une supériorité temporaire vis-à-vis des autres membres de l'espèce. Holland (**Holland, 1992**) a créé un algorithme basé sur le principe de la mutation appelé algorithme génétique. De façon générale, les algorithmes métaheuristiques sont basés sur deux facteurs : la recherche locale et l'exploration.

Il existe de très nombreux algorithmes métaheuristiques, regroupés par famille. On peut citer les algorithmes génétiques, le recuit simulé, les algorithmes à colonie de fourmis, à essaim de particules, la recherche avec tabous ... Étant non déterministes, ces algorithmes ne garantissent pas l'obtention de la solution optimale mais sont plus performants que les méthodes déterministes quand la formulation du problème est complexe.

Nous allons en expliciter deux : le recuit simulé (Simulated Annealing ou SA), représentant les algorithmes à parcours, et l'algorithme à essaim de particules (Particles Swarm Optimisation ou PSO) de la famille des algorithmes à population.

Le recuit Simulé

Le recuit simulé est basé sur un procédé de métallurgie qui consiste à contrôler le refroidissement d'une pièce afin de faire cristalliser les atomes dans un état de moindre énergie, réduisant ainsi les défauts dans la structure. C'est l'opposé d'une trempe thermique.

En 1983, Kirkpatrick, Gelatt et Vecchi (**Kirkpatrick, Gelatt and Vecchi, 1983**) ont utilisé ce concept pour des problèmes d'optimisation. Contrairement aux méthodes déterministes, le recuit simulé peut éviter d'être piégé dans un minimum local. Il a même été prouvé que, sous certaines conditions, le maximum global est atteint.

La méthode du recuit simulé est une méthode de recherche aléatoire selon la théorie des chaînes de Markov. On définit la fonction objectif $f(\mathbf{x})$ assimilée à une énergie, un intervalle de température $[T_0, T_f]$, une loi de décroissance de cette température : $T_{n+1} = \alpha T_n$, $\alpha \in [0,1[$ et un nombre d'essais M . À chaque instant, la meilleure solution est stockée sous la forme \mathbf{x}_* et $f_* = f(\mathbf{x}_*)$. Au premier pas, l'algorithme évalue $f(\mathbf{x}_0)$ puis se déplace aléatoirement dans l'espace des solutions, évalue $f(\mathbf{x}_1)$ et $\Delta f = f(\mathbf{x}_1) - f(\mathbf{x}_0)$. A ce moment là, 2 possibilités se présentent :

- $\Delta f < 0$: \mathbf{x}_* et f_* sont mis à jour
- $\Delta f > 0$: on définit une probabilité $p = e^{\frac{-\Delta f}{T}}$ et un nombre r pris aléatoirement entre 0 et 1. L'algorithme a ici la possibilité d'échapper à un minimum local :
 - o Si $p > r$, \mathbf{x}_* et f_* sont mis à jour
 - o Si $p < r$, la nouvelle solution est refusée

On réalise alors un nouvel essai en suivant la même procédure. Après M essais, la température décroît d'un cran en suivant la loi de décroissance programmée. Le recuit simulé s'arrête quand $T = T_1$. La décroissance de T réduit la probabilité de sortir d'un minimum local.

Considérons la fonction objectif *egg crate*, représentée Figure I - 20. Elle est multimodale et fortement non linéaire. De plus, elle présente de nombreux minimums locaux mais un unique minimum global de 0 en $[0,0]$.

$$f(x, y) = x^2 + y^2 + 25[\sin^2(x) + \sin^2(y)]$$

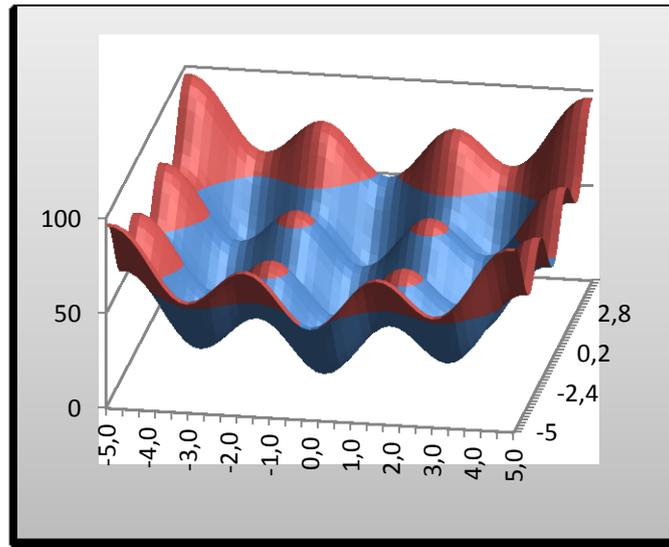


Figure I - 20 : Fonction "Egg Cracker" à optimums locaux multiples

Les méthodes du gradient, du simplex ou des multiplicateurs de Lagrange sont ici inadaptées et ne permettraient pas d'obtenir de solutions. Le recuit simulé a été appliqué à cette fonction objectif par Yang (Yang, 2010). Les résultats sont présentés sur la Figure I - 21. Chaque point correspond à un résultat et on peut observer la convergence des points vers le minimum absolu. On constate aussi que certains minimums locaux sont atteints mais qu'il est possible d'en sortir.

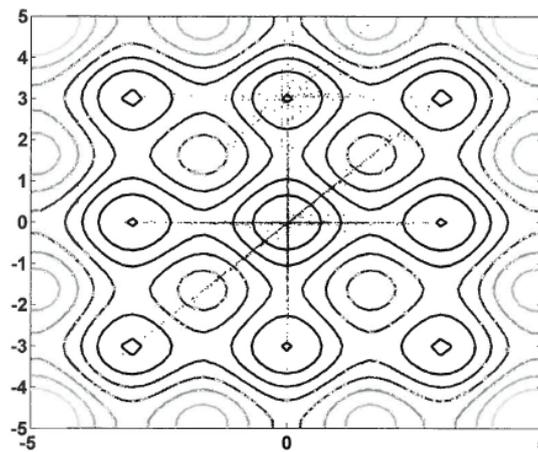


Figure I - 21 : Trajectoires des solutions au cours des itérations successives (Yang, 2007)

Étant l'un des premiers algorithmes métaheuristiques, beaucoup d'études ont été menées sur le recuit simulé depuis 1983. Le choix des différents paramètres détermine la performance de l'algorithme. En choisissant une loi de refroidissement très lente et en autorisant des déplacements aléatoires importants, il convergera vers la solution optimale.

L'algorithme d'Optimisation à Essaim de Particules

Développé par Eberhart (**Eberhart, 2001**), cet algorithme est basé sur le comportement des nuées tel les bancs de sardines. Il fait partie des algorithmes évolutionnaires au détail près qu'il n'utilise pas de procédés de mutations.

La fonction objectif est évaluée en un nombre de points p défini par l'utilisateur. Ces points sont appelés particules et constituent la « population ». A chaque point i correspond un vecteur de variables de décision \mathbf{x}_i , une valeur de la fonction objectif $f(\mathbf{x}_i)$ et une position optimale propre \mathbf{x}_i^* définie comme le vecteur de variables de décision pour lequel on obtient le meilleur $f(\mathbf{x}_i)$. De plus, on définit à chaque itération une position optimale globale \mathbf{g}^* qui est la meilleure position optimale propre de l'ensemble des particules :

$$\mathbf{g}^* = \{\mathbf{x}_i^* | \forall j \in \llbracket 1, p \rrbracket, f(\mathbf{x}_i^*) \leq f(\mathbf{x}_j^*)\}$$

Les itérations sont communément appelées « générations ». Une fois $f(\mathbf{x})$ connue et la population et le nombre de génération définis, l'algorithme est initialisé de la façon suivante :

- La fonction objectif est évaluée pour chaque particule \mathbf{x}_i .
- La position optimale \mathbf{x}_i^* de chaque particule est initialisé à \mathbf{x}_i .
- La position optimale globale est initialisée à $\mathbf{g}^* = \{\mathbf{x}_i^* | \forall j \in \llbracket 1, p \rrbracket, f(\mathbf{x}_i^*) \leq f(\mathbf{x}_j^*)\}$

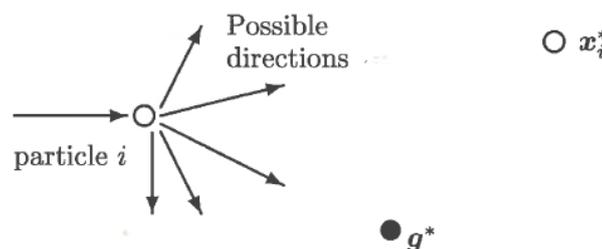


Figure I - 22 : Composantes de la trajectoire d'une particule (Yang, 2007)

Chaque particule va alors se déplacer suivant une trajectoire particulière. Elle subira l'attraction de sa position optimale propre (\mathbf{x}_i^*) et de la position optimale globale (\mathbf{g}^*) et aura une composante aléatoire. Ainsi, la position de la particule i à la génération $t + 1$ sera :

$$\mathbf{x}_i^{t+1} = \mathbf{x}_i^t + \mathbf{v}_i^{t+1}$$

Où \mathbf{v}_i^{t+1} représente le changement de trajectoire de la particule selon l'équation :

$$\mathbf{v}_i^{t+1} = \mathbf{v}_i^t + \epsilon_1 * [\mathbf{g}^* - \mathbf{x}_i^t] + \epsilon_2 * [\mathbf{x}_i^* - \mathbf{x}_i^t]$$

ϵ_1 et ϵ_2 sont des vecteurs dont les composantes sont prises aléatoirement entre 0 et 1.

Chaque particule voit sa position optimum propre mise à jour si la valeur de la fonction objectif est inférieure à la valeur atteinte par la position optimum propre. De la même façon, la position optimale globale est mise à jour si nécessaire. On itère l'algorithme jusqu'à atteindre le nombre de générations fixé.

L'algorithme a été testé par Yang (**Yang, 2010**) sur la fonction 2D de Michalewicz (Figure I - 23) :

$$f(x, y) = - \left\{ \sin(x) \left[\sin\left(\frac{x^2}{\pi}\right) \right]^{20} + \sin(y) \left[\sin\left(\frac{2y^2}{\pi}\right) \right]^{20} \right\}$$

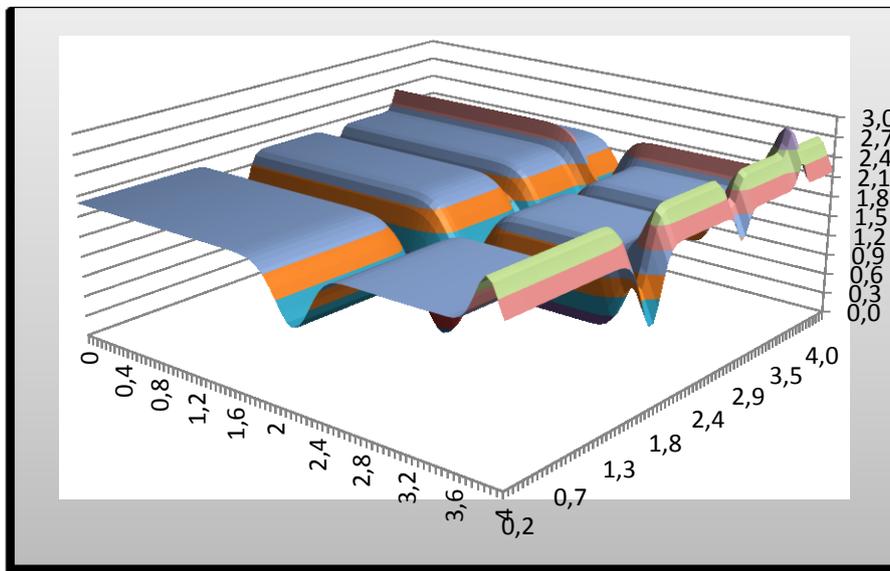


Figure I - 23 : Fonction de Michalewicz 2D pour m=20

L'algorithme est paramétré avec une population de 20 particules et 10 générations, la fonction objectif a donc été évalué 200 fois. Les résultats sont présentés sur les courbes de niveaux de la Figure I - 24.

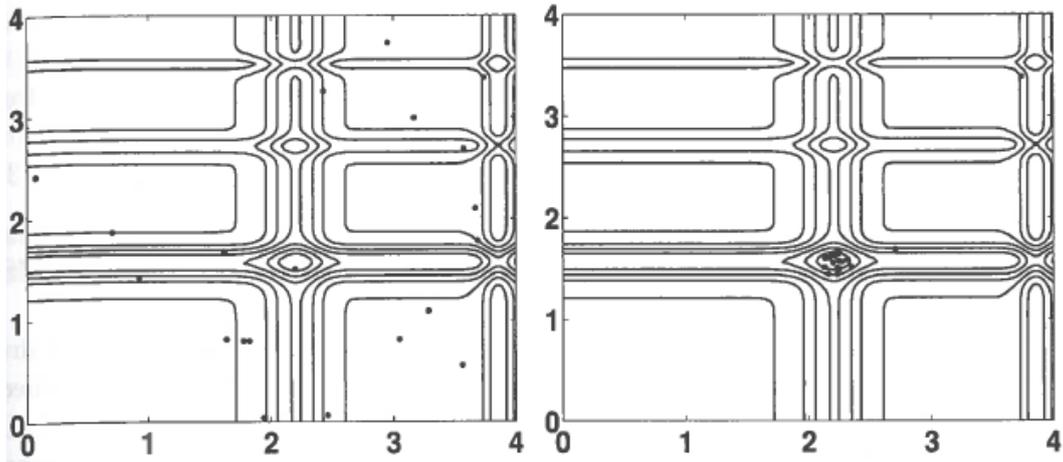


Figure I - 24 : Positions initiales et finales des particules (Yang, 2007)

On voit que l'ensemble des particules finit par converger dans une zone contenant l'optimum global. Il est possible d'améliorer la fin de la résolution en utilisant une fonction d'inertie ou/et en réduisant la part d'aléatoire lors de l'attraction de la particule vers son optimum propre et l'optimum global.

Ainsi, tant que les problèmes sont linéaires, des méthodes simples peuvent être appliquées. La complexification d'un problème, par l'introduction de variables non-continues ou de non-linéarité oblige à faire appel à des méthodes plus complexes. Alors que la plupart des méthodes de LP à MINLP font appel à des calculs et aux propriétés mathématiques des fonctions (continuité, dérivabilité, convexité...), la force des méthodes métaheuristiques réside dans le fait qu'elles nécessitent uniquement l'évaluation de la fonction objectif.

Conclusion

L'objectif pour tout industriel de réduire ses consommations énergétiques l'oblige à concevoir un réseau d'échange de chaleur complexe pour utiliser au mieux l'énergie. Ce chapitre permet de découvrir tout d'abord la méthode du pincement, qui est à la base de toute analyse énergétique et qui constitue le fondement de l'intégration thermique, puis la construction du réseau d'échangeurs qui est au cœur de ce travail de thèse.

Le concept d'exergie est présenté comme un moyen d'optimisation individuelle d'utilité ou de procédé, c'est un concept avancé mesurant la qualité de l'énergie disponible. Par ailleurs, afin de répondre à des contraintes environnementales, l'Analyse de Cycle de Vie est abordée, la prise en compte des émissions de CO₂ comme fonction objectif pourrait être envisagée comme deuxième critère à côté de la consommation d'énergie.

L'optimisation du réseau d'échangeurs doit se faire sous de nombreuses contraintes et le problème mathématique qui en résulte est complexe. La découverte des différentes méthodes d'optimisation permet de mieux appréhender le problème et d'envisager des étapes de résolution. L'optimisation du réseau d'échangeurs sera réalisée par étapes utilisant chacune un algorithme propre aux critères qui devront y être optimisés.

Cet état de l'art est en effet le préliminaire à la méthodologie qui permettra ensuite de définir les objectifs des travaux méthodologiques réalisés dans cette thèse. Non exhaustive, elle balaie néanmoins les méthodes d'analyse et d'optimisation les plus répandues.

Ainsi, la construction d'un réseau d'échangeur est une étape nécessaire dans toute étude d'amélioration d'un procédé industriel. La méthode manuelle originelle de Linnhoff présentée dans ce chapitre n'est pas pratique pour la dimension réelle des procédés. Pour cela, le chapitre 2 de la thèse est consacré dans une première partie à l'approfondissement de l'état de l'art des méthodes avancées pour la conception du réseau d'échangeur. Une méthode est ensuite sélectionnée, complétée et implémentée. Dans le chapitre 3, l'analyse exergetique est intégrée à l'étude des courbes composites pour aider à la sélection des meilleures utilités thermodynamiques (PAC, ORC, cogénération...).

Chapitre II : Conception d'un réseau d'échangeurs de chaleur sous contraintes multiples

La conception du réseau d'échangeurs de chaleur (ou Heat Exchangers Network, HEN) consiste à apparier les flux afin de réaliser l'objectif de récupération directe entre les flux chauds et les flux froids. Les étapes précédentes, présentées dans le chapitre I, les analyses sur les courbes composites et sur la grande courbe composite, sont réalisées en supposant que l'objectif d'énergie minimale requise (Minimal Energy Requirement, MER) est atteint. Cette étape vérifie la faisabilité économique à partir de fonctions de coûts d'échangeurs ou pratique en tenant compte de contraintes de compatibilité. Les options de construction sont multiples : possibilité de mettre plusieurs échangeurs par flux, de scinder un flux en plusieurs parties, de réaliser deux HEN distincts en créant deux sous-systèmes séparés par le pincement, de minimiser le nombre d'échangeurs, la surface totale d'échanges, le coût...

La construction du HEN est un problème d'optimisation combinatoire, non linéaire mais qui pourrait être linéarisé, sous contraintes multiples, et éventuellement multi-objectif. Les méthodes de construction sont nombreuses dans la littérature. De manuelles, telle la méthode de Linnhoff introduite dans le chapitre I, elles ont rapidement évolué vers des méthodes numériques. Si l'accroissement rapide des puissances de calcul a permis de détailler davantage les méthodes et d'implanter sans cesse de nouvelles possibilités, la complexité des algorithmes croît plus rapidement que la puissance de calcul des ordinateurs (hors supercalculateurs). Plus de 20 ans après le développement de la méthode du pincement et malgré l'avènement des supercalculateurs, Furman et Sahinidis énoncent la phrase suivante :

"Through a computational complexity analysis, we have proven that even simple special cases of HENS are NP-hard in the strong sense. This implies that the existence of a computationally efficient exact solution algorithm is highly unlikely to exist for this problem."

Ainsi, l'algorithme absolu est une utopie. Comme dans toute modélisation, des hypothèses simplificatrices doivent être prises, et les résultats doivent être interprétés à la lumière de ces hypothèses. Ceci explique pourquoi autant de méthodes et d'algorithmes de construction du réseau d'échangeurs ont été développés, et continuent de l'être. Des gains peuvent être apportés en terme de précision, de rapidité de calcul ou par l'ajout de fonctionnalités supplémentaires.

Cette partie explique le choix de l'algorithme utilisé en présentant les différentes approches de construction des réseaux d'échangeur de chaleur. Toutes ces approches ont été testées sur des cas similaires, dits cas de référence. Il s'agit de problèmes simples et bien définis, comportant un nombre de flux limités et présentant des caractéristiques permettant de tester l'efficacité et la robustesse des algorithmes. Une sélection de cas d'étude de références sera présentée dans la seconde partie.

Une fois implémenté dans le logiciel, des améliorations sont apportées à l'algorithme avant de le tester sur un cas industriel réel. L'analyse des résultats obtenus servira à établir une feuille de route pour des développements ultérieurs.

1. Choix d'un algorithme existant

Dès 1983, Linnhoff propose une méthodologie manuelle de construction des réseaux d'échangeurs de chaleur (Linnhoff, 1983). Après avoir expliqué le pincement, il détaille le positionnement des utilités, énonce les "3 règles d'or" et explicite des conditions sur les débits calorifiques massiques pour assurer la viabilité des échanges au niveau du pincement. Celui-ci séparant un problème en deux zones indépendantes, il recommande de construire deux réseaux d'échangeurs indépendants, en commençant chacun d'eux par le pincement, zone la plus contrainte. Or, l'assemblage de ces deux réseaux peut occasionner des boucles énergétiques, redondances d'échangeurs dans un ensemble de flux.

Sur la figure II - 1, un réseau d'échangeurs est construit entre 4 flux procédés, une utilité chaude et une utilité froide. Une boucle est formée par les échangeurs 2 et 4, qui transfèrent de la chaleur du flux H2 au flux C1. Il est possible de réduire le nombre d'échangeurs pour casser ces boucles moyennant une pénalité énergétique.

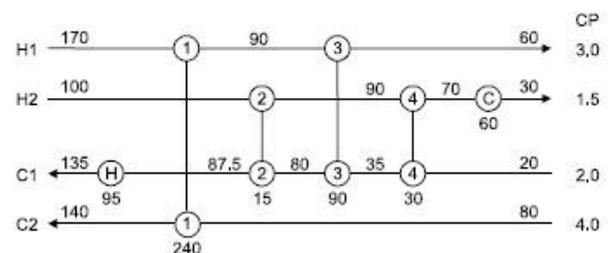


Figure II - 1 : Boucle énergétique sur un réseau d'échangeurs (Linnhoff, 1983)

Compte tenu de la complexité du problème initial, la construction du réseau d'échangeurs de chaleur peut être abordée par une multitude d'approches, chacune possédant des atouts mais aussi des inconvénients voire des restrictions. Nous allons balayer l'ensemble

de ces approches, qu'elles soient simultanées ou séquentielles, par linéarisation ou encore par des méthodes heuristiques/méta heuristiques. Une des hypothèses les plus répandues est l'utilisation exclusive d'échangeurs à contre-courant (plaques ou tubes) qui apparaît déjà très restrictive au regard des problématiques industrielles.

1.1. L'approche simultanée

L'approche simultanée est une approche de type « force brute » : le problème est traité dans son ensemble en explorant toutes les possibilités sans logique de recherche. La figure II - 2 (Sorsak, 2002), présente un cas simple avec 2 flux froids, 2 flux chauds, les utilités chaudes et froides éventuelles, respectivement notées HU et CU, et tous les échanges possibles. Cette représentation est appelée superstructure. La séparation verticale entre Stage 1 et Stage 2 symbolise le pincement, les flux pouvant échanger avant et/ou après celui-ci.

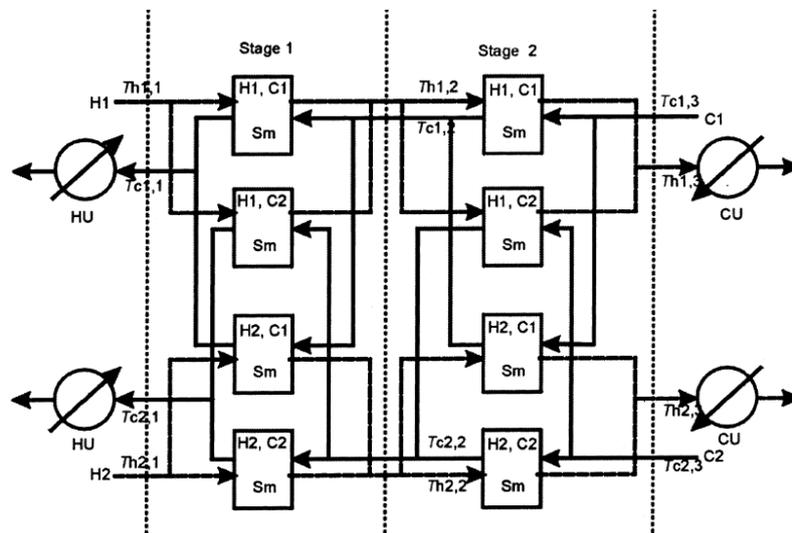


Figure II - 2 : Exemple de superstructure à 4 flux / 2 utilités (Sorsak, 2002)

Le fait de considérer toutes les possibilités accroît la complexité de la superstructure avec le nombre de flux de façon exponentielle, et le temps de calcul croît lui aussi exponentiellement. L'obtention d'un résultat optimal est donc conditionnée par un temps de calcul très long et difficilement estimable. Certaines séquences d'échanges sont aussi impossibles avec ce type de schéma. Par exemple, H1 peut échanger exclusivement avec C1 ou C2 au dessus du pincement, mais pas successivement avec l'un et l'autre.

En 1990, une méthode simultanée combinatoire et non-linéaire (Mixed Integer Non Linear Programming, MINLP) permettait déjà de concevoir des réseaux d'échangeurs en

prenant en compte les "splits"¹ de flux, i.e. scinder ces flux en plusieurs parties, sur une superstructure (Yee, 1990). Cette modélisation sous forme de superstructure se passe de discrétisation en température ou en puissance enthalpique. Une représentation graphique différente de celle de Linnhoff est utilisée, les flux chaud étant tracés horizontalement et les flux froids verticalement (Figure II - 3. La notion de pincement est secondaire sur ce type de modélisation. Toutefois, si la méthode est globale, elle s'applique difficilement sur des procédés à nombre de flux importants.

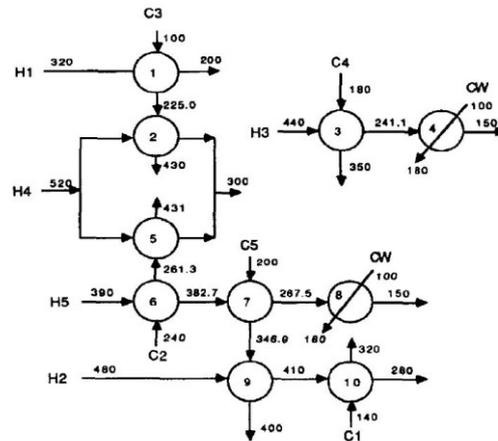


Figure II - 3 : Représentation graphique du réseau d'échangeurs du cas 10SP1 (Yee, 1990)

¹ un split désigne la séparation, la division d'un flux en plusieurs branches pour permettre des échanges simultanés avec d'autres flux. Ces branches sont ensuite regroupées à l'aide d'un mélangeur.

La superstructure de Yee a été reprise pour un cas à 3 flux chauds et 2 flux froids (**Zamora, 1996**). Une recherche par séparation, évaluation et perfectionnement est utilisée sur le problème MINLP pour le rendre convexe. Elle vise à calculer une limite inférieure pour le coût total minimum du réseau d'échangeurs. La méthode des blocs (**Zhu, 1995**) consiste à séparer le problème non pas au niveau du pincement, mais en plusieurs blocs pour lesquels les températures aux frontières ne sont pas identiques. Cela permet d'individualiser les coefficients de transferts surfaciques des flux.

Une approche dite par "randomisation" a été développée pour créer de nouvelles molécules en chimie de façon aléatoire. Elle a été utilisée dans la construction de HEN cohérents, à défaut d'être optimaux (**Chakraborty, 1999**). Chaque flux possède un nombre maximal d'échanges possibles. Les flux chauds, procédés ou utilitaires, sont connectés de façon aléatoire à des flux froids. Une fois la topologie du réseau obtenue, la puissance thermique transférée dans chaque échangeur est elle aussi déterminée aléatoirement. Un grand nombre de réseaux est ainsi généré, de l'ordre de 50 000 pour des cas comportant 6 à 10 flux procédés, avec un maximum de 4 échangeurs par flux. Seuls les meilleurs résultats sont conservés. Si cette approche est rapide et efficace, il n'est pas possible de diviser les flux sans engendrer des temps de calcul supplémentaires très importants. Plus tard, la possibilité d'une unique division de flux est ajoutée à la méthode (**Pariyani, 2006**). Testée sur les cas 4SP1, 5SP1 et 10SP1, les solutions sont équivalentes aux références en la matière, mais le "split" de flux multiplie le temps de calcul par 100.

1.2. L'approche séquentielle

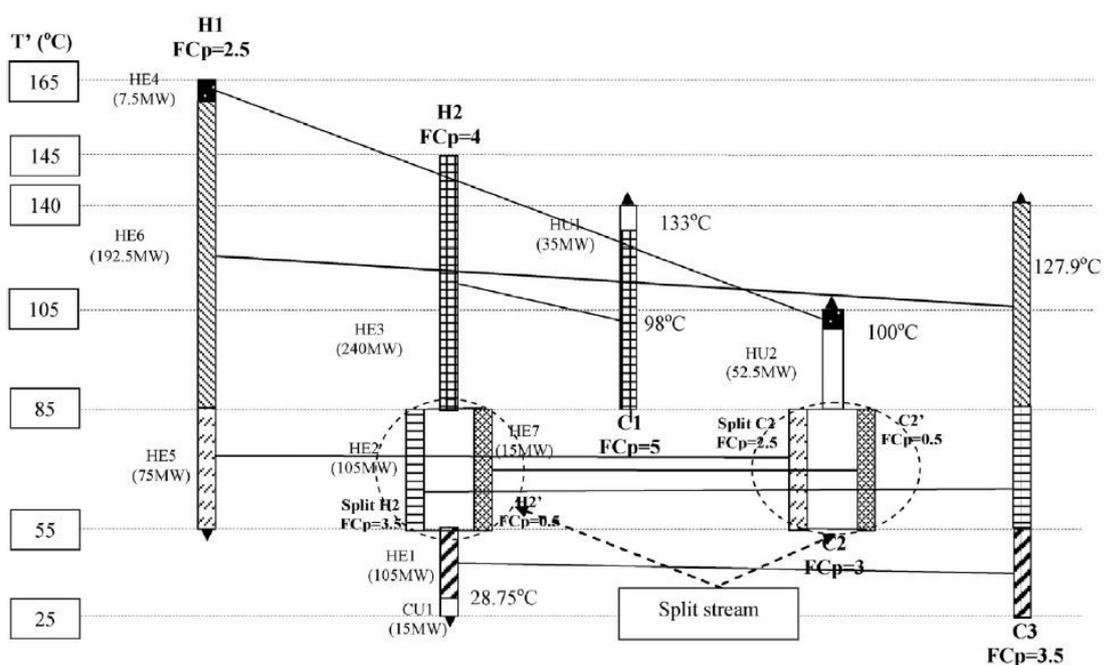
L'approche séquentielle découpe le problème initial en plusieurs sous-problèmes, plus simples. Selon Linnhoff, ils se résolvent successivement avec différents objectifs classés de façon arbitraire : le coût des utilités, puis le nombre d'échangeurs et enfin le coût d'investissement du réseau d'échangeurs. La vitesse de résolution du problème est accrue.

En constatant que le problème est combinatoire, Grossmann (**Grossmann, 1978**) va diviser la conception du réseau en deux algorithmes : une formulation linéaire de type MILP (Mixed Integer Linear Programming) pour minimiser le coût total tout en maximisant la récupération de chaleur et une formulation non linéaire de type NLP (Non Linear Programming) pour le calcul des variables continues comme les surfaces des échangeurs. La première étape permet de diminuer le nombre de variables pour l'algorithme non-linéaire, ce qui réduit le temps de calcul. De plus, des méthodes classiques comme la méthode du gradient

peuvent être utilisées lorsque toutes les variables sont continues. Les tests sont effectués sur les cas 4SP1, 7SP1, 12SP1 et 14SP1.

Une variante (**Ciric, 1991**) consiste à définir la distribution de la charge thermique dans une première étape puis à synthétiser le réseau d'échangeurs à partir de cette distribution. L'objectif est aussi de séparer l'optimisation combinatoire linéaire de l'optimisation non linéaire des variables continues, pour un gain de temps et d'efficacité. Le problème MINLP est résolu par la décomposition généralisée de Bender. Une méthode plus détaillée consiste en l'enchaînement de deux algorithmes MINLP (**Ravagnani, 2007**). Le premier définit la structure du réseau, avec possibilité de "split", tandis que le second est en charge de la conception rigoureuse des équipements en respectant les standards TEMA (calcul des diamètres intérieur et extérieur des tubes, pertes de charge, nombre et arrangement des tubes, position des chicanes...). La fonction objectif prend en compte la surface des échangeurs, mais aussi l'énergie et le coût du pompage des fluides. Les résultats sont plus réalistes que ceux de la littérature, car plus précis.

Une dernière méthode utilisant l'approche séquentielle est la méthode SePTA (Segregated Problem Table Algorithm) (**Wan Alwi, 2013**). Utilisant la cascade énergétique, elle consiste en un recensement des flux par intervalle de température, une détermination du ou des points de pincement et un dimensionnement des utilités avant de déterminer l'appariement des flux. Si le "split" de flux est pris en compte, le réseau construit à partir de la cascade énergétique individualisée pour chaque flux est difficile à réaliser (Figure II - 4). La méthode est pour l'instant manuelle et limitée à un nombre de flux très restreint.



La principale limitation de l'approche séquentielle réside dans le fait que l'optimisation successive de plusieurs sous-ensembles ne garantit pas que la solution obtenue soit l'optimum absolu. De plus, il est difficile de mesurer l'erreur relative entre les solutions obtenues et l'optimum absolu, ce dernier n'étant pas connu avec précision pour des cas complexes.

1.3. L'approche par linéarisation

L'approche par linéarisation consiste à rendre la fonction objectif du problème d'optimisation linéaire par rapport à chacune de ses variables. Par exemple, si le prix du mètre carré d'échangeur décroît avec l'augmentation de la surface, on peut en première approximation, et éventuellement sur un intervalle de validité, considérer le prix d'un échangeur proportionnel à la surface. Barbaro (**Barbaro, 2005**) a discrétisé les flux en température, de façon à approximer linéairement les relations entre les variables. Le problème reste global et peut être résolu par une méthode d'optimisation linéaire et combinatoire (MILP) garantissant le résultat optimal (sous les hypothèses de linéarisation).

Dès 1983, une nouvelle formulation de type MILP vise à minimiser le coût des utilités en prenant en compte des restrictions sur les échanges et des "splits" de flux (**Papoulias, 1983**). L'utilisation de la méthode de la cascade énergétique (en anglais : Transshipment model) et l'attribution de priorité d'échanges entre paires de flux en sont deux particularités notables. Les priorités d'échange traduisent des conditions de pilotage ou de sécurité. Testé sur les cas 4SP1, 7SP4 et 10SP1, cet algorithme est robuste mais peine à converger lorsque plusieurs solutions ayant le nombre minimal d'échangeurs sont possibles.

Une approche comprenant 3 algorithmes linéaires de type MILP a été identifiée (**Petterson, 2005**). Le premier algorithme construit un réseau d'échangeurs en se basant uniquement sur le coût des utilités et des échangeurs de chaleur, sans intégrer un coût fixe d'installation des échangeurs. Dans un premier temps, la présence d'un échangeur est restreinte non pas par son coût, mais d'abord par son potentiel d'échange de chaleur. Le réseau ainsi obtenu comporte beaucoup d'échangeurs, parfois de petite taille, et de très nombreux "splits". Dans un second temps, on ajoute des variables binaires en nombre limité, sur les plus petits échangeurs, afin de les exclure du champ des possibles si leur intérêt est faible. Cette

étape est répétée plusieurs fois jusqu'à ce qu'aucun échangeur ne soit exclu. La dernière étape consiste à identifier des sous-ensembles indépendants, afin d'utiliser l'approche simultanée (Yee, 1990) pour chacun d'eux. Un cas avec 41 flux a été traité avec succès.

D'autres approches linéarisées possèdent une fonctionnalité spécifique : la prise en compte de la variabilité des données des procédés. Une incertitude sur les températures sources des flux procédés (Chen, 2005) en fait des variables de conception au même titre que la présence d'un échangeur entre deux flux ou sa surface. De la même façon, une incertitude sur les débits calorifiques massiques, due à une imprécision de mesure ou à la variation de charge d'un procédé (Jezowski, 2000) peut modifier le réseau d'échangeurs. L'évolution du ou des points de pincement est alors complexe à prévoir. Enfin, ce peut être les températures de sortie des flux (Konukman, 2002). La formulation, de type MILP, est davantage basée sur les contraintes thermodynamiques (bilans énergétiques, seconde loi de la Thermodynamique) que sur les contraintes de conception. La flexibilité du réseau est testée sur un cas de référence (Yee, 1990).

1.4. Les approches méta-heuristiques

Les approches basées sur des méthodes méta-heuristiques constituent la dernière famille. Récentes, elles utilisent le recuit simulé, les algorithmes génétiques ou la recherche avec tabous. L'hybridation de ces méthodes entre elles permet de bénéficier des avantages de chacune d'elles en minimisant les défauts (**Luo, 2009**). Ces méthodes peuvent aussi être couplées de façon séquentielle et faire appel à des algorithmes MILP ou NLP. Elles constituent une évolution et une hybridation des approches présentées précédemment.

Dès 1990, le recuit simulé est utilisé pour la création de réseaux d'échangeurs de chaleur, notamment sur le problème 7SP4 (**Dolan, 1990**). Le réseau est modélisé avec 3 blocs unitaires - échangeur, diviseur et mélangeur - ce qui réduit les temps de calcul du recuit simulé de deux ordres de grandeur. Althier (**Athier, 1997**) utilise le recuit simulé pour générer la structure du réseau d'échangeurs avant d'optimiser les paramètres opératoires (températures, puissances, surfaces) à l'aide d'un algorithme de type SQP (Sequential Quadratic Programming). Testé sur le problème 5SP1 et 14SP1, les coûts totaux obtenus précédemment (**Grossmann, 1978**) sont améliorés de 15%. L'utilisateur est libre d'arbitrer entre vitesse de résolution et précision des solutions.

C'est avec un algorithme génétique que le recuit simulé est hybridé pour prendre en compte les paramètres thermodynamiques et économiques (**Wu, 2006**). Le "split" de flux est possible. Capable de résoudre un cas avec 10 flux chauds et 10 flux froids (+2 utilités), cette formulation est plus efficace que les approches simultanées avec superstructures. La même combinaison est tentée par Chen (**Chen, 2007**), avec cette fois-ci la prise en compte du "split" de flux, mais sans la possibilité de placer plusieurs échangeurs sur une branche d'un flux divisé. Testé sur le cas 10SP1, Chen reconnaît que les résultats ne sont pas meilleurs que ceux de Lin (**Lin, 2004**) qui propose un algorithme par recherche tabou. Peu répandue, cette méthode nécessite de trouver un premier réseau d'échangeurs cohérent, éventuellement à l'aide d'un autre algorithme. On obtient ensuite des solutions dérivées du premier réseau, tout en interdisant au fur et à mesure certaines modifications inefficaces qui sont gardées en mémoire. La meilleure solution dérivée est passée au crible des critères de la recherche par tabou, puis on recherche de nouvelles solutions dérivées jusqu'à atteindre un optimum.

Très répandus grâce à leur efficacité à résoudre des problèmes non déterministes, les algorithmes génétiques ont aussi été couplés à une programmation linéaire résolue par la

méthode du Simplex (**Lewin, 1998a**). L'algorithme génétique structure le réseau d'échangeurs, puis la méthode du Simplex est utilisée pour optimiser la taille des échangeurs et les puissances mises en jeu. Un système de niveaux correspondant au nombre maximum de fois qu'un flux froid peut échanger avec des flux chauds permet de faire varier la précision et la complexité du réseau d'échangeurs. Avec 2 niveaux, une nouvelle structure de réseau est obtenue pour le problème de référence 10SP1. En revanche, des développements supplémentaires ont été nécessaires (**Lewin, 1998b**) pour prendre en compte les "splits" de flux et les interdictions d'échange à l'aide d'un algorithme non linéaire de type NLP. Les tests menés sur les cas de références 5SP1 et 10SP1 ainsi qu'un cas à plus grande échelle de 21 flux ont égalé voire amélioré les résultats antérieurs.

L'algorithme hybride en deux étapes développé par Fieg (**Fieg, 2009**) est représentatif des stratégies plus récentes de création de réseaux d'échangeurs. La première étape consiste à reconnaître d'éventuels sous-systèmes indépendants. Ensuite, l'étape génétique détermine la position des échangeurs et des séparations de flux (appelés chromosomes dans l'algorithme génétique) ainsi que les surfaces et les puissances transférées (appelés gènes) par les échangeurs. Testé sur le cas de référence 10SP1, le découpage en sous-systèmes permet à l'algorithme de s'attaquer à des problèmes à 50 flux. Il fallait 90 minutes sur un PC standard (en 2009) pour effectuer 3700 générations.

Plus complet, un algorithme mêlant génétique, recuit simulé, optimisation locale et d'autres stratégies (**Luo, 2009**) permet aussi de s'attaquer à des problèmes à grande échelle et est adapté aussi bien à la recherche de la structure du réseau qu'à l'optimisation fine des surfaces et des températures. Ainsi, sur un cas à 5 flux chauds et un flux froid, la topologie du réseau est facile à appréhender, mais l'algorithme est performant sur la détermination précise des surfaces et des températures.

Utilisant le même découpage, mais des algorithmes différents, on trouve :

- Un algorithme évolutionnaire pour la topologie et un algorithme de type NLP pour les puissances échangées (**Toffolo, 2009**),
- Un algorithme génétique pour la structure du réseau et un algorithme de type SQP pour les puissances et les surfaces (**Gorji-Bandpy, 2011**), testé sur le cas 10SP1,
- Un algorithme génétique minimise le ΔT_{min} à partir de la cascade énergétique et un autre construit deux réseaux d'échangeurs séparés par le pincement (**Ravagnani, 2005**).

Toujours dans les approches méta-heuristiques, mais avec des hypothèses sur le réseau d'échangeurs plus complexes, on souligne l'approche de type MINLP, résolu par un

algorithme hybride faisant appel à des composantes génétiques et à la technique du recuit simulé (Ma, 2007). Elle vise des réseaux d'échangeurs avec des procédés flexibles dont les températures sources des flux sont incertaines et connues avec une précision de 20%. On note le découpage en plages enthalpiques. Ce type d'études est difficile à réaliser pour cause de modélisations non différentiables et non convexes. On peut citer un travail exploratoire sur les réseaux d'échangeurs dans des procédés non continus représentés en multi-périodes (Ma, 2008), assimilables à des procédés flexibles présentant un nombre d'état limités et connus. Une approche NLP détermine une solution initiale cohérente, qui est suivie d'un algorithme hybride mêlant à nouveau génétique et recuit simulé pour optimiser les surfaces d'échangeurs en considérant chaque période. Les résultats sont encourageants, notamment sur un cas à 18 flux, mais les temps de calcul sont encore dissuasifs.

1.5. Les méthodes de reconception/rénovation

En plus des différentes approches mentionnées ci-dessus, d'autres méthodes ont été développées pour faire face au problème de mise à niveau et d'amélioration de réseaux existants. En effet, dans de nombreux cas, des solutions de récupération d'énergie sont déjà mises en place, mais de façon ponctuelle et donc a priori non nécessairement optimale. La caractérisation du réseau existant et la mise en perspective avec un réseau optimal fournit une estimation des gains potentiels (Asante, 1996). En fonction des modifications à apporter, la surface d'échange va croître de même que la récupération directe de chaleur. On retrouve ici l'aspect d'optimisation du DT_{min} décrit par Linnhoff et repris par Tjoe (Tjoe, 1986) sur la figure II - 5. On se rappelle que toutes les valeurs ne sont pas atteignables, et que seule une surface illimitée d'échangeurs permet d'atteindre l'optimum. Combinant l'analyse thermodynamique et des algorithmes d'optimisation mathématique, cette méthode permet une interaction forte avec l'utilisateur. L'extension de cette méthode (Asante, 1997) consiste en l'identification d'un point de blocage, tel que la création d'un nouveau pincement, et la suppression de ce blocage par une unique modification. Cette séquence est répétée jusqu'à l'optimum. Une seconde extension de ce travail par Smith (Smith, 2010) porte sur les flux dont les propriétés thermiques dépendent de la température.

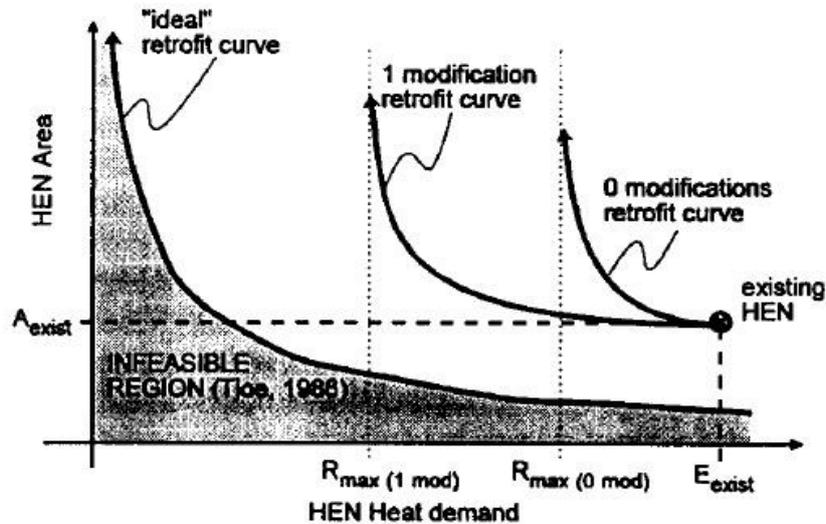


Figure II - 5 : Courbes d'amélioration (Tjoe, Linnhoff, 1986)

Lakshmanan (**Lakshmanan, 1998**) propose une méthode graphique de reconception basé sur le RTD (Retrofit Thermodynamic Diagram). La taille des flux est proportionnelle à la puissance disponible, ce qui facilite la compréhension des échanges. Chaque modification peut se justifier rapidement par la réduction de la surface d'échanges ou un compromis favorable entre économie d'énergie et surface d'échange.

Jezowski a mené de nombreuses recherches sur le retrofit de réseaux d'échangeurs (**Jezowski, 2001, 2003, 2007**). Les boucles énergétiques, conséquence de l'assemblage des deux réseaux construits séparément de part et d'autre du pincement, sont méthodiquement supprimées moyennant une pénalité énergétique minimale. La formulation linéaire a pour but de minimiser le nombre d'échangeurs et le coût des utilités. Des superstructures de taille réduite permettent de transformer les échanges parallèles en échanges séries (suppression des diviseurs et des mélangeurs). En 2003, il met au point un outil pour calculer la surface minimale d'échangeurs lorsque les coefficients d'échanges sont différents. En 2007, une méthode de retrofit basée sur un algorithme génétique généralise la procédure. Les nœuds et les branches auxquels appartiennent les extrémités de chaque échangeur sont stockés dans une matrice, tel des allèles de gènes. Des opérateurs génétiques, simulant un crossing-over informatique, sont appliqués à cette matrice pour améliorer le réseau d'échangeurs. Les performances restent discutables : de 2h à 12h de calcul pour un cas à 3 flux chauds / 3 flux froids. Une méthode couplant approche MINLP et algorithme génétique (**Björk, Nordman, 2005**) fonctionne sur des problèmes de taille moyenne grâce à un découpage en sous-systèmes indépendants.

Le choix des travaux de recherche cités dans cette partie répond à une volonté de balayer l'ensemble des méthodes et des approches existantes pour concevoir un réseau d'échangeurs de chaleur. Cette liste ne saurait être exhaustive. Deux documents (**Gundersen, 1988** et **Furman, 2002**) recensent une grande partie des travaux effectués, mais cela se limite à la fin du XXème siècle.

1.6. Choix de l'algorithme de Barbaro et Bagajewicz

On note une variété dans les approches employées. Si certaines sont basées sur les équations thermodynamiques, d'autres sont plus opérationnelles et construisent le HEN d'un point de vue mathématique. La méthode de résolution employée dépend de la formulation du problème. Pour des formulations basées sur la thermodynamique et l'équilibre des bilans, une formulation à base de MILP ou MINLP est observée. En revanche, si la conception du HEN est vue comme le dimensionnement d'une superstructure, on retrouve dans la majorité des références des algorithmes génétiques parfois couplés à une méthode du recuit simulé.

Le problème de conception d'un réseau d'échangeurs est NP-complet, ce qui implique que le temps de résolution croît de façon exponentielle et non polynomiale avec le nombre de variables. Si la taille du procédé étudié peut se révéler limitante, il appartient aux scientifiques de poser le problème de façon à minimiser le nombre de variables pour un nombre de flux donné. Le temps de résolution peut aussi devenir très important si certaines options sont activées. C'est le cas notamment du "split" de flux, qui consiste à autoriser un flux à se diviser pour échanger de façon parallèle avec deux ou plusieurs autres flux. La recombinaison en sortie des échangeurs peut se faire à température identique ou non, ajoutant davantage de complexité. Si le nombre de "split" nécessaire à un optimum économique est faible, les utilités chaudes et froides doivent souvent échanger avec plusieurs flux.

L'algorithme retenu est celui développé par Barbaro et Bagajewicz en 2005. Le choix de cet algorithme faisant appel à une programmation mathématique MILP (Mixed Integer Linear Programming) est justifié par la possibilité de diviser les flux, de placer des échangeurs en série sur un flux mais aussi par le mélange non-isothermique des flux. Par ailleurs, il s'agit d'une formulation basée sur la physique des échanges thermiques et les bilans énergétiques, ce qui permet d'envisager des évolutions. L'optimisation concerne aussi bien le coût d'investissement que le coût opératoire, le coût des utilités et celui des échangeurs. La surface de chaque échangeur est calculée à l'aide de la différence de température logarithmique entre

deux flux, seule étape non linéaire, qui sera traitée en amont de la résolution du problème par l'algorithme en fonction de la discrétisation en température et des intervalles obtenus.

Il s'agit d'un algorithme récent basé sur la méthode de la cascade énergétique (Transshipment model), qui comporte de nombreuses fonctionnalités parmi lesquelles :

- Le "split" des flux : chaque flux peut être subdivisé pour échanger avec plusieurs flux en parallèle,
- La prise en compte de remélange d'un flux à des températures différentes,
- La possibilité de by-pass,
- La possibilité d'avoir plusieurs échangeurs entre deux flux,
- La possibilité d'interdire des échanges entre flux.

La formulation mathématique comporte 105 équations qui peuvent être associées pour former des groupes fonctionnels. Ces groupes sont détaillés ci-dessous.

Equations	Fonctions
1 - 10	Bilans thermiques : Dimensionnent les utilités et assurent l'équilibre des charges thermiques, y compris pour les flux à mélange non-isotherme.
11 - 25	Recensement des échangeurs de chaleur sur les flux chauds : Etablit l'absence ou la présence, et le cas échéant la température de début et de fin, d'un échangeur entre deux flux sur un intervalle de température donné.
26 - 36	Recensement des échangeurs de chaleur sur les flux froids : Idem que ci-dessus.
37 - 42	Comptage / Limitation : le nombre d'échangeurs reliant deux flux est compté et limité par 1 si les échanges multiples sont interdits, par une valeur maximale dans le cas contraire.
43 - 56	Cohérence des échanges thermiques : lors d'échanges multiples entre deux flux, il est nécessaire d'identifier précisément les puissances thermiques échangées dans chacun des échangeurs.
57 - 80	Continuité des débits massiques : Introduction de variables binaires et continues pour calculer les débits dans les échangeurs, garant de la précision lors du calcul de surface des échangeurs.

81 - 88	Contraintes sur les différences de température : les différences de température à l'entrée et à la sortie des échangeurs doivent respecter le pincement choisi par flux pour garantir la faisabilité du HEN.
89 - 102	Contraintes sur les différences de température : idem pour les cas où des échanges multiples entre flux sont autorisés.
103 - 104	Comptage des échangeurs: nécessaire pour le calcul des coûts d'investissement
105	Fonction objectif à minimiser

L'algorithme repose sur une discrétisation en température. Le recensement des échangeurs de chaleur nécessite deux étapes, qui se déroulent simultanément lors de la résolution. Premièrement, il faut identifier la présence d'un échangeur entre chaque couple possible de fluide froid et chaud, sur chacun des intervalles. Les variables binaires comporteront donc 3 indices : un pour le flux froid, un pour le flux chaud et enfin un pour la zone étudiée. Une valeur de 1 correspond à l'existence d'une unité d'échangeur. Deuxièmement, Il faut reconstituer les échangeurs complets, c'est-à-dire identifier et compter les intervalles consécutifs sur lesquels un même couple de flux échange.

S'il y a une discontinuité au niveau des intervalles pour un même couple de flux, cela signifie que plusieurs échangeurs doivent être installés entre ces deux flux. Une option permet d'autoriser ou non ces échanges multiples. La figure II - 6 illustre un cas d'échange multiple entre le flux chaud i_1 et le flux froid j_1 , ce dernier devant échanger avec un autre flux chaud i_2 pour satisfaire l'intégralité de ses besoins de chaud.

Il est possible aussi qu'un échange ne s'effectue pas sur la totalité d'un intervalle de température. Compte tenu d'une discrétisation en température et non en puissance, il est même fortement improbable que la puissance d'un flux froid dans n'importe quel intervalle de température corresponde à la puissance d'un flux chaud dans un autre intervalle de température. Dès lors, des variables continues servent à situer précisément les extrémités des échangeurs dans les intervalles de discrétisation (Figure II - 6).

C'est une figure-clé qui illustre les nombreuses problématiques liés à la modélisation et à la génération d'un échangeur de chaleur entre deux flux (ou plus).

Elle présente un échange de chaleur entre un flux froid j_1 , au milieu, et deux flux chauds i_1 et i_2 , de part et d'autre. La discrétisation en intervalles de température est propre à chaque flux; les puissances thermiques par intervalle étant dépendantes du débit calorifique, elles sont aussi différentes. L'échangeur 1 est placé entre les intervalles 1-6 du flux i_1 et 1-5 du flux j_1 . On remarque que la puissance du dernier intervalle n'est pas entièrement exploitée. Cette utilisation partielle doit être finement modélisée, notamment pour permettre le début d'un second échangeur. La discrétisation en intervalles est complétée par l'introduction de variables continues permettant de balayer chaque intervalle.

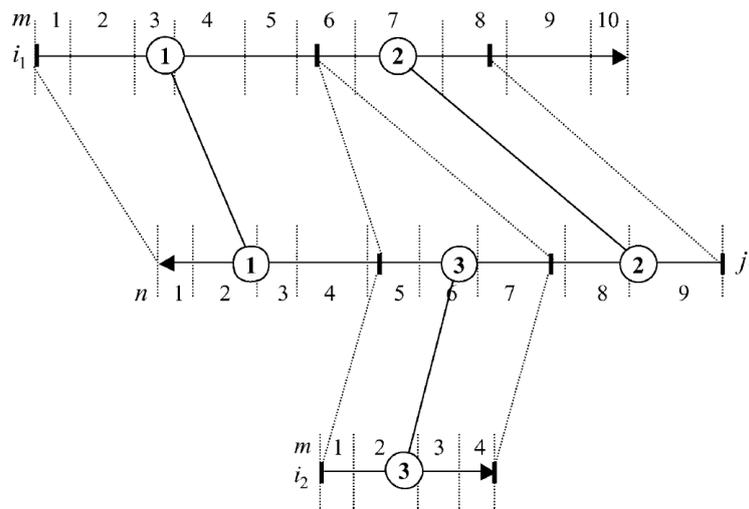


Figure II - 6 : Echange multiple entre deux flux (Barbaro, 2003)

Ainsi, l'échangeur 2 vient exploiter la puissance thermique des intervalles 6-8 du flux i_1 en se positionnant à la sortie de l'échangeur 1. Ces variables continues sont utilisées pour déterminer précisément le début et la fin des échangeurs, afin de calculer les puissances échangées et les températures aux bornes des échangeurs. Il est aussi possible d'installer plusieurs échangeurs entre deux mêmes flux.

Des fonctions de contrôle (Eq 57 – 80) sont ensuite ajoutées pour contrôler les débits dans les échangeurs. Que ce soit lors d'un "split" de flux pour un échange avec plusieurs flux en parallèle ou lorsqu'un échangeur ne commence pas au début d'un intervalle de température, le calcul du débit réel traversant l'échangeur est crucial pour calculer avec précision la puissance thermique échangée, puis la surface et au final le coût de cet échange.

Un principe fondamental de la méthode du pincement est de ne pas se baser uniquement sur des bilans de puissance, mais de prendre en compte les niveaux de

température, pour valoriser les rejets thermiques au plus haut niveau possible et ainsi maximiser les possibilités de récupération. Pour garantir un haut niveau de performance, d'autres fonctions de contrôle (81 – 102) sont utilisées pour garantir les écarts de température aux extrémités des échangeurs. L'écart de température entre le flux chaud et le flux froid doit non seulement être positif, mais au moins égal au pincement défini par la nature des deux flux en jeu.

Enfin, deux fonctions assignent une taille maximale aux échangeurs de chaleur tandis que la dernière équation est la fonction objectif à minimiser. C'est la somme des prix de chacun des échangeurs, des coûts d'investissement des utilités et des coûts opératoires des utilités dépendant du type d'énergie utilisée.

2. Mise en œuvre numérique

2.1. Choix des cas de référence

Afin de valider l'implémentation informatique de cet algorithme et d'y apporter des évolutions, nous avons retenu plusieurs cas récurrents dans la littérature. Ces cas peuvent être considérés comme des cas de référence, tant les chercheurs comparent leurs propres résultats à travers ces cas. Le tableau II - 1 liste les 7 principaux cas et leurs spécificités. Leurs données de flux sont en annexe de ce mémoire.

Cas	Origine	Descriptif
4SP1	Papoulias and Grossmann, 1982	2 flux chauds, 2 flux froids Echange C1 / H2 interdit
5SP1	Masso and Rudd, 1969	2 flux chauds, 3 flux froids Echange NH2 / NC1 interdit
7SP4	Papoulias and Grossmann, 1982	6 flux chauds, 1 seul flux froid
10SP1	Papoulias and Grossmann, 1982	5 flux chauds, 5 flux froids Une seule utilité, froide. Absence de pincement
14SP1	Grossmann and Sargent, 1978	7 flux chauds, 7 flux froids 1 utilité chaude, 1 utilité froide

EX1	Gundersen and Grossmann, 1990	3 flux chauds, 2 flux froids
EX2	Bagajewicz, Rodera & Savelski, 2002	2 flux chauds, 3 flux froids
		Minimum d'échangeurs théorique impossible à atteindre

Tableau II - 1 : Origine et particularité des cas de référence

2.2. Environnement de développement

L'algorithme de Barbaro et Bagajewicz a été écrit en langage GLPK (GNU Linear Programming Kit) sous la forme d'un fichier *.mod*. Il a ensuite été intégré dans le logiciel d'aide à la décision pour la récupération de chaleur industrielle (CERES) développé dans le cadre du projet de recherche CERES – 2 subventionné par l'Agence Nationale pour la Recherche. Ce logiciel génère un fichier *.dat* propre à chaque problème d'intégration et contenant les données des flux. Chaque cas d'étude possède un fichier de données qui lui est propre ainsi que le fichier contenant l'algorithme qui est générique et commun à tous les problèmes.

Si GLPK propose aussi un solveur numérique, CPLEX a été choisi en raison de ses performances. Le solveur développé par IBM est plébiscité dans environ 80% des articles qui traitent de la conception des réseaux d'échangeur de chaleur. Plus rapide et moins consommateur de mémoire vive, CPLEX est théoriquement capable de s'atteler à des réseaux d'échangeurs de chaleur de taille plus conséquente. Toutefois, ses limites seront rapidement atteintes compte tenu du caractère combinatoire de ce problème.

2.3. Discrétisation en trois étapes

Comme on a pu le voir précédemment, la particularité de l'algorithme de Barbaro et Bagajewicz est le découpage de l'axe des températures. Le choix de la discrétisation permet un compromis entre la rapidité d'un calcul et sa précision.

Dans le cas de cet algorithme, la discrétisation première dépend des flux : chaque température de départ et chaque température cible de chaque flux constitue un point. Ces températures correspondent aux points anguleux des courbes composites et marquent l'arrivée ou l'épuisement d'un flux. Ensuite, la discrétisation subit jusqu'à trois affinages successifs :

- Une discrétisation par taille d'intervalle : l'utilisateur indique une plage de température maximale pour chaque intervalle. L'algorithme divise en deux intervalles égaux tout intervalle qui dépasse cette limite. Un intervalle peut être subdivisé plusieurs fois avant d'atteindre la limite fixée par l'utilisateur.
- Une discrétisation minimale par flux : de part la mise en équation de Barbaro et Bagajewicz, chaque flux doit posséder un intervalle intérieur, c'est à dire que les températures extrêmes de cet intervalle intérieur doivent toutes deux être distinctes des températures extrêmes du flux. On vérifie que chaque flux possède *a minima* trois intervalles et le subdivise le cas échéant.
- Une discrétisation par nombre d'intervalles : l'utilisateur renseigne un nombre minimum d'intervalles pour le problème souhaité. Si ce nombre n'est pas atteint suite aux deux premiers affinages, les intervalles les plus grands sont coupés en deux en leur milieu jusqu'à atteindre le nombre d'intervalles souhaité.

On note que le 1er et le 3ème affinage sont facultatifs et laissés au jugement de l'utilisateur tandis que le second affinage est imposé par la mise en équation et est, par conséquent, indispensable.

2.4. Précalcul des éléments non linéaires

L'algorithme est linéaire et combinatoire, ce qui signifie que les variables peuvent être discrètes ou continues, mais que les équations et inéquations doivent être linéaires en fonction de ces variables. Or, si la fonction objectif cherche à minimiser le coût total du réseau d'échangeurs et des utilités, le coût des échangeurs dépend de leur surface. Le calcul de la surface d'un échangeur est effectué à l'aide de la formule suivante :

$$P = U * A * \Delta T_{LM}$$

avec	P	: la puissance transférée à travers l'échangeur	[W]
	U	: la conductance surfacique	[W.m ⁻² .K ⁻¹]
	A	: la surface d'échange	[m ²]
	ΔT_{LM}	: la différence de température logarithmique moyenne	[K]

En considérant un flux chaud H1 et un flux froid C2 en échange contre-courant, et en notant les températures d'entrée $T_{in,1}$ et $T_{in,2}$ et de sortie $T_{out,1}$ et $T_{out,2}$, la différence de température logarithmique moyenne s'exprime de la façon suivante :

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{in,1} - T_{out,2}) - (T_{out,1} - T_{in,2})}{\ln\left(\frac{T_{in,1} - T_{out,2}}{T_{out,1} - T_{in,2}}\right)} = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_L}{\ln\left(\frac{\Delta T_0}{\Delta T_L}\right)}$$

Où 0 et L correspondent aux extrémités de l'échangeur, de longueur L.

Ce terme est non linéaire. Il a été approché de 3 manières :

En 1984, par Patterson :

$$\Delta T_{LM} \approx \frac{2}{3} \sqrt{\Delta T_0 \Delta T_L} + \frac{1}{3} \frac{\Delta T_0 + \Delta T_L}{2}$$

En 1987, par Chen :

$$\Delta T_{LM} \approx \left[\Delta T_0 \Delta T_L \frac{\Delta T_0 + \Delta T_L}{2} \right]^{1/3}$$

En 1987, par Chen, en utilisant la formule d'Underwood (1970) :

$$\Delta T_{LM}^{0.3275} \approx \frac{1}{3} (\Delta T_0^{0.3275} + \Delta T_L^{0.3275})$$

La solution retenue dans le cadre de la thèse est de précalculer à l'aide de la formule exacte toutes les différences de température logarithmique moyennes possibles et de les stocker dans le fichier de données sous la forme de valeurs numériques. Afin de rendre possible cette étape, on la place après la triple discrétisation afin de réaliser les calculs sur tous les intervalles possibles, pour chaque paire de flux.

2.5. Flux procédés à températures de sortie variables

Dans la quasi-totalité des méthodes de synthèse de HEN, seuls deux types de flux sont considérés :

- Les flux dits « procédés » : il s'agit des flux décrivant le procédé industriel étudié. Leur puissance et leurs températures sont fixes, définissant ainsi les besoins de chaleur et de froid du système.

- Les flux dits « utilités » : ces flux sont à températures fixées et décrivent les utilités utilisées pour répondre aux besoins des flux « procédés ». Ainsi, la température du groupe froid à l'évaporateur ou la température/pression de la vapeur en sortie de chaudière sont fixées par la technologie retenue. En revanche, la puissance de ces utilités est variable et est déterminée lors de la conception du HEN.

Or, lors de l'étude des cas industriels, des flux hybrides ont pu être identifiés, telles les fumées de fours et d'autres effluents. Le flux thermique correspondant est dépendant du procédé mais il n'existe pas de contrainte sur son évolution, si ce n'est une température minimale (température ambiante ou température évitant la condensation des composés soufrés par exemple). Les fumées de combustion constituent un effluent thermique valorisable pour chauffer un flux froid par exemple.

Ainsi, une troisième famille de flux est créée : les flux dits « disponibilités ». Il s'agit de flux dépendants du procédé industriel, dont la chaleur (respectivement le froid) peut être utilisée à des fins de valorisation, mais sans obligation d'atteindre la température minimale (respectivement maximale) fixée. Cette température est désignée par Tout.

S'il reste plus intéressant de préchauffer un flux froid avec un flux chaud « procédé », le préchauffage avec un flux « disponibilité » est meilleur que l'emploi d'une utilité chaude, car la température de sortie de ce flux disponibilité constitue une borne inférieure et non un objectif à atteindre. Dans ce cas, la puissance thermique valorisable est gratuite mais variable dans les limites de débit et de températures de la disponibilité.

Implémentation dans l'algorithme existant

Pour prendre en compte ces flux, la méthode retenue a été de créer un ensemble de flux virtuels qui peuvent échanger de façon gratuite avec les flux « disponibilités ». Les échangeurs permettant l'échange entre les flux virtuels et les disponibilités sont eux aussi virtuels, et donc gratuits pour la fonction objectif. Ainsi, la récupération d'énergie sur les disponibilités ne se fera que s'il y a un intérêt économique supérieur au coût de l'échangeur à mettre en place. On crée pour cela un ensemble de flux "HiddenStreams" (les flux virtuels) noté HiS dans les équations suivantes.

Ces flux cachés servent à absorber l'énergie excédentaire des flux à T_{out} variable. Toutefois, il faut supprimer les échangeurs qui y sont associés lors des calculs de surface des échangeurs ainsi que lors du comptage des échangeurs.

$$TotalArea = \sum_{\substack{z \in S_z \\ i \in H_z(z) \\ j \in C_z(z)}} \sum_{\substack{t \in SHETechnos \\ (i,j) \in P \\ (i,j) \notin B}} \sum_{\substack{i \notin HiS \\ j \notin HiS}} A_{i,j,z,t}$$

$$HENnumber = \sum_{\substack{z \in S_z \\ i \in H_z(z) \\ j \in C_z(z)}} \sum_{\substack{t \in SHETechnos \\ (i,j) \in P \\ (i,j) \notin B}} \sum_{\substack{i \notin HiS \\ j \notin HiS}} U_{i,j,z,t}$$

Les indices de ces sommes triples prennent en compte tous les paramètres de la modélisation. Ceux de la première somme balayent l'ensemble des flux sur les différentes zones. Ceux de la seconde ajoutent l'aspect technologique et les couples de flux ayant la possibilité d'échanger. Enfin, les indices de la troisième somme écartent les flux cachés afin de ne pas surestimer la surface d'échange nécessaire.

Au niveau de l'interface, une colonne intitulée « T_{out} variable » a été rajoutée à l'étape de saisie des flux thermiques. Le flux dont la case est cochée est une disponibilité.

3. Différenciation des technologies d'échangeurs de chaleur

3.1. Présentation et interface

L'une des hypothèses quasi universelle des études menées depuis un demi-siècle est la supposition d'échangeurs tubulaires à contre-courant. Cette hypothèse permet de simplifier le problème de conception de HEN qui reste NP-complet au sens fort. Toutefois, dans le cadre de beaucoup de cas industriels, cette hypothèse s'éloigne d'un point de vue technologique de la réalité et peut aboutir à la conception de HEN non adaptés aux procédés mis en jeu ou trop simplistes.

Pour certains flux gazeux, l'air humide à titre d'exemple, la technologie d'échangeur mise en place pourra différer d'un simple contre-courant. Par ailleurs, certains flux matières

présentent des caractéristiques qui rendent l'utilisation d'un acier standard inadaptée. C'est le cas des flux à hautes températures ou des flux chargés en matières corrosives. Des flux de matières chargés en particules peuvent encrasser et ainsi influencer sur le choix de la technologie qui devra être simple à entretenir. L'impact sur la fonction objectif de la création du réseau d'échangeur est direct : la minimisation du coût total dépend directement du coût des échangeurs. Une nuance d'acier différente, voire l'utilisation de matériaux plus résistants, un échangeur de type tube-ailette ou tubes-calandre ou encore un échangeur à plaques sont autant de variation de prix et de coefficients d'échange thermique.

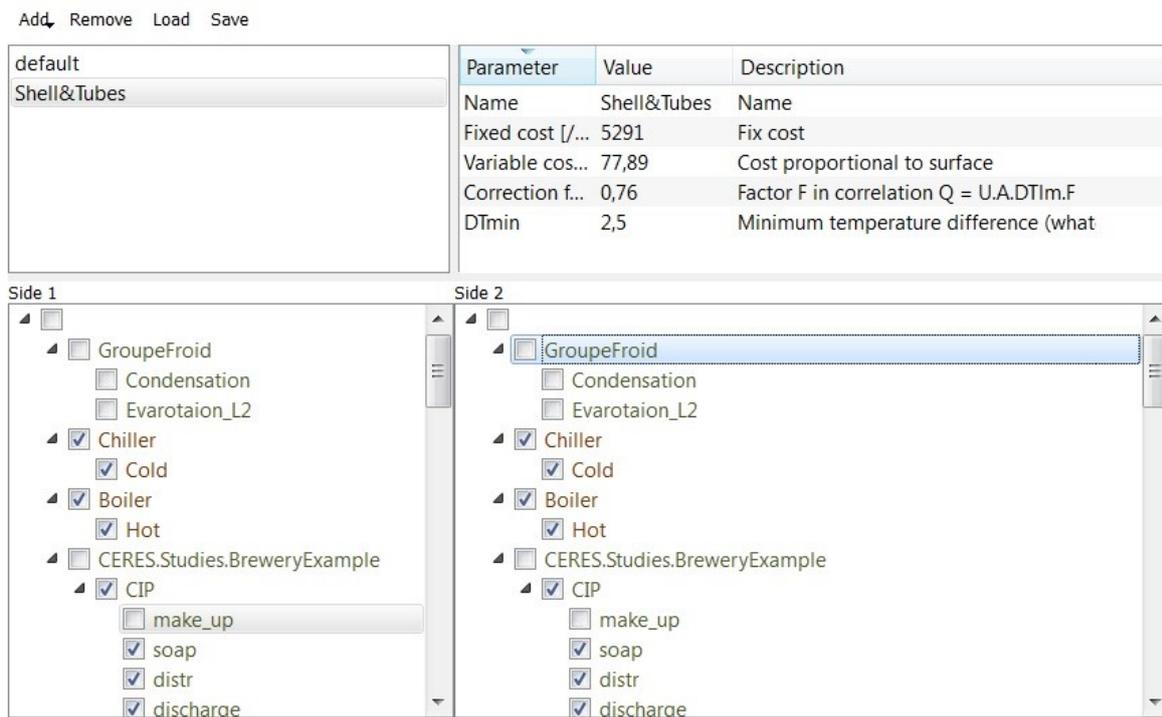


Figure II - 7 : interface de spécification des technologies d'échangeurs

La volonté de donner plus de précision et de réalisme technique à la conception d'un réseau d'échangeurs de chaleur nous a poussé à mettre en place un volet technologique de choix des échangeurs. Ce choix est guidé par l'aspect « recherche appliquée » de la thèse et son lien avec des partenaires industriels. La figure II - 7 présente l'interface de développement et de choix des différentes technologies d'échangeurs.

Dans le coin supérieur gauche, on trouve la liste des technologies à prendre en compte. Cette liste n'est pas exhaustive et peut être enrichie au fur et à mesure des études de cas. Un échangeur-type doté de valeurs réalistes permet de lancer des premiers calculs sans devoir préciser les caractéristiques de différentes technologies.

Dans le coin supérieur droit, on trouve les caractéristiques de l'échangeur :

- Le coût d'investissement. Il est décomposé en une part fixe et une part variable, fonction linéaire de sa surface. Cette simplification est nécessaire pour utiliser un modèle MILP d'algorithme.
- Le facteur de corrélation de la technologie considérée, en prenant comme référence l'échangeur tubulaire contre-courant considéré comme le plus performant. Compris entre 0 et 1, ce facteur traduit la performance de l'échangeur, qu'il soit à courants croisés, tubes-calandre à simple ou multiples passes ... Il permet de préciser le calcul de la surface d'échange grâce à la formule $Q = F * UA\Delta T_{LM}$, où Q est la puissance échangée, U le coefficient global de transfert thermique de l'échangeur, A sa surface et ΔT_{LM} l'écart logarithmique moyen de température.
- Le pincement minimum en entrée ou en sortie de l'échangeur, quelque soit le pincement propre à chaque flux.

Dans la partie basse, on sélectionne les flux qui pourront échanger entre eux via la technologie renseignée. Ci-dessus, l'ensemble des flux du groupe « GroupeFroid » ainsi que le flux « make_up » du groupe « CIP » ne pourront pas échanger via la technologie Tubes – Calandre.

Ces choix de technologies par flux peuvent occasionner des problèmes conséquents lors de la création du réseau d'échangeurs de chaleur. Si à un endroit quelconque des courbes composites, le seul flux froid présent ne peut pas échanger avec les flux chauds présents (ou l'inverse) pour des raisons technologiques, le MER et le MER_{Cold} seront automatiquement impactés et augmenteront simultanément de la même valeur. En conséquence de ces éventuelles complications, la relaxation des utilités doit permettre d'absorber ces variations de charge. Cette flexibilité des utilités est indispensable au niveau mathématique : si les besoins de chaud ou de froid ne peuvent pas être satisfaits par les utilités existantes au dimensionnement proposé, le problème sera insoluble pour le solveur.

3.2. Implémentation dans le modèle de HEN

On crée d'abord l'ensemble SHETechnos, qui contiendra les technologies. On définit ensuite les paramètres des technologies, en initialisant des valeurs par défaut. 6 paramètres sont créés en suivant la même nomenclature que Barbaro (i pour le flux chaud, j pour le flux froid, z pour l'intervalle considéré):

- $U_{ijz\max}(S_i, S_j, S_z, SHETechnos)$: Le nombre maximal d'intervalles consécutifs. Valeur par défaut : 100.
- $A_{\max T}(SHETechnos)$: La surface maximale d'un échangeur. Valeur par défaut : 10 000 m².
- $FHE(SHETechnos)$: Le facteur de corrélation entre la technologie d'échangeurs souhaitée et la technologie contre-courant. Valeur par défaut : 1.
- $DT_{\min}(SHETechnos)$: l'écart minimal de température sur un échangeur, indépendamment des valeurs des flux. Valeur par défaut : 0.
- $fixCostT(SHETechnos)$: la part fixe du coût d'un échangeur. Valeur par défaut : 0.
- $varCost(SHETechnos)$: la part variable du coût d'un échangeur. Valeur par défaut : 1.

Les quatre derniers paramètres sont modifiables par l'utilisateur.

De plus, l'ensemble des variables liées aux échangeurs se voit attribuer un indice supplémentaire. Initialement défini par 3 indices (le flux froid, le flux chaud et l'intervalle dans lequel est situé l'échangeur), ces variables obtiennent un 4^{ème} indice qui caractérise la technologie d'échangeur adoptée.

Une fonction contrainte supplémentaire vient prendre en compte le facteur de corrélation lié à la technologie. Ainsi, avec la technologie de référence, la surface nécessaire serait $A_{i,j,z}$. Le choix de la somme traduit la possibilité, pour un échange qui peut se faire par différentes technologies, de choisir la technologie la moins chère en fonction de la surface nécessaire. En effet, les fonctions de coût des échangeurs sont linéaires mais indépendantes du facteur de corrélation. La somme laisse le choix de la technologie à l'étape de calcul du coût total du HEN. La surface réelle de l'échangeur sera alors $A_{i,j,z,t}$ où t correspondra à la technologie la moins chère.

$\forall z \in S_z, \forall i \in H_z(z), \forall j \in C_z(z), \forall z \in S_z$ tel que $(i,j) \in P$ et $(i,j) \notin B$:

$$A_{i,j,z} = \sum_{t \in SHETechnos_{i,j}} (A_{i,j,z,t} * FHE_t)$$

Le calcul de la surface totale se fait avec les surfaces recalculées.

$$TotalArea = \sum_{\substack{z \in S_z \\ i \in H_z(z) \\ j \in C_z(z)}} \sum_{\substack{t \in SHETechnos \\ (i,j) \in P \\ (i,j) \notin B}} A_{i,j,z,t}$$

De la même façon, le coût global du réseau d'échangeurs de chaleur utilise le nouvel indice :

$$\begin{aligned}
 HENcost = & \sum_{\substack{z \in S_z \\ i \in H_z(z) \\ j \in C_z(z)}} \sum_{\substack{t \in SHETechnos \\ (i,j) \in P \\ (i,j) \notin B}} \left(fixCostT_t \cdot U_{i,j,z,t} \right. \\
 & + \sum_{ia \in (iAt_t \cap \llbracket 1, niAt_t - 1 \rrbracket)} (varCostT_{t,ia} (A_{i,j,z,t,ia} - A_{i,j,z,t,ia+1}) \\
 & \left. + varCostT_{t,niAt} A_{i,j,z,t,niAt_t}) \right)
 \end{aligned}$$

Cette fonctionnalité innovante doit être maniée avec précaution. La nature combinatoire du problème de conception de réseau d'échangeurs de chaleur fait que la complexité et le temps de résolution ont tendance à croître de façon exponentielle à chaque modification. La possibilité de réaliser chaque échange thermique en utilisant plusieurs technologies différentes augmente la dimension combinatoire.

3.3. Validation sur un cas de référence

La différenciation des technologies d'échangeurs est testée sur le cas de référence 4S1, constitué de 2 flux chauds et 2 flux froids (voir Annexe). La figure II - 8 présente les courbes composites et la grande composite intégrée de ce problème. Le point de pincement des courbes en températures corrigées est à 115°C, la différence de température minimale étant de 20°C, la zone de pincement est donc située entre 105°C et 125°C. Un groupe froid et une chaudière servent à compléter les échanges thermiques pour amener le procédé à l'équilibre.

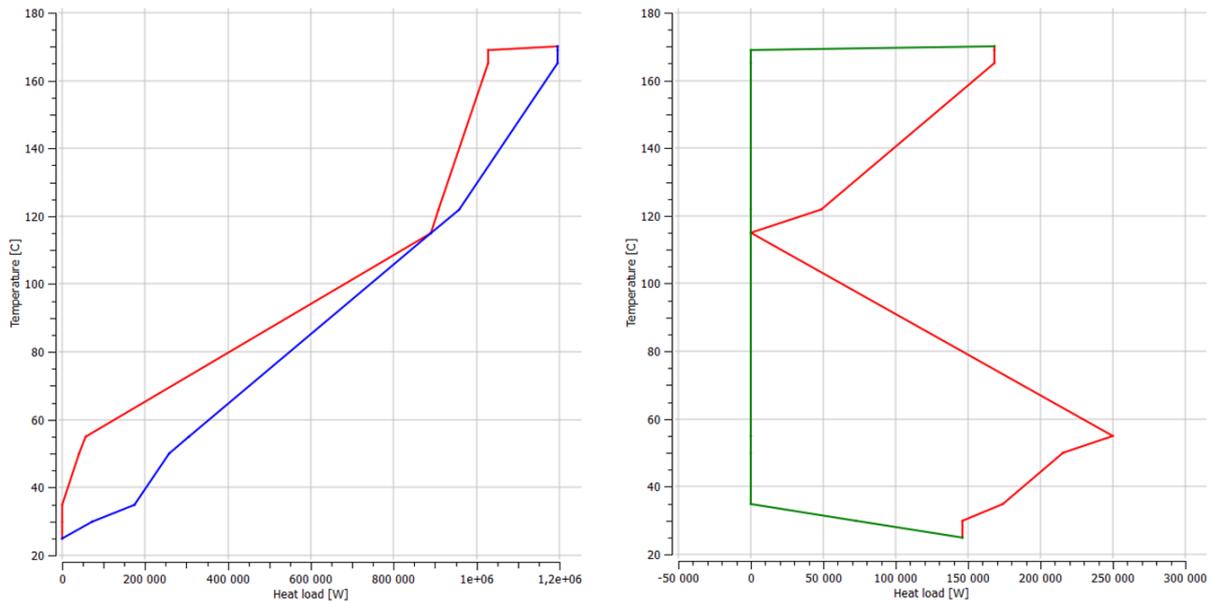


Figure II - 8 : CC et ICC du cas de référence 4S1

La Figure II - 9 représente le réseau d'échangeurs obtenu par l'algorithme sans ajouter de contrainte supplémentaire. Le pincement est maintenu et la surface d'échange nécessaire est de 1021 m². Le flux C1 est préchauffé par le flux H2 à hauteur de 460 kW, avant d'être complété par de la vapeur. Le flux C2 est intégralement préchauffé par le flux H1. De l'eau de refroidissement est nécessaire pour achever le refroidissement des flux chauds.

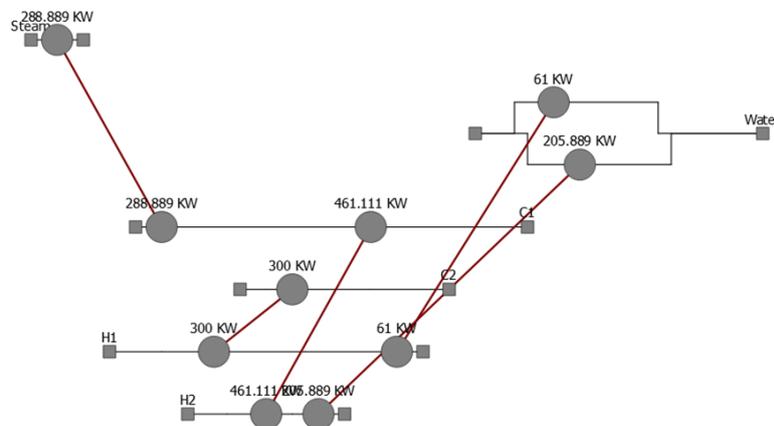


Figure II - 9 : réseau d'échangeurs du cas 4S1 sans contrainte d'échange

Pour ce cas test, une contrainte est ajoutée : l'impossibilité d'échanger de la chaleur entre le flux froid C1 et le flux chaud H2. Deux technologies vont être créées :

- C1, C2, H1 et les utilités pourront échanger via Techno1
- C2, H1, H2 et les utilités pourront échanger via Techno2

Le flux H2 balaye la plage de température [125°C - 65°C] tandis que le flux C1 balaye la plage [20°C - 155°C], mais les échanges thermiques entre H2 et C1 sont impossibles puisque ces deux flux n'ont pas de technologie d'échange en commun.

Le calcul est effectué avec les mêmes paramètres que le cas précédent, seul l'ajout des technologies d'échangeurs a été effectué. Les résultats sont visualisés et interprétés à l'aide des courbes composites, du réseau d'échangeurs de chaleur conçu par le logiciel et d'un tableau synthétisant les résultats.

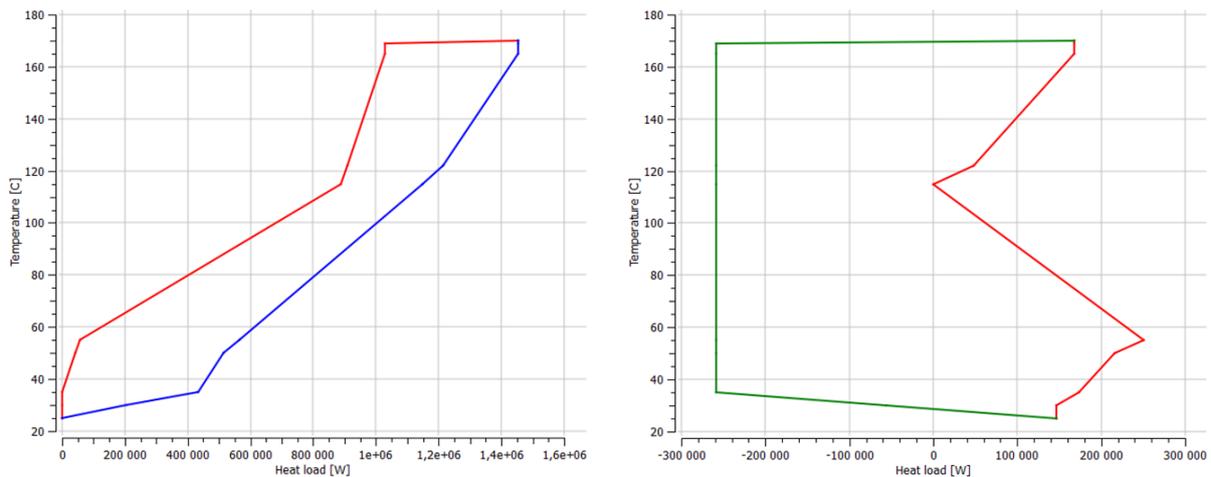


Figure II - 10 : Courbes Composites et Grande Courbe Composite Intégrée du cas 4S1 avec différenciation des technologies

L'analyse des courbes de la figure II - 10 montre un important surdimensionnement des utilités par rapport au cas précédent. L'introduction de la contrainte technologique a donc impacté la conception du réseau d'échangeurs, ce qui signifie que l'échange interdit n'a pas pu être substitué par un autre. Figure II - 11, l'analyse du réseau d'échangeurs obtenu permet une compréhension plus fine des échanges en jeu.

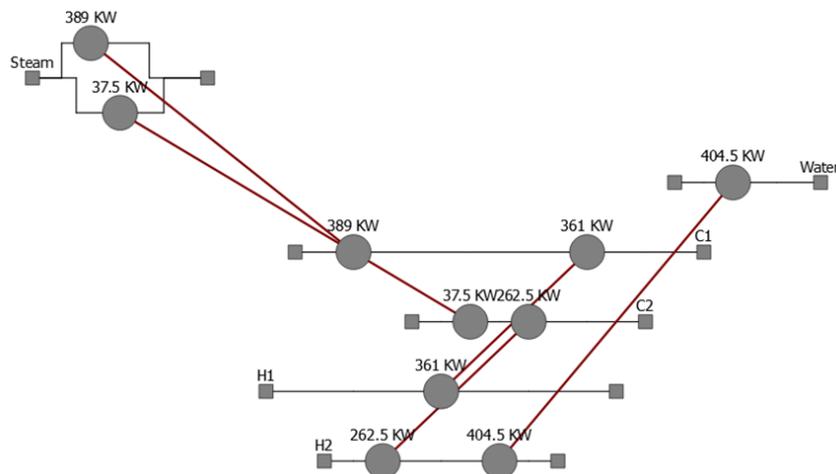


Figure II - 11 : Réseau d'échangeurs de chaleur du cas 4S1 avec différenciation des technologies

Aucun échange n'a lieu entre les flux H2 et C1, l'algorithme a bien respecté l'interdiction d'échange et l'architecture du réseau a été drastiquement modifiée. Logiquement, c'est le flux H2 qui va préchauffer C2 et le flux C1 qui va refroidir H1. H1 étant totalement refroidi par C1, on remarque qu'il n'y a pas non plus d'échange de chaleur entre H1 et C2. Un complément en vapeur est désormais nécessaire pour les deux flux froids, tandis que le refroidissement ne concerne plus que le flux H2, mais pour une puissance largement supérieure.

Comme expliqué dans le chapitre I, l'accroissement du pincement est le résultat d'un glissement de la courbe composite froide vers la droite, ce qui a pour conséquence immédiate la réduction de la récupération directe entre les flux du procédé. Cet effet est aussi visible sur la courbe composite intégrée. Dans le cas idéal (dimensionnement des utilités en fonction du MER et du MER_{Cold}, Figure II - 8), la courbe verte représentant les utilités enveloppe la grande courbe composite et longe l'axe des ordonnées sans prendre de valeurs négatives. Lorsque l'interdiction est prise en compte par l'algorithme, la courbe verte s'éloigne de la GCC, ce qui traduit une diminution des échanges directs entre procédés et un accroissement des besoins, tant en chaleur qu'en refroidissement.

	Sans impossibilité d'échange	Avec impossibilité d'échange	Écart relatifs
Surface d'échange (m ²)	1021	965	- 5%
Coût total (k€)	143	157	+ 9%
dont :			
Coût du réseau d'échangeurs (k€)	106	101	- 4%
Coût des utilités (k€)	37	55	+ 47%
MER (kW)	289	426	+ 47%
MER _{Cold} (kW)	267	405	+ 52%
Puissance récupérée par échange direct (kW)	761	624	- 18%

Tableau II - 2 : Comparaison des résultats du cas 4S1 avec/sans interdiction d'échange

Outre la modification de l'architecture, l'ajout d'une contrainte dégrade considérablement les résultats. L'accroissement du coût total est lié à l'accroissement du

besoin des utilités, dû à une diminution de la récupération de chaleur possible. Malgré une puissance transférée totale supérieure, la surface d'échange diminue grâce à l'augmentation des pincements au niveau des échangeurs. Le coût des utilités est directement proportionnel aux MER et MER_{Cold} résiduels, ce qui explique l'augmentation de respectivement 47% et 52 % de la puissance appelée.

Comme toute contrainte ajoutée lors de la conception du réseau d'échangeurs, l'interdiction d'échanges entre flux ne peut que dégrader les performances de la récupération de chaleur et augmenter les MER résiduels, chaud et froid. Les deux seuls cas, rares, où l'impact de la contrainte est nul sont

- L'inexistence de l'échange interdit dans la solution optimale,
- L'existence d'une alternative équivalente à cet échange.

La différenciation des technologies d'échangeurs est en place. Elle permet plus de précision sur la modélisation des échanges entre les flux et offre la possibilité de renseigner différentes fonctions de coût pour les échangeurs. L'importance de la prise en compte des technologies a été illustrée sur un cas de référence simple pour lequel l'impossibilité d'échange entre deux flux augmente les puissances chaude et froide nécessaires de près de 50%.

L'algorithme va maintenant être utilisé pour améliorer la récupération de chaleur sur un cas industriel réel comportant de nombreux flux. L'intégration d'utilités thermodynamiques complexes sera testée.

4. Utilisation de l'algorithme sur un cas industriel de raffinerie pétrochimique

4.1. Présentation du cas

Étudiée de très nombreuses fois, il s'agit de la première étude à grande échelle réalisée avec la méthode du pincement. On retrouve ce cas dans le livre de Ian Kemp (**Kemp, 2007**) sur l'intégration des procédés à l'aide de la méthode du pincement. Il s'agit d'un train de préchauffage de pétrole brut pour le fractionner à l'aide d'une colonne de distillation atmosphérique en divers composants : l'essence légère, l'essence lourde (naphte), le kérosène, le gasoil léger et le gasoil lourd. Ces installations sont très complexes et la structure spatiale du réseau de tuyauteries est optimisée (Figure II - 12).

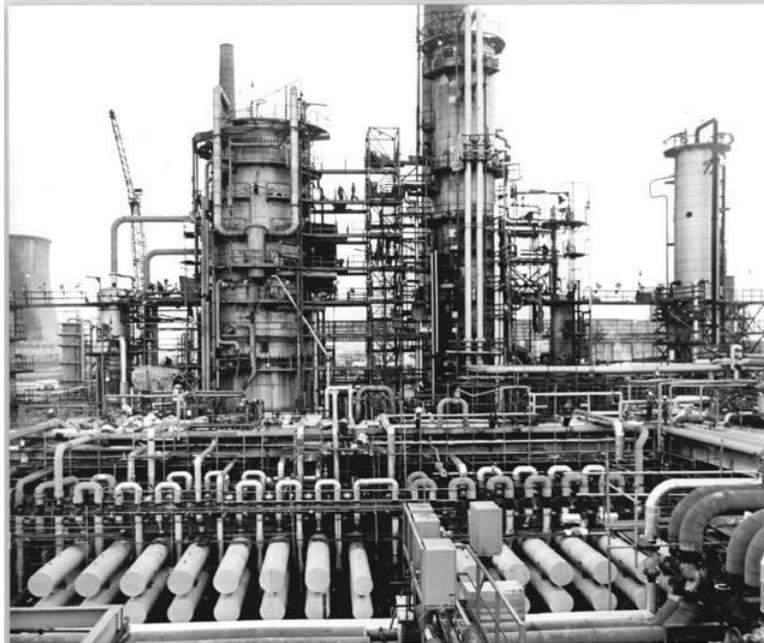


Figure II - 12 : Colonne de distillation et train de préchauffe de la raffinerie de Schwedt, Allemagne (Bundesarchiv Bild 183-P1210-0302, Schwedt, petrochemisches Kombinat, Rohöldestillationsanlage)

Le pétrole brut suit un trajet en 3 étapes (Figure II - 13). La première l'emmène du stockage jusqu'à l'unité de dessalement, il est préchauffé par le fond de colonne, ce dernier étant déjà pré refroidi. Lors de la seconde étape, le pétrole est acheminé de l'unité de dessalement jusqu'au préflash. Il est successivement préchauffé par l'essence lourde, le kérosène, le gazole et le fond de colonne. Avant de l'emmener jusqu'à la colonne, le pétrole est préchauffé par le fond de colonne qui vient d'être récupéré. La chaleur restante est fournie par une chaudière qui alimente aussi le séparateur en vapeur. Le réseau d'échangeurs proposé par le constructeur aboutit à une demande en chaleur de 81.9 MW. L'algorithme amélioré va être testé pour réduire cette consommation tout en limitant le surcoût lié à un éventuel accroissement de la surface d'échange.

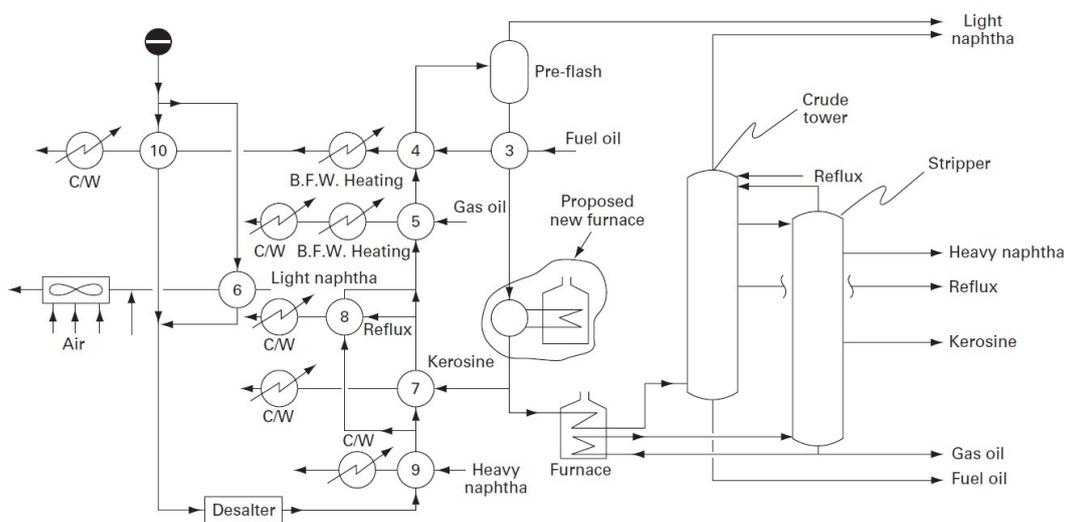


Figure II - 13 : Diagramme du procédé de distillation du pétrole

ID	T _{in} [°C]	T _{out} [°C]	Puissance [kW]	h _{tc} [W.m ⁻² .K ⁻¹]	$\dot{m}c_p$ [MW.K ⁻¹]
HN1	235	127	800	100	0.007
HN2	127	38	600	100	0.007
Reflux1	251	169	8 600	100	0.105
Reflux2	169	77	8 400	100	0.091
KO1	268	135	8 600	100	0.065
KO2	135	38	5 200	100	0.054
GO1	341	210	13 800	100	0.105
GO2	210	172	3 800	100	0.100
GO3	172	111	5 300	100	0.087
GO4	111	65	3 500	100	0.077
FO1	349	243	22 800	100	0.215
FO2	243	213	5 900	100	0.197
FO3	213	167	8 200	100	0.178
FO4	167	90	12 900	100	0.168
LN1	168	136	19 200	100	0.600
LN2	136	118	8 600	100	0.478
LN3	118	108	4 100	100	0.410
LN4	108	71	11 200	100	0.303
LN5	136	118	4 600	100	0.256
LN6	118	108	2 100	100	0.210
LN7	108	71	5 900	100	0.160
DES1	15.6	121	39 900	100	0.379
Pre1	120	122	800	100	0.400
Pre2	122	163	17 300	100	0.422
Pre3	163	186	13 800	100	0.600
Pre4	186	194	5 800	100	0.725
Crude1	189	237	22 900	100	0.477
Crude2	237	265	13 900	100	0.496
Crude3	265	368	68 000	100	0.660

Tableau II - 3 : Données des flux du train de préchauffe

Le constructeur propose ses propres solutions de récupération. Le réseau d'échangeurs correspondant présente un ΔT_{min} global de 7°C et un besoin de chaleur final est de 81,9 MW. Ce ΔT_{min} n'est atteint que localement, et les pincements des échangeurs sont généralement très supérieurs à cette valeur. En utilisant la méthode du pincement et en choisissant un ΔT_{min} global de 7°C (soit un ΔT_{min} par flux de 3,5°C), le MER est de seulement 54.9 MW. Théoriquement, le réseau peut donc être amélioré pour réduire la consommation énergétique

de 27 MW, soit presque un tiers. Les solutions de récupération préconisées par le constructeur sont insuffisantes.

Ne disposant pas de toutes les informations sur les contraintes propres à chaque type d'hydrocarbure pour les échanges, l'hypothèse prise ici est un ΔT_{min} par flux de 10°C, correspondant à un ΔT_{min} global de 20°C, correspondant au minimum des valeurs expérimentales du tableau I - 1. Ce pincement conduit à un MER de 60.8 MW (Figure II - 14), soit 21.1 MW de moins que la préconisation du constructeur. Il faut maintenant construire le réseau d'échangeurs qui atteint ce MER.

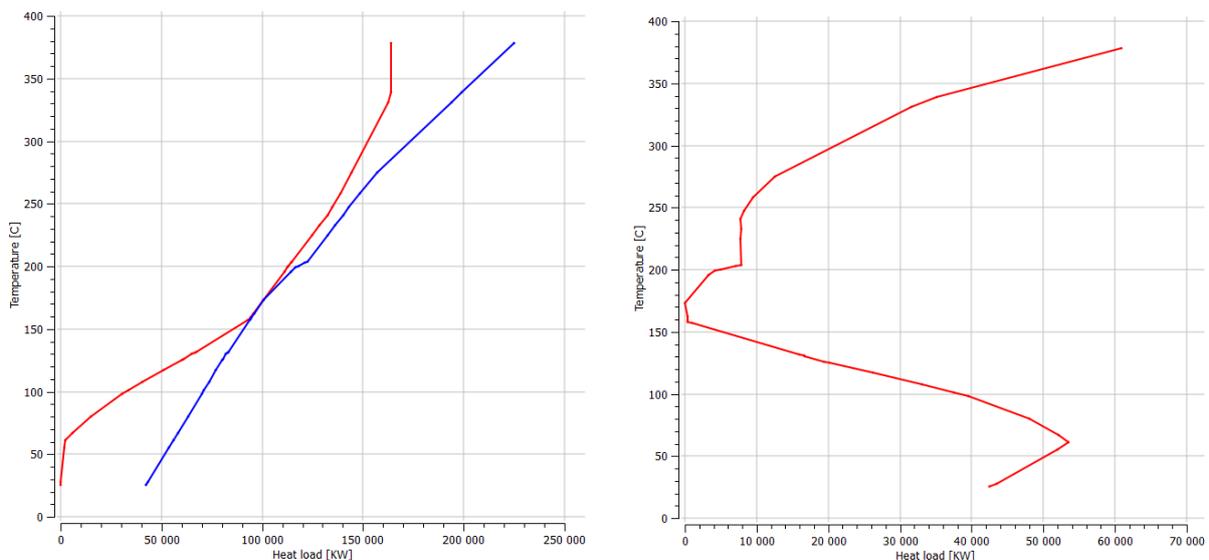


Figure II - 14 : CC et GCC du procédé de distillation du pétrole

4.2. Premiers résultats

Afin d'obtenir un réseau d'échangeurs cohérent, les paramètres de l'algorithme et des utilités doivent être choisis avec précaution. La construction du réseau d'échangeurs est très consommatrice en temps de calcul et en mémoire vive. Il faut trouver des paramètres qui assurent la convergence de l'algorithme sans que le problème ne soit trop simplifié ni que la mémoire vive ne soit saturée. En effet, lorsque le fichier de calcul de CPLEX atteint les 3Go de mémoire vive, le calcul s'arrête automatiquement pour des raisons liées au matériel informatique.

Le MER est satisfait par une chaudière dont la température varie de 400 à 500°C. Le MER_{Cold} est complété par de l'eau de refroidissement à une température de 10 à 15°C. Le coût des échangeurs composant le réseau est calculé en utilisant la même formule que Barbaro dans le cas 4SP1, à savoir : $P = 77.79 * A + 5291.9$

Avec P : le prix de l'échangeur [\$]
 A : la surface de l'échangeur [m²]

Le premier calcul fixe la puissance maximale de la chaudière à 81.9 MW, valeur préconisée par le constructeur, afin d'estimer le coût du réseau d'échangeurs et d'avoir une valeur de référence pour les calculs suivants. Le coût des utilités, c'est à dire de la chaudière et du groupe de refroidissement, est considéré nul mais leur puissance est plafonnée. L'algorithme doit créer le réseau d'échangeurs le moins cher pour une puissance chaude donnée : il va donc favoriser les utilités en les utilisant au maximum, comme elles sont gratuites par rapport aux échangeurs, puis compléter avec des échangeurs de chaleur

Le résultat est un réseau comportant 31 échangeurs de chaleur pour une surface totale de 51 817m² et un coût de \$4 200 000. Utilisée à 100% de sa puissance nominale, la chaudière permet de relaxer le problème et de faciliter l'appariement des flux. Toutefois, la zone d'échange direct entre les flux est réduite.

Le calcul est répété pour des puissances de chaudière de 75, 70, 65 et 61 MW. Chaque palier de puissance rapproche les courbes composites, ce qui revient à accroître la zone de récupération directe entre les flux. On se rapproche progressivement du MER de 60.8 MW. Les résultats sont synthétisés dans le tableau II - 4.

Puissance chaude [MW]	Nombre d'échangeurs [-]	Surface totale [m ²]	Coût des échangeurs [\$]	Temps de calcul
81.9	31	51 817	4 200 000	10 min 18s
75	33	57 745	4 672 000	6 min 16s
70	37	64 633	5 230 000	3 min 21s
65	?	?	?	11h

Tableau II - 4 : Résultats de la conception du réseau pour différentes puissances

Pour une puissance de 65 MW, le calcul n'aboutit pas, alors que nous sommes encore à plus de 4 MW du MER. Pour des puissances comprises entre 65 et 69 MW, le solveur n'arrive pas à converger vers une solution acceptable. Ceci apparait d'autant plus étrange que le temps de calcul décroît au fur et à mesure que la puissance se rapproche du MER. Il est impossible à ce stade de mettre en concurrence plusieurs utilités si ce calcul ne fonctionne pas. Nous avons réétudié les flux et le diagramme procédé afin de seconder l'algorithme et de permettre l'obtention d'une solution.

4.3. Simplification des flux

Les flux pris en compte et décrits dans le diagramme ont été identifiés après les échanges thermiques préconisés par le constructeur. Certains ont été découpés suivant plusieurs plages de températures, pour prendre en compte les échangeurs existants, ce qui augmente artificiellement le nombre de flux à traiter. Pour améliorer les performances de l'algorithme, réduire le nombre de flux est la première piste envisageable.

Toutefois, le débit calorifique massique des différents hydrocarbures varie suivant les températures. Avant de regrouper les flux, on vérifie que la variation du débit calorifique massique entre deux flux identiques successifs ne dépasse pas 5%. Par exemple, pour le gazole, découpé en 4 plages de température. Considérons les deux premières sections.

ID	T _{in} [°C]	T _{out} [°C]	Puissance [kW]	h _{tc} [W.m ² .K ⁻¹]	$\dot{m}c_p$ [MW.K ⁻¹]
GO1	341	210	13 800	100	0.105
+ GO2	210	172	3 800	100	0.100
= GO1bis	341	172	17 600	100	0.104

Tableau II - 5 : Regroupement des flux de gazole

La différence entre 0.100 ou 0.105 et la moyenne de ces deux débits calorifiques massiques est de 1.2%. On regroupe alors les deux flux en un seul, dont la température varie de 172°C à 341°C et dont le besoin de froid total est la somme des besoins. En appliquant cette opération à l'ensemble des flux, leur nombre décroît de 29 à 19. Les modifications sur la grande composite sont très faibles, l'allure est identique. Le MER est passé de 60.8 à 62.0 MW, soit une augmentation inférieure à 2%.

Les mêmes calculs que précédemment sont reconduits avec les nouveaux flux procédés. La puissance de la chaudière décroît à l'identique. Si le temps de calcul décroît significativement pour les deux premiers réseaux, le 3ème augmente tandis qu'une puissance de 64 MW constitue une barrière infranchissable pour l'algorithme, mais le surdimensionnement n'est plus que de 3 MW. Le nombre d'échangeurs est plus faible, dû au moindre nombre de flux considérés.

Puissance chaude [MW]	Nombre d'échangeurs [-]	Surface totale [m ²]	Coût des échangeurs [\$]	Temps de calcul
81.9	26	52 085	4 189 000	4 min 13s
75	29	58 186	4 680 000	3 min 3s
70	29	65 481	5 253 000	5 min 58s
65	31	80 206	6 403 000	58s
64	31	84 144	6 710 000	1 min 09

Tableau II - 6 : Résultats de la conception simplifiée du réseau pour différentes puissances

La simplification et le regroupement de flux a montré son efficacité dans la réduction du temps de calcul en conservant une bonne précision sur les résultats. La rapidité du calcul est difficilement explicable, bien que les résultats soient parfaitement cohérents avec les précédents. On voit que la surface totale d'échange croit significativement lorsque la puissance fournie se rapproche du minimum théorique, alors que le nombre d'échangeurs n'augmente pas significativement. La surface de chaque échangeur augmente afin de réduire le pincement des échanges et ainsi augmenter l'énergie récupérée. La simplification du nombre de flux a permis d'obtenir de meilleurs résultats et de construire un réseau d'échangeurs bien plus proche du minimum théorique défini par le MER.

L'étape suivante consiste à tester des utilités plus complexes, qui ne sont pas positionnées aux températures extrêmes. Mieux adaptées au procédé via l'étude de la grande courbe composite, de nouvelles utilités peuvent améliorer la performance globale du système de récupération.

4.4. Amélioration des utilités

Dans ce dernier exemple, deux cycles de Rankine organiques remplacent le refroidissement par eau afin de produire de l'électricité ce qui permet d'améliorer les performances exergetiques du procédé. Comme on peut le constater sur la Grande Courbe Composite (figure II - 15), l'utilité froide peut être apportée à un niveau de température supérieur à 15°C. D'une façon manuelle, on essaie de prélever la chaleur à 116°C et 86°C pour alimenter l'évaporateur de deux cycles de Rankine. Le rendement électrique du cycle à 116°C est supérieur au cycle à 86°C, mais ce dernier permet de valoriser plus de chaleur. Concernant l'utilité chaude, une unité de cogénération est employée pour satisfaire l'intégralité des besoins de chaud, à la température maximale de 383°C, en supposant une température de flamme de 800°C.

Ces nouvelles utilités thermodynamiques sont plus efficaces puisqu'elles assurent les besoins du procédé tout en produisant de l'électricité. Plus complexes, elles nécessitent cependant une bonne compréhension des courbes composites pour leur dimensionnement en puissance et en température. La solution proposée permet une production totale d'électricité de 18.7 MW. 14,7 MW sont produits par l'unité de cogénération tandis que les cycles organiques contribuent à hauteur de 4 MW.

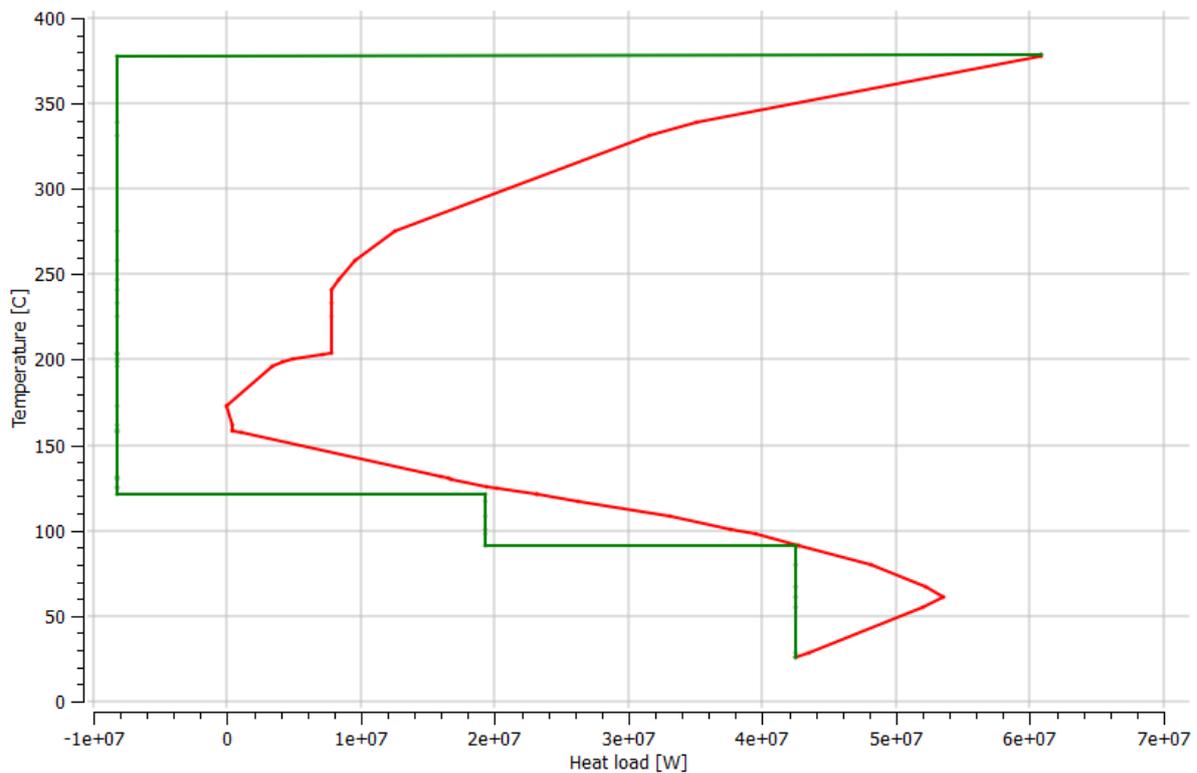


Figure II - 15 : Grande Courbe Composite du cas à utilités multiples

Le réseau obtenu avec une unité de cogénération produisant $70 \text{ MW}_{\text{th}}$ est composé de 43 échangeurs pour une surface totale de $118\,520 \text{ m}^2$. Cette surface très importante s'explique notamment par les écarts de température plus faibles au niveau des évaporateurs des cycles de Rankine ($34\,000 \text{ m}^2$) et au niveau de la cogénération ($27\,000 \text{ m}^2$) par rapport aux utilités classiques. Ces écarts de température sont visibles sur la Grande Courbe Composite, proposée figure II - 15.

Conclusion

Le choix d'une formulation pour le problème de conception d'un réseau d'échangeurs de chaleur a mis en lumière la diversité des approches des 30 dernières années. Le choix de l'algorithme développé par Barbaro et Bagajewicz a été guidé par plusieurs critères. La

formulation MILP permet une modularité et une structuration du code en groupes fonctionnels. De plus, deux solveurs peuvent être utilisés, GLPK (libre) et CPLEX (propriété d'IBM Software), comprenant chacun plusieurs méthodes de résolution. Les formules d'approximation de la différence de température logarithmique moyenne n'ont pas été implantées mais constituent une piste d'amélioration de notre méthode.

Des modifications ont été apportées à la formulation originale afin de prendre en compte les différentes technologies d'échangeurs, les flux à température de sortie variables (disponibilités) ainsi que diverses combinaisons d'interdictions et/ou d'obligations d'échanges. Ces modifications ont été testées et validées, notamment sur le cas de référence 4SP1. La formulation améliorée a été testée sur les cas de référence extraits de la littérature.

Un cas réel, issu de la littérature et présenté par Kemp comme un des premiers cas d'études de la méthode du pincement, a été abordé sous différents angles pour éprouver la formulation développée. Des réseaux d'échangeurs ont été construits avec 29 flux procédés, mais le MER s'est révélé impossible à atteindre. Une analyse plus poussée des flux a permis d'en réduire le nombre, ce qui facilite la résolution. Des réseaux d'échangeurs plus performants car plus proche du MER ont été construits

Enfin, la construction d'un réseau d'échangeurs qui propose des utilités thermodynamiques complexes a mis en évidence le besoin de bien dimensionner de telles utilités notamment en illustrant leur impact sur le coût du réseau d'échangeur. Si leur efficacité justifie leur emploi, leur positionnement hors des températures extrêmes nécessite une bonne connaissance de la méthode du pincement ainsi qu'une maîtrise de l'analyse exergétique. Au vu des performances de l'algorithme, multiplier les utilités proposées manuellement apparaît contre-productif.

Cependant, le choix des utilités est un paramètre clé pour construire un réseau d'échangeurs optimal. La méthode du pincement fournit les outils adéquats pour le dimensionnement et le positionnement de ces utilités : les courbes composites et la grande courbe composite. Après avoir étudié plusieurs cas industriels, nous nous sommes interrogés sur la pertinence d'automatiser le choix des utilités en fonction d'une grande courbe composite donnée.

C'est pourquoi la présélection des utilités thermodynamique comme les pompes à chaleur, les unités de cogénération ou encore les Cycles de Rankine Organiques (ORC) sera au cœur du prochain chapitre.

Chapitre III : Module de pré-sélection d'utilités thermodynamiques

Le chapitre précédent a montré que la conception du réseau d'échangeurs pour un procédé de taille conséquente est un réel challenge. La formulation employée, qui est une amélioration de celle de Barbaro et Bagajewicz, permet de concevoir ce réseau en optimisant le coût des échangeurs et le coût des utilités. Le dernier exemple a mis en évidence la difficulté de construire un réseau lorsque les flux sont trop nombreux, utilités et procédés confondus. Une des contraintes de l'algorithme de construction du réseau d'échangeurs est de satisfaire les besoins en chaud et en froid des procédés, de façon à compenser le MER et le MER_{Cold}. Pour cela, outre les échangeurs de chaleur, il doit déterminer les utilités chaudes et froides les plus adaptées, c'est-à-dire celles qui réduisent les coûts tout en améliorant les performances énergétiques. Or, ces utilités doivent être proposées *a priori*. Deux façons de faire sont envisageables :

- Proposer une chaudière pour les besoins chauds, à la température maximale du procédé, et un groupe froid pour les besoins de froid à une température inférieure à la température minimale, et laisser l'algorithme les dimensionner. Cette solution fonctionne sur tous les cas d'étude mais ne prend pas en compte le profil des besoins en fonction de la température. Des utilités thermodynamiques plus performantes existent et peuvent réduire la destruction d'exergie et donc le coût opératoire.
- Développer une bibliothèque d'utilités plus ou moins exhaustive, et tester toutes ces utilités lors de la création du HEN. Le nombre de variables va augmenter considérablement, et la caractéristique combinatoire du problème va faire croître exponentiellement le temps de calcul, amenant rapidement le solveur à ses limites.

Quelque soit l'approche adoptée, un utilisateur avec peu d'expérience sur la méthode du pincement aura donc beaucoup de mal à obtenir des résultats cohérents et exploitables. D'autant plus que la connaissance du procédé qu'il étudie doit être associée à une maîtrise des technologies thermodynamiques à proposer. C'est pourquoi un module de pré-sélection d'utilités thermodynamiques dont les performances dépendent des niveaux de température est développé.

L'objectif de ce module est de proposer des utilités thermodynamiques performantes en se basant sur le profil des besoins de puissance en fonction de la température (c'est la Grande Courbe Composite), et en utilisant un critère qui minimise la consommation

d'exergie. Le nombre d'utilités est alors plus restreint et elles sont adaptées au procédé. De plus, pouvoir tester des technologies proposées par le module évite de passer à côté de solutions pertinentes mais non triviales.

La 1^{ère} partie de ce chapitre est consacrée à la présentation des principes qui sous-tendent le développement du module de présélection. Contrairement à un « *Target* » d'utilités tel que défini par Linnhoff (dimensionnement en puissance des utilités proposées par l'utilisateur), l'objectif n'est pas de répondre intégralement aux besoins énergétiques mais de réduire la consommation d'exergie. L'exploitation des poches auto-suffisantes a fait l'objet d'une présentation à la conférence ECOS 2013 et d'une publication dans l'*International Journal of Thermodynamics*.

La seconde partie du chapitre commence par la généralisation de la formulation mathématique du problème, incluant l'ensemble des utilités thermodynamiques, la construction de la nouvelle courbe composite, la définition des contraintes de placement des utilités et l'objectif à atteindre par l'algorithme. Ensuite, une démonstration du module est réalisée sur un cas brassicole sur lequel des pompes à chaleur et des unités de cogénération sont testées. Ce travail fait l'objet d'un article soumis à *Chemical & Computer Engineering* qui est reproduit intégralement.

1. Développement du module de présélection : Inspiration et Principes physiques

Les utilités thermodynamiques tel que les pompes à chaleur voient leur efficacité évoluer avec les températures de travail, au condenseur comme à l'évaporateur. Ainsi, la modification de la température de condensation d'une pompe à chaleur va modifier la puissance apportée au condenseur, pour une puissance d'évaporation constante. La formulation mathématique de l'algorithme serait donc non-linéaire et il faudrait employer d'autres méthodes de résolution.

L'objectif de ce module est de décorrélérer le choix et le dimensionnement des utilités de la conception du réseau d'échangeurs. Cette séparation est indispensable pour conserver la linéarité de l'algorithme de conception du réseau d'échangeurs. La linéarité a été conservée pour le module de pré-sélection, ce qui permet d'employer une formulation MILP, réalisée en langage GLPK et résolue par GLPK ou Cplex, comme la formulation du réseau d'échangeurs. De plus, les solutions ont été intégrées au logiciel CERES et sont utilisables directement comme données d'entrée pour l'étape de conception du réseau d'échangeurs.

1.1. Les différents types d'utilité

Cinq utilités différentes sont modélisées de façon simplifiée dans l'algorithme et peuvent être présélectionnées :

- Les pompes à chaleur « procédé » : conçues pour des échanges entre deux flux procédés ;
- Les pompes à chaleur « utilités » : conçues pour des échanges entre un flux et une source extérieure ;
- Les unités de cogénération (Combined Heat & Power, CHP) ;
- Les cycles de Rankine organiques (ORC) ;
- Les groupes de production de froid.

Les pompes à chaleur « procédé » sont liées à deux flux. L'hypothèse retenue est que l'évaporation et la condensation se font à température constante. L'axe vertical de la grande courbe composite, correspondant aux températures, est discrétisé. A chaque température correspond une puissance nécessaire, chaude au dessus du pincement, froide en dessous. Notons T_1, \dots, T_n la discrétisation en température. Une pompe à chaleur faisant intervenir deux flux, ses composants doivent avoir deux indices distincts. Différents éléments caractérisent une pompe à chaleur :

- Un booléen $\text{BoolPac}_{j,k}$: il servira à déterminer la présence ou non d'une PAC travaillant entre T_j et T_k .
- Une variable continue $\text{Pac}_{j,k}$: comprise entre 0 et 1 et inférieure à $\text{BoolPac}_{j,k}$, elle définit le ratio entre la puissance prélevée par la PAC à T_j et la puissance totale P_j disponible à T_j .
- Un coefficient de performance de Carnot $\text{COP}_{j,k}$: il s'agit de la meilleure performance théorique de la PAC qui est calculée de la façon suivante : $\text{COP}_{j,k} = T_k / (T_k - T_j)$.

Les mêmes éléments sont utilisés pour caractériser les ORC, les unités de cogénération et les groupes froids, bien que le COP soit remplacé par une efficacité pour les deux premiers.

Par ailleurs, une efficacité exergétique permet de prendre en compte les destructions d'exergie d'une utilité par rapport aux machines idéales. Des températures de référence sont également nécessaires pour réaliser des calculs exergétiques. Notées T_0 et T_f , il s'agit respectivement de la température ambiante et de la température de flamme. L'objectif de cette étape sera de minimiser le contenu exergétique des utilités utilisées pour répondre aux besoins de chaleur et de refroidissement du procédé.

1.2. Restriction de l'espace de recherche

Plutôt qu'une optimisation paramétrique de plusieurs utilités, l'intégralité des utilités possibles à tous les niveaux de températures est testée afin de conserver la linéarité de la formulation. Toutefois, l'aspect combinatoire refait vite son apparition. Prenons le cas du dimensionnement de plusieurs PAC.

Soit une échelle de température d'une centaine de degré, avec 30 points de discrétisation, assurant une précision de 3°C. La pompe à chaleur qui évapore à T_1 peut condenser aux 29 températures supérieures, celle qui évapore à T_2 peut condenser aux 28 températures supérieures, et ainsi de suite... Le nombre de pompes à chaleur différentes est égal à :

$$\sum_{k=1}^{29} (30 - k) = \sum_{i=1}^{29} i = \frac{29(30)}{2} = 435$$

Si l'on veut choisir le meilleur ensemble de 2 PAC parmi ces 435 disponibles, le nombre de possibilités est calculé à l'aide d'opérateurs combinatoires :

$$\binom{435}{2} = \frac{435!}{(435 - 2)! 2!} = 94345 \text{ possibilités}$$

Le même calcul pour un ensemble de 3 PAC aboutit à plus de 13,6 millions de possibilités. Sachant que l'on veut tester plusieurs types d'utilités, plusieurs utilités de chaque type et à terme des combinaisons de plusieurs types d'utilités, il est important de limiter l'expansion de ce nombre.

Tout d'abord, deux zones distinctes sont créées, séparées par le pincement du procédé. En effet, les règles d'or de la méthode du Pincement stipulent que tout apport de chaleur sous le pincement est interdit. De même, tout apport de froid, ou prélèvement de chaleur est interdit au dessus du pincement. Ainsi, pour être efficace et autorisée, une pompe à chaleur doit évaporer sous le pincement et condenser au dessus.

Cela impose l'ajout d'un indice sur les températures, pour définir la zone. Ainsi, $T_{y,j}$ correspond maintenant à la température y de la zone j , avec $j \in \llbracket 1,2 \rrbracket$. Les éléments à 2 indices décrivant la PAC comportent désormais 4 indices : 2 pour la température

d'évaporation, 2 pour la température de condensation. Ainsi, $\text{BoolPac}_{j,k}$ devient $\text{BoolPac}_{y,j,z,k}$. Sur notre exemple à 30 points de discrétisation, en supposant un pincement au milieu de la plage de température (hypothèse la plus défavorable), il y a 15 points dans chaque zone, ce qui laisse 225 PAC différentes possibles (15^2). Le nombre d'ensembles de 3 PAC différents décroît de 13,6 millions à 1.96 million.

Une dernière amélioration est apportée à la discrétisation en autorisant la création de plus de deux zones. En effet, l'étude bibliographique a permis de mettre en évidence la possibilité de placer une pompe à chaleur sous le pincement de façon efficace sous certaines conditions bien précises.

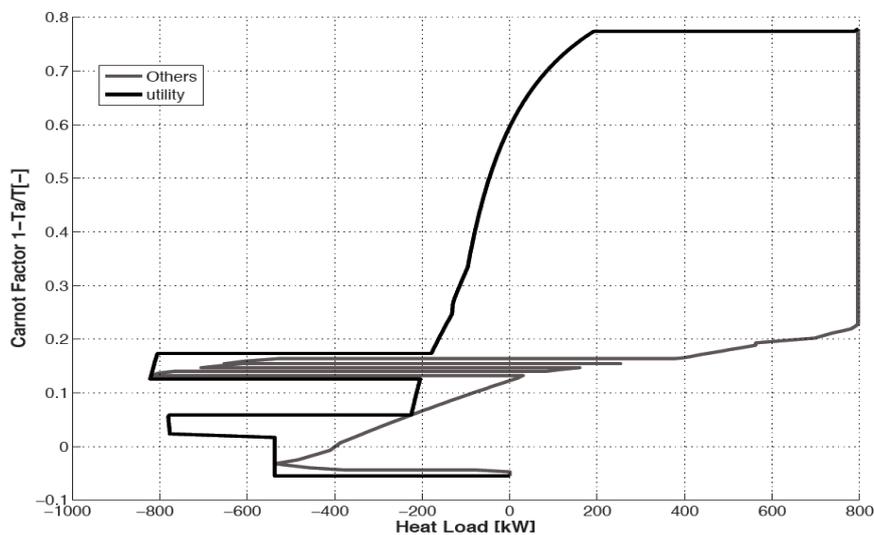


Figure III - 1 : Positionnement de PAC sous le pincement (Becker, 2012)

Sur la figure III - 1, on peut voir la grande courbe composite d'un procédé de pasteurisation du lait. L'ordonnée est ici le facteur de Carnot. L'étude originale fait état de l'installation d'une pompe à chaleur et du maintien d'un groupe froid. Interpellé par cette violation d'une règle d'or de la méthode du pincement, ce cas d'étude a été repris pour développer et valider le module et fait l'objet d'une publication lors du congrès ECOS (Thibault, 2013). La figure III - 2 montre le résultat pour la présélection de 3 PAC, dont les caractéristiques sont synthétisées dans le tableau III - 1.

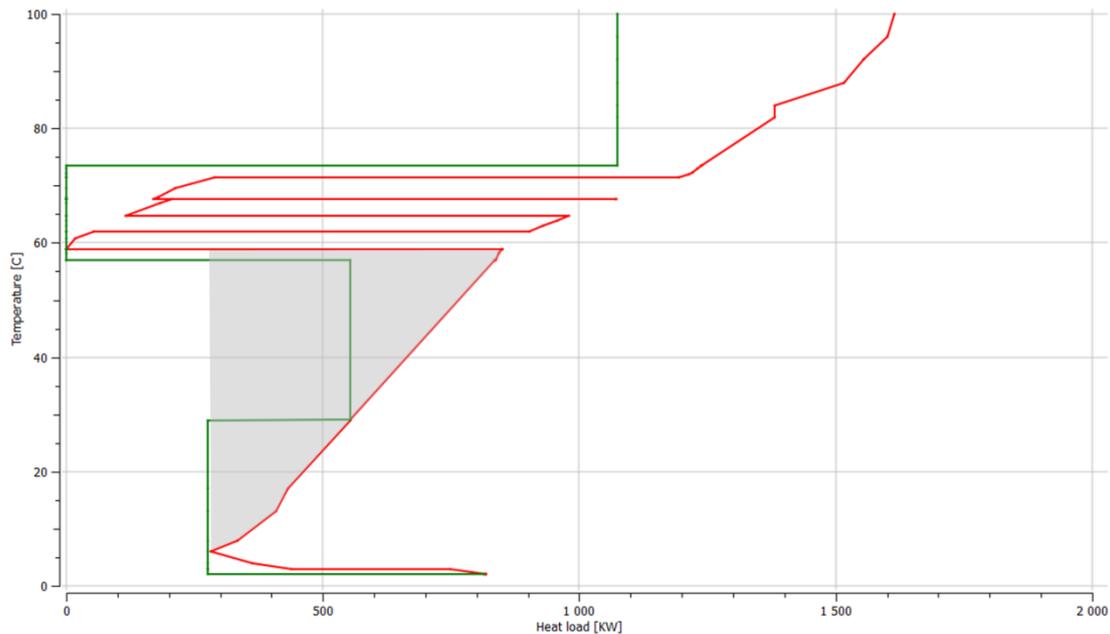


Figure III - 2 : Dimensionnement de 3 PAC sur le procédé laitier

	<i>Evaporateur</i>		<i>Condenseur</i>		<i>COP</i>
	<i>Temperature</i> (°C)	<i>Puissance</i> (W)	<i>Temperature</i> (°C)	<i>Puissance</i> (W)	
PAC 1	0	304	73.5	467	2.9
PAC 2	56.9	559	73.5	607	12.6
PAC 3	0	233	29	277	6.3

Tableau III - 1 : Caractéristiques de dimensionnement des PAC

La PAC 1 assure un besoin de froid à 0°C et vient assurer une partie du besoin chaud à 73.5°C. La PAC 2 assure un besoin de froid, mais vient prélever de la puissance dans la zone grisée, appelée poche auto-suffisante. La PAC 3 vient remplir cette poche auto-suffisante. Une poche auto-suffisante est définie comme une plage de température bornée par deux minimum locaux de puissance. Cela définit une zone grisée sur la GCC dans laquelle les besoins s'équilibrent d'eux-mêmes entre les deux températures. Le prélèvement dans une poche ne peut être effectué que si la même puissance est apportée à un niveau de température inférieur. Ceci justifie l'emploi de la PAC 3, entièrement sous le pincement, et permet de solliciter davantage la PAC 2, qui possède un excellent coefficient de performance.

Puisqu'une PAC peut être installée sous le pincement si elle vient remplir une poche auto-suffisante, d'autres zones sont créées. Ainsi, les minimums locaux de puissance à une

température inférieure au pincement sont appelés points de pincement potentiels. Les nouvelles zones sont délimitées par les points de pincements, qu'ils soient principaux ou potentiels. Pour être prise en compte, une PAC devra traverser au moins un point de pincement.

Supposons que notre zone inférieure initiale de 15 points soit découpée en deux zones de 5 et 10 points par un pincement potentiel, la partie supérieure au pincement restant à 15. Le nombre de PAC possible devient alors :

$$5 * 10 + 5 * 15 + 10 * 15 = 275$$

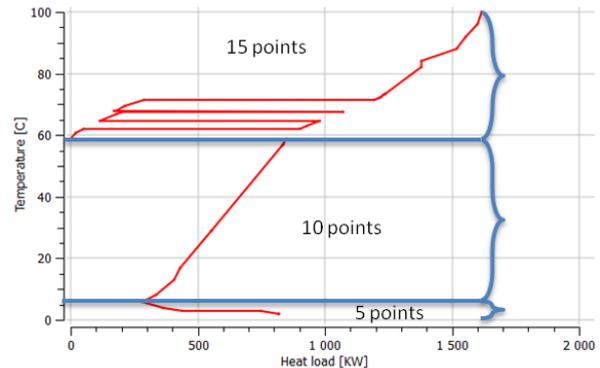


Figure III - 3 : Découpage en zones

Le nombre de possibilités augmente, ce qui est normal puisqu'on autorise le positionnement de PAC à des endroits qui étaient auparavant interdits. Cette amélioration permet de trouver de nouvelles solutions qui ne sont pas prévues par la méthode du pincement, puisqu'elle transgresse une des règles d'or, tout en conservant la rapidité de résolution.

Les PAC « procédés » sont complexes car elles sont positionnables sur toute la plage de température. Les autres utilités seront localisées dans des zones selon leur technologie.

1.3. Zonage thermique des autres utilités

Si les pompes à chaleur « procédés » nécessitent 4 indices pour les définir, les autres utilités n'en ont besoin que de deux. En effet, les groupes froids, les ORC et les PAC « utilités » échangent à la température ambiante avec une source illimitée. Le condenseur des groupes froids ou des ORC et l'évaporateur des PAC « utilités » sont à une température fixe qui ne nécessite aucun indice particulier. De la même façon, les unités de cogénération fonctionnent entre une température de flamme, fixée, et une température du procédé. Le positionnement ne dépend pas de la discrétisation en température, mais directement des températures T_O , T_F , et de leur position l'une par l'autre.

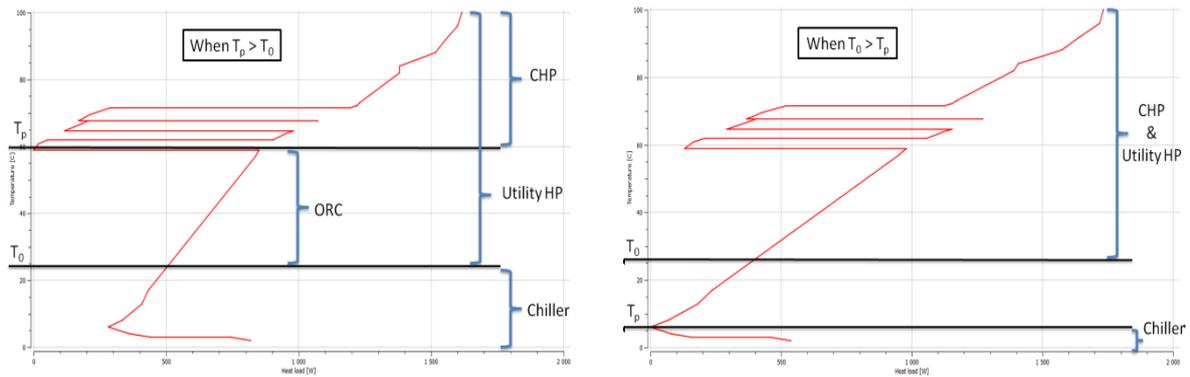


Figure III - 4 : Positionnement des utilités selon les températures de référence

De part leur technologie et le principe thermodynamique qui sous-tend le fonctionnement de ces utilités, la plage de température potentielle pour installer chacune des utilités est différente (Figure III - 4) :

- Les évaporateurs des groupes froids se positionnent à des températures inférieures à la fois à la température ambiante et à la température du pincement.
- Les unités de cogénération ne sont efficaces qu'au dessus du maximum de ces deux températures.
- Les PAC utilitaires doivent être placées au dessus de la température ambiante, mais pas nécessairement au delà du pincement si une autre pompe à chaleur est placée au dessus, comme on a pu le constater dans la 1^{ère} partie de ce chapitre.
- En revanche, les cycles de Rankine organiques doivent être placés sous le pincement, mais au dessus de la température ambiante.

2. Formulation mathématique et cas d'exemple

La seconde partie de ce chapitre développe la formulation mathématique du problème de présélection des différents types d'utilités. Cette formulation est ensuite mise à l'épreuve d'un cas industriel réel. Un article a été soumis au journal Chemical & Computer Engineering et englobe ces deux parties.

A MILP algorithm for utilities pre-design based on the Pinch Analysis and an exergy criterion

Fabien THIBAULT^{a,b,2}, Assaad ZOUGHAIB^a, Sandrine PELLOUX-PRAYER^b

^a Centre Efficacité Energétique des Systèmes (CES), Mines Paristech, 5 Rue Léon Blum, 91120 Palaiseau, FR

^b EDF Lab Les Renardières, EDF R&D, Avenue des Renardières, 77250 Ecuelles, FR

Abstract: Designing Heat Exchangers Network for heat recovery is a challenge currently solved with optimization algorithms. However, making a tradeoff between HEN and utilities rely on how relevant are the proposed utilities. In this paper we propose a preselection algorithm for utilities, focused on chillers, heat pumps, Organic Rankine Cycles (ORC) units and Combined Heat & Power (CHP) units. The Pinch Analysis is used to provide input data such as the Grand Composite Curve (GCC). A MILP algorithm based on an exergy criterion automatically preselects and predesigns utilities from the GCC. The formulation of the optimization problem is described, and so the degrees of freedom for the user. Finally, an example from Food & Drink industry shows the performance of this algorithm. Fast and accurate, this algorithm has been implemented in a software named CERES to prepare the results for the HEN design, which is not described in this article.

Key words: Energy Integration, Exergy, MILP Optimization, utility design

Nomenclature

Parameters

CHP _{max}	Maximum number of CHP units to pre-design
CondP	Mean pinch at Condenser [K]
COPGf _{y,j}	Coefficient of Performance for chiller which evaporates at T _{y,j}
COPPacPr _{y,j,z,k}	Coefficient of Performance for heat pump between T _{y,j} and T _{z,k}
COPPacUt _{z,k}	Coefficient of Performance for heat pump between T ₀ and T _{z,k}
EffOrc _{y,j}	Efficiency of ORC Unit at T _{y,j}
EffChp _j	Efficiency of CHP Unit at T _{y,j}
EvaP	Mean Pinch at evaporator [K]
GF _{max}	Maximum number of chillers to pre-design
ORC _{max}	Maximum number of ORC units to pre-design
PAC _{max}	Maximum number of heat pumps to pre-design
Q _{z,k}	Heat Load of element k in zone z (input data) [kW]
RdtEx	Mean Exergetic Efficiency of thermodynamics utilities
S _z	Number of elements in zone z
T ₀	Ambiant Temperature [K]
T _{Condmax}	Maximum temperature for heat pumps condensers [K]
T _f	Flame Temperature [K]
T _{z,k}	Temperature of element k in zone z (input data) [K]
Z	Number of temperature areas

² Corresponding author. Tel +33 169194234. Email address : fabien.thibault@mines-paristech.fr

Variables

BoolChp _k	Auxiliary binary variable that determines whether the k-th CHP Unit exists
BoolGf _{z,k}	Auxiliary binary variable that determines whether the chiller at T _{z,k} exists
BoolOrc _{z,k}	Auxiliary binary variable that determines whether the ORC at T _{z,k} exists
BoolPacPr _{y,j,z,k}	Auxiliary binary variable that determines whether the process heat pump between T _{y,j} and T _{z,k} exists
BoolPacUt _{z,k}	Auxiliary binary variable that determines whether the utility heat pump between T ₀ and T _{z,k} exists
InitExergy	Initial exergy requirements [kW]
InitMexr	Initial MExR (Minimum Exergy Requirements) [kW]
FinalExergy	Final exergy requirements [kW]
FinalMexr	Final MExR [kW]
FChp _k	Continuous variable corresponding to the ratio between the heat load provided at T _{z,k} by the k th CHP unit and the heat load needed Q _{Zones,k}
FGf _{z,k}	Continuous variable corresponding to the ratio between the heat load provided by the chiller at T _{z,k} and the cooling need Q _{z,k}
FOrc _{z,k}	Continuous variable corresponding to the ratio between the heat load taken by the ORC Unit at T _{z,k} and the cooling need Q _{z,k}
FPacPr _{y,j,z,k}	Continuous variable corresponding to the ratio between the heat load taken at T _{y,j} by the heat pump working between T _{y,j} and T _{z,k} (with T _{y,j} < T _{z,k}) and the heat load Q _{y,j}
FPacUt _{z,k}	Continuous variable corresponding to the ratio between the heat load provided at T _{z,k} by the heat pump working between T ₀ and T _{z,k} and the heat load Q _{z,k}
NHL _{y,j}	Net Heat Load at T _{y,j} [kW]
PApp _{y,j}	Sum of heat loads provided by utilities at T _{y,j} [kW]
PElec _{z,k}	Electric Consumption of utilities which operates at T _{z,k} [kW]
PPrel _{z,k}	Sum of heat loads taken by utilities at T _{z,k} [kW]
PPrelChp	Heat load needed to feed CHP units [kW]
TEC	Total Electric Consumption of utilities [kW]
TEP	Total Electric Production of utilities [kW]
THL _{z,k}	Net Heat Load at element k of zone z [kW]
ZEC _z	Electric Consumption in zone z [kW]
ZEP _z	Electric Production in zone z [kW]

1 Introduction

In the early 90s, Linnhoff (**Linnhoff B., 1990**) developed a methodology for the study of chemical industry processes. To summarize hot and cold needs, he created Composites Curves and Grand Composite Curve (GCC) which allow a graphical representation of possible heat recovery. Then he suggested a graphical way to position utilities on GCC. To cover heat demand, he disposed three level of vaporized water (High, Middle and Low Pressure). For cooling needs, cooling water and chiller are used. Even if manual, this method shows the interest of the GCC for utilities integration. For instance, it has been used to design a CHP unit with superheated vapor (**Zainuddin A.M., Yee L.F., 2004**) or a heat pump on a biomass plants (**Pavlas M. et al, 2010**).

Others developed algorithmic methods to fit utilities to the MER at the lowest cost (**Papoulias S.A., Grossmann I.E., 1983**), and to optimize a set of three heat pumps coupled with energy storage (**Murr R., 2011**). A multi-optimization has been run to optimize heat pumps and CHP units on both economic and environmental criteria (**Dumbliauskaite M., 2010**). These cases deal with optimization of utilities which have been previously and manually preselected and defined by their temperature levels. The challenge lies in the fact that the amount of heat transferred and the efficiency of utilities tightly rely on temperature levels. In literature references, these last are set up before optimization step, and trial-and-error are required. Such iterations could be time-consuming if there are too many utilities to explore.

Moreover, the present algorithm is a part of a research project (**CERES Project, 2011-2014**). We have to keep in mind this following step: the Heat Exchangers Network (HEN) design. If some algorithms exist to design HEN, in different ways of programming (MILP, NLP, MINLP, EA, SA...), inputs data have to be set very precisely. For minimizing the global cost (HEN and utilities), the algorithm picks up utilities in a set defined by the user. If too many utilities are available in the set, algorithm may crash down because of complexity. Moreover, relevant utilities that are not submitted will never be chosen.

The objective of the present article is to describe an algorithm that makes in one step automatic utilities preselection and pre-design. This MILP algorithm is based on the Grand Composite Curve (GCC) utilization and a simplified exergy definition. Independently from their cost, utilities proposed by the present algorithm will be chosen according to their energy efficiency, based on exergy criteria. It has the following features:

- Defines the number of utilities of each type
- Makes a useful step between data extraction and HEN design
- Tests various, fitted combinations of utilities

2 Mathematical Model

2.1 Definitions

2.1.1 Input data

The algorithm described in this paper is based on the Grand Composite Curve. As the GCC represents the net heat load needed for each temperature level, the implicit assumption is that possible direct heat exchanges have been performed. The remaining heat needs have to be provided by external utilities. In addition to basic utilities (e.g. boilers...), the algorithm pre-design advanced thermodynamics utilities, like heat pumps, ORC or CHP Units.

The algorithm uses GCC as input data. It is automatically generated by software CERES which applies the transshipment model. The vertical axis, the temperature range, is subdivided into several sections, delimited by the main pinch point (MPP) and other heat load minimum, thereafter called Potential Pinch Point (PPP) (Figure). This defines a number of zones (Z), each of them delimited by 2 pinch points (main one or potential). At each PPP, self-sufficient pockets appear: when there is the same heat load at two different temperatures, an increase followed by a decrease of heat load required generates a self-sufficient pocket.

In each zone z, the angular points of the GCC are considered to create a first set of temperature intervals. These correspond to incoming or depleted heat flow. Moreover, a maximal temperature step is introduced as a parameter. Any higher temperature interval will be halved until it respects this parameter. It is a key parameter to balance speed and accuracy of the algorithm that should be fit to the studied process.

Once the temperature intervals defined, the parameter S_z defines the number of temperature segments in each zone z. Each point is therefore described by two parameters $T_{z,k}$ and $Q_{z,k}$, respectively temperature and heat load, with $z \in [1, Z]$ et $k \in [1, S_z]$.

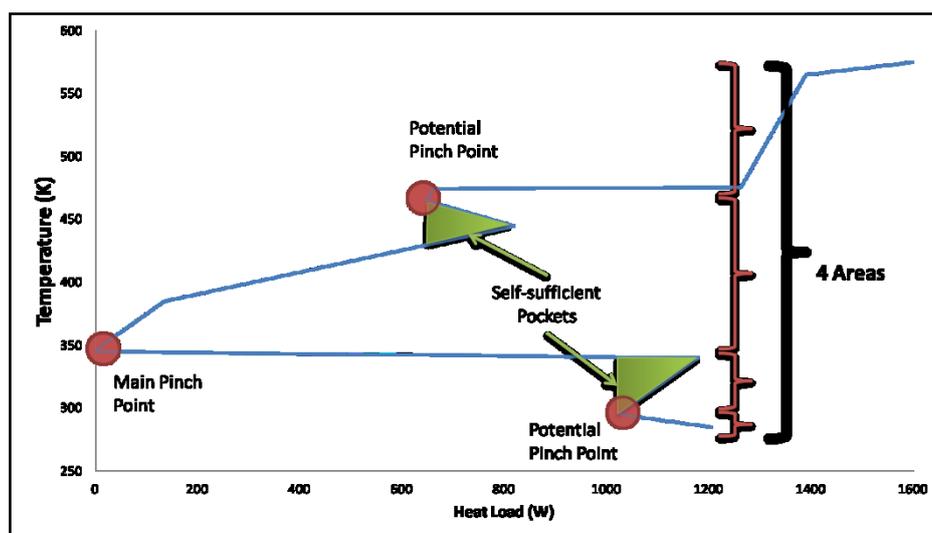


Figure 1: Self-sufficient Pockets and Pinch Points (Thibault F., 2013)

2.1.2 Utilities Modeling

The aim of this algorithm is to pre-design utilities that fit the best the process for the exergy criteria. At this preliminary step, simplified models based on thermodynamic laws have been developed, instead of consistent models. To pre-design utilities means find the optimal operating temperature levels for technology. Simple models are defined for each technology, based on ideal cycle efficiency and exergy efficiency. Defined as the ratio between the real cycle performance and the ideal one, the exergy efficiency is commonly set between 0.5 and 0.6. This value is considered as achievable for most of the technologies that are investigated (Ayachi, 2014)

Neither temperature levels nor heat load is known a priori for the utilities to be used. In the case of heat pumps, heat loads are linked to temperature with COP, which is temperature dependant, the problem could be non linear. To avoid non-linearity, but also to drastically limit the number of utilities and ease post-processing, a linear formulation with Boolean variables is proposed. A very large number of utilities will be described, using each couple of elements of the discrete temperature axis. For each utility, the coefficient of performance or the efficiency ($COP_{Gf,y,j}$, $COP_{PacPr,y,j,z,k}$, $COP_{PacUt,y,j}$, $EffOrc_{y,j}$, $EffChp_j$) is calculated with equations (1) to (5) before the optimization problem. Fluids are assumed to be only gaseous or liquid. In consequence, pinches at evaporators and condensers are parameters, separately set by default at 5K (Linnhoff, 1990).

$$COP_{PacPr_{y,j,z,k}} = RdtEx * \frac{T_{z,k} + CondP}{(T_{z,k} + CondP) - (T_{y,j} - EvaP)} \quad (1)$$

$$COP_{PacUt_{y,j}} = RdtEx * \frac{T_{y,j} + CondP}{(T_{y,j} + CondP) - (T_0 - EvaP)} \quad (2)$$

$$COP_{Gf_{y,j}} = RdtEx * \frac{T_0 + CondP}{(T_0 + CondP) - (T_{y,j} - EvaP)} \quad (3)$$

$$EffOrc_{y,j} = RdtEx * \left(1 - \frac{T_0 + EvaP}{(T_{y,j} - CondP)} \right) \quad (4)$$

$$EffChp_j = RdtEx * \left(1 - \frac{T_{zones,j} + EvaP}{(T_f - CondP)} \right) \quad (5)$$

Indeed, two variables, one boolean and one continuous, are used to describe respectively the presence of the utility ($BoolChp_k$, $BoolGf_{z,k}$, $BoolOrc_{z,k}$, $BoolPacPr_{y,j,z,k}$, $BoolPacUt_{z,k}$) and the fraction of the available heat load used ($FChp_k$, $FGf_{z,k}$, $FOrc_{z,k}$, $FPacPr_{y,j,z,k}$, $FPacUt_{z,k}$). Using boolean variable gives ability to count utilities and to set a maximum number of utilities to pre-design as a constraint. As utility cannot take more than available heat load at a temperature, the equations (6) to (10) limits both the factor and nullify it if utility is absent.

$$FChp_k \leq BoolChp_k \quad (6)$$

$$FGf_{z,k} \leq BoolGf_{z,k} \quad (7)$$

$$FOrc_{z,k} \leq BoolOrc_{z,k} \quad (8)$$

$$FPacPr_{y,j,z,k} \leq BoolPacPr_{y,j,z,k} \quad (9)$$

$$FPacUt_{z,k} \leq BoolPacUt_{z,k} \quad (10)$$

In order to avoid a too large number of small-sized utilities and to ease data post-processing, a maximum number of each technology is set up as a parameter.

$$\sum_{k \in [1, S_z]} BoolChp_k < CHP_{max} \quad (11)$$

$$\sum_{\substack{z \in [1, Z-1] \\ k \in [1, S_z]}} BoolGf_{z,k} < GF_{max} \quad (12)$$

$$\sum_{\substack{z \in [1, Z-1] \\ k \in [1, S_z]}} BoolOrc_{z,k} < ORC_{max} \quad (13)$$

$$\sum_{\substack{y,z \in [1,Z] \\ y < z}} \sum_{\substack{j \in [1,S_y] \\ k \in [1,S_z]}} BoolPacPr_{y,j,z,k} + \sum_{\substack{z \in [1,Z] \\ k \in [1,S_z]}} BoolPacUt_{z,k} < PAC_{max} \quad (14)$$

2.1.3 Energy balance

At each temperature level, a certain number of utilities may be used, each of them providing or taking a heat load. The different technologies of utilities could be divided into two sets:

- Process heat pumps (HP): they will exchange heat load between process streams, allowing thermal exchange from a cold stream to a warmer one. To be efficient, a process HP has to cross a pinch point (**Thibault F., 2013**). Evaporators of these HP will be set up in areas 1 to (Z-1), whereas condensers will be set up in areas 2 to Z.
- Utilities heat pumps, chillers, ORCs and CHP units: they evacuate heat from process to an external heat sink or provide heat from an external source. As chillers and ORC units remove heat, they have to be set below the main pinch point, whereas CHP units have to be set above the main pinch point.

The equations (15) and (16) evaluate the total heat load taken at $T_{y,j}$. Difference occurs between areas 1 to Z-1 and area Z, where only heat is provided. As far as we only consider the energy which is taken off, just 3 types of utilities are concerned: process heat pumps, chillers and ORC units.

$$\forall y \in [1, Z - 1], \forall j \in [1, S_y], \quad (15)$$

$$Pprel_{y,j} = \left(\left(\sum_{\substack{z \in [y+1, Z] \\ k \in S_z}} (FPacPr_{y,j,z,k}) \right) + FGf_{y,j} + FOrC_{y,j} \right) Q_{y,j} \\ \forall k \in [1, S_z] Pprel_{z,k} = 0 \quad (16)$$

Hereafter are the equations for the total heat provided at $T_{z,k}$. In the first zone, no heat will be provided, as there are remaining cooling needs. In intermediary areas, condensers of both process and utilities heat pumps can be set. In Zone Z, where there are only heating needs, CHP units will complete heat pumps to provide energy.

$$\forall k \in [1, S_1], Papp_{1,k} = 0 \quad (17)$$

$$\forall z \in [2, Z - 1], \forall k \in [1, S_z],$$

$$Papp_{z,k} = \sum_{\substack{y \in [1, Z-1] \\ j \in S_y}} \left(FPacPr_{y,j,z,k} Q_{y,j} \frac{COPpacPr_{y,j,z,k}}{COPpacPr_{y,j,z,k} - 1} \right) + FPacUt_{z,k} Q_{z,k} \quad (18)$$

$$\forall k \in [1, S_z],$$

$$Papp_{z,k} = \sum_{\substack{y \in [1, Z-1] \\ j \in S_y}} \left(FPacPr_{y,j,z,k} Q_{y,j} \frac{COPpacPr_{y,j,z,k}}{COPpacPr_{y,j,z,k} - 1} \right) + (FPacUt_{z,k} + FChp_k) Q_{z,k} \quad (19)$$

2.1.4 GCC's update

The next step consists in rebuilding the GCC, updated so as to take into account the effect of utilities on process heat loads. In areas below the main pinch, adding a utility will reduce cooling needs below the temperature level of the utility. In the same way, in the upper areas, a utility providing heat load at any temperature implies a drop of heating needs all over this temperature equal to this heat load. Below the pinch, net heat load of updated GCC is built with equation (20) and equation (21) updates the GCC above the pinch:

$$\forall y \in [1, Z - 1], \forall j \in [1, S_y],$$

$$NHL_{y,j} = Q_{y,j} + \sum_{\substack{i \in [j, S_y] \\ j \in S_y}} (PApp_{y,i} - PPre_{y,i}) + \sum_{\substack{y \neq Z-1 \\ z \in [y+1, Z-1] \\ k \in [1, S_z]}} (PApp_{z,k} - PPre_{z,k}) \quad (20)$$

$$\forall j \in [1, S_z], NHL_{z,j} = Q_{z,j} - \sum_{i \in [1..j]} PApp_{z,i} \quad (21)$$

A GCC can have more than one pinch point, but the creation of new pinch point must not suppress the original main pinch point, which leads to an increase of MER. That's why the main constraint for the new GCC is:

$$\forall y \in [1, Z], \forall j \in [1, S_z], NHL_{y,j} \geq 0 \quad (22)$$

2.1.5 Electricity production and consumption

When all utilities are set up, the electricity consumption and production has to be calculated in order to evaluate overall exergy destruction. Heat pumps (process and utilities) and chillers consume electricity, whereas ORC and CHP units produce it. Only the net production is calculated, but more constraints could be added, as a production higher than the consumption (self-sufficiency of the process) or lower (in process usage but no sale of electricity). Local and total electricity consumptions are calculated with equations (23) to (25).

$$\forall y \in [1, Z - 1], \forall j \in [1, S_y],$$

$$Pelec_{y,j} = \sum_{\substack{z \in [y+1, Z] \\ k \in [1, S_z]}} \left(\frac{FPacPr_{y,j,z,k} * Q_{y,j}}{COPPacPr_{y,j,z,k} - 1} \right) + \frac{FPacUt_{y,j} * Q_{y,j}}{COPPacUt_{y,j}} + \frac{FGf_{y,j} * Q_{y,j}}{COPGf_{y,j} - 1} \quad (23)$$

$$\forall j \in [1, S_z], Pelec_{z,j} = FPacUt_{z,j} * Q_{z,j} * \frac{1}{COPPacUt_{z,j}} \quad (24)$$

$$TEC = \sum_{z \in [1, Z]} \sum_{k \in [1, S_z]} Pelec_{z,k} \quad (25)$$

The electricity production is ensured by ORC units below the pinch, and CHP units above the pinch. The total electricity production is:

$$TEP = \sum_{z \in [1, Z-1]} \sum_{k \in [1, S_z]} FOr_{c_{z,k}} * Q_{z,k} * EffOr_{c_{z,k}} + \sum_{k \in [1, S_z]} FChp_k * Q_{z,k} * \frac{EffChp_k}{1 - EffChp_k} \quad (26)$$

Because CHP units provide heat and produce electricity, they need a hot source to do this. The heat load necessary for all CHP units is:

$$Pprel_{chp} = \sum_{k \in [1, S_z]} FChp_k * Q_{z,k} * \frac{1}{1 - EffChp_k} \quad (27)$$

2.1.6 Restriction on utilities placement

As the problem uses binary variables, the amount of possible solutions can dramatically increase. For instance, consider a GCC with two areas, 10 temperature points above the pinch and 20 below. 200 different process heat pumps are potentially feasible. Depending on the number of heat pumps to be selected, the combinatory analysis gives a sky rocketing number of possibilities: 19900 for 2 heat pumps to pre-design, more than 1.3 million for 3.

As the algorithm aims to pre-designing various numbers of different technologies of utilities, it has to be quick and accurate. The following constraints are also added to reduce the number of possibilities. The reference temperature T_0 , considered as the temperature of the ambient heat sink temperature, is used to calculate exergy amounts, but it will also define boundaries for some technologies. Below T_0 , PacUt and ORC are forbidden:

$$\text{if } T_{z,k} < T_0, BoolPacUt_{z,k} = 0 \quad (28)$$

$$\text{if } T_{z,k} < T_0, BoolOr_{c_{z,k}} = 0 \quad (29)$$

In the same way, chillers are forbidden above the temperature T_0 :

$$\text{if } T_{z,k} > T_0, BoolGf_{z,k} = 0 \quad (30)$$

Then, in order to introduce a technology feasibility criterion for heat pumps, a new parameter is introduced : $T_{Condmax}$. It is the maximal temperature for setting condensers of heat pumps. Nowadays, on shelf available heat pumps are limited to 100°C at condensers and this value rises up to 130°C for some under development technologies. So, this parameter not only reduces the number of heat pumps to be tested, but also allows user to carry on different pre-design studies : at $T_{Condmax}=100^\circ\text{C}$, existing technologies are tested and solutions are easily feasible, whereas at $T_{Condmax}=130^\circ\text{C}$, if the gain is consequent compared to the previous case, new technologies could be considered and further developments would be mandatory. Finally, with higher $T_{Condmax}$, it is possible to identify R&D roadmaps for heat pumps designers in some specific industrial fields.

These two equations correspond to $T_{Condmax}$ restriction:

$$if T_{z,k} > T_{Condmax}, BoolPacPr_{y,j,z,k} = 0 \quad (31)$$

$$if T_{z,k} > T_{Condmax}, BoolPacUt_{z,k} = 0 \quad (32)$$

2.1.7 Objective function

Finally, the objective function is total exergy destruction. It includes utilities electricity consumption and production, heat source consumption of CHP units and exergy needed for remaining hot and cold MER. Energy levels defined by Feng (Feng X., 1997) are used. The overall exergy destruction is calculated as follows:

$$FinalExergy = NHL_{1,1} * RdtEx * \begin{cases} 0, & if T_{1,1} > T_0 \\ \frac{T_0 - T_{1,1}}{T_{1,1}}, & if T_{1,1} < T_0 \end{cases} \quad (33)$$

$$+ (NHL_{z,S_z} + Pprel_{chp}) * \frac{T_f - T_0}{T_f} + TEC - TEP$$

where NHL_{z,S_z} corresponds to the remaining hot MER and $NHL_{1,1}$ to the remaining cold MER.

3 Case study

3.1 Presentation of the case study

Possibilities and utilization of this pre-design module for utilities is illustrated with a case study. It's a brewery application studied by Becker (Becker, 2012). The heat loads are summarized in Table 1 and corresponding composites curves and GCC are plotted in Figure 25. Main pinch point is around 15°C, and the GCC presents many phase changes, no self-sufficient pockets below the main pinch point but a 'large nose'. It means that from 10°C to 60°C, needs are small but increase quickly out of this range of temperature.

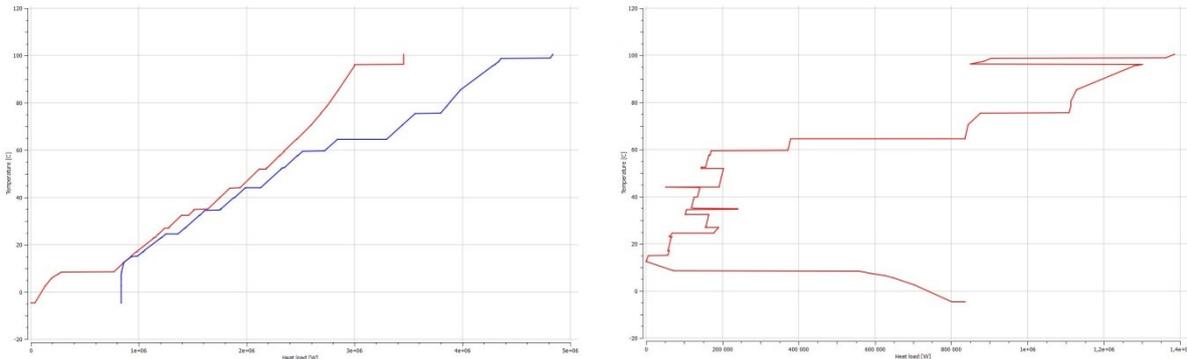


Figure 25 : Initial Composites curves and Grand composite Curve of the brewery process

The considered utilities depend on the profile of the GCC. In this case, heat pumps and CHP units are relevant because pinch point is too low for ORC units. The general parameters of the algorithm for this case are summed up in the Table 1. The discretization step leads to 102 temperature intervals. In the following part of the article, notice will be given in case of any parameter modification. While algorithm have been written in GLPK language, the solver Cplex (IBM) is being used to solve it.

Parameters	Values
Ambient Temperature (K)	$T_0 = 288,15$
Flame Temperature (K)	$T_f = 1073,15$
Pinch at Evaporators and condensers (K)	$EvaP = CondP = 5$
Maximal Temperature condensation for HP (K)	$T_{Condmax} = 393,15$
Maximal Temperature Discretization step (K)	2
Exergy Efficiency	$RdtEx = 0.6$

Table 1 : Preselection Parameters

For each scenario, the results are displayed with the hot and cold composites curves as well as with the Integrated Composite Curve, which represents the GCC surrounded on its left side by the utility curve. Temperature levels of heat pumps are guided by the exergy destruction minimization criteria, whereas the heat

load is maximized to fit utilities curve to GCC. Graphically, the aim is to obtain a utility curve closed to the GCC which decreases the area between them. It means a decrease in exergy destruction and a better use of energy. Moreover, final exergy consumption, remaining MEXR and electric consumption are summarized up at the end of both original and retrofit case.

3.2 Utilities Preselection on original case

In the first scenario, the utilities already implemented on site are not considered.

3.2.1 Case 1: Single heat pump

First, the selection of only one heat pump and no other utility is considered. The problem contains 8813 non zeros variables, 1138 of them are binary. The proposed heat pump evaporates at -2°C , i.e. 271.15K, and provides 1327 kW at 104°C , i.e. 377.15K. It represents almost 95% of the MER, which leads to a great decrease in exergy consumption. Moreover, even if they are less exergy-consuming, cooling needs are also drastically reduced due to the evaporator of the heat pump. With a COP of 2.1, the temperature difference remains feasible for double-staged heat pump on this GCC with a large “nose”. As heat pumps involve phase changes for their own refrigerants, they naturally fit to GCC including horizontal lines, meaning phase changes.

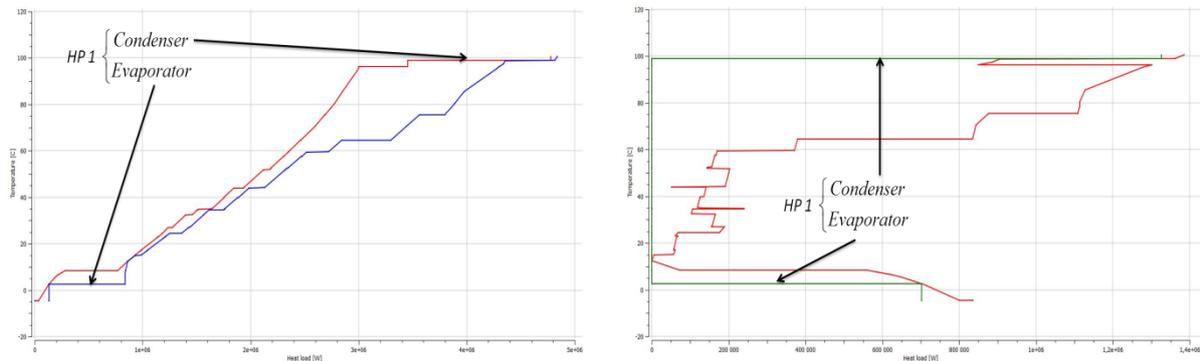


Figure 3 : Results CC and GCC for the brewery process (1 heat pump)

3.2.2 Case 2: Double heat pumps

Pre-designing two heat pumps could improve COP and/or increase heat load transfer and the result could be quite different from previously. In this case, HP1 is really different from previous case, and HP2 nearly complete both MER and MER_{Cold}, with a COP of 1.9. Even if it is very unlikely to be cost efficient, it shows that heat pumps can be used for providing both cooling and heating needs. HP2, with a very low COP and a large range of temperature, is acceptable from an exergy point of view but may be questionable when considering economical feasibility. At this step, it is important to notice that heat pumps are not designed for a specific process flow, but according to the global needs of the GCC. Matching heat flows to choose the location of evaporator and condenser will be done at the next step, the Heat Exchangers Network Design, which is not the subject of the present paper.

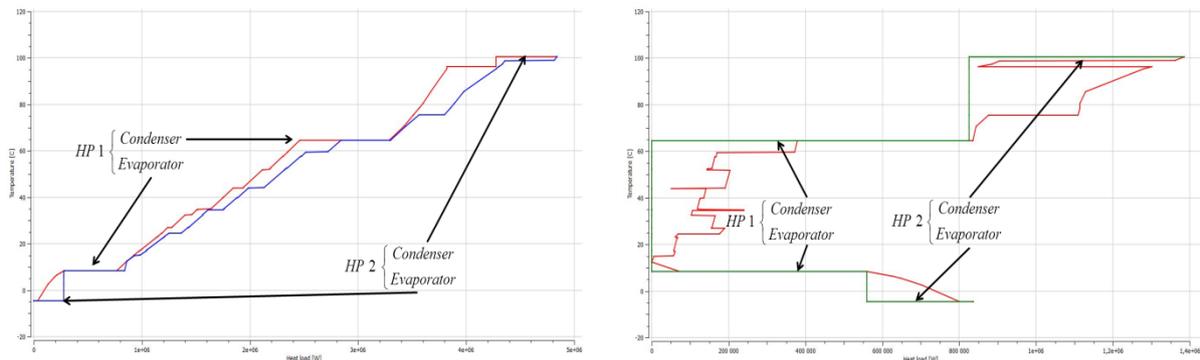


Figure 4 : Results CC and GCC for the brewery process (2 heat pumps)

3.2.3 Case 3: Single heat pump with a CHP unit

CHP unit uses fuel burning as a heat source at the flame temperature T_f , fixed in parameters. Heat pumps and CHP units make a symbiosis, as electricity produced by the CHP unit can supply the heat pump's compressor. Results show a heat pump working from 4°C , i.e. 277.15K to 69°C , i.e. 342.15K, the same as in the second case, but a CHP Unit has been added to deliver heat needs at 105°C , i.e. 378.15K. It leads to a small decrease in total exergy consumption (-10.4% compared to a single heat pump) but to a negative electric consumption, thanks to

the CHP unit which produces more electricity than the heat pump needs. Coupling HP and CHP Units to provide heat at different temperature levels while keeping electricity consumption low is interesting when electricity power supply are limited. However, cooling needs remain for a minor part.

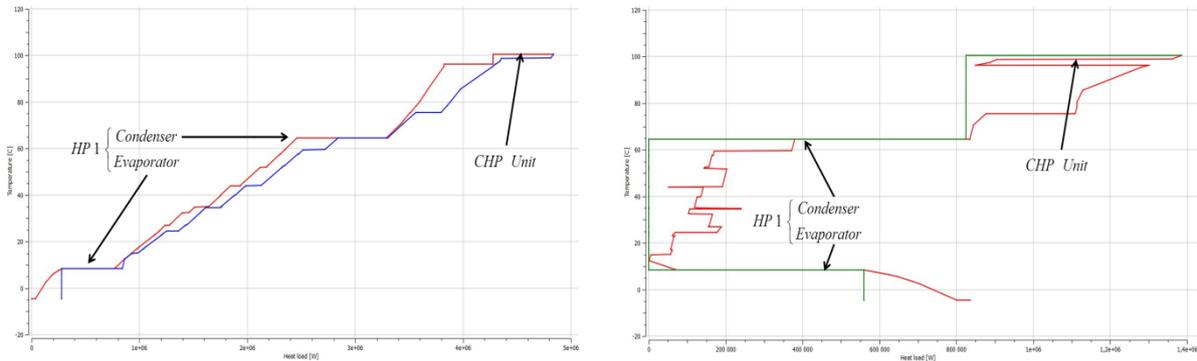


Figure 5 : Results CC and GCC for the brewery process (1 heat pump with 1 CHP unit)

All these results are summed up in Table 2, electric consumption of chillers correspond to exergy required to achieve cooling needs:

	Reference Case	1 HP	2 HP	1 HP + CHP Unit
Exergy Needs [kW]	963	683	549	612
Electricity Consumption [kW]	0	624 Chiller : +20	549 No Chiller	-94 Chiller : +42
COP of Heat Pumps [-]	-	2,1	3,1 1,9	3,1

Table 2 : Results for preselection on original case study

3.3 Utilities Preselection on retrofit case

In this case, the existing cooling system is kept unchanged. It operates between -8°C and 30°C , and provides 880kW of cooling needs. Indeed, the heat rejected at the condenser could be recovered by a HP. GCC is thus modified: cooling needs of the process is satisfied by the chiller, but a new cooling need appears due to the condenser. In fact, this chiller corresponds to a heat pump which cannot be modified. The number of temperature intervals rises from 102 to 105.

3.3.1 Single heat pump

As there is a chiller, the cooling needs can be satisfied at higher temperature level. Compared to the original case, it allows heat pump to increase its COP or raise its condenser's temperature level. Results show a raise of condenser's temperature level from 69°C to 105°C . Heat pump provides the whole MER, even if COP decreases due to higher temperature range.

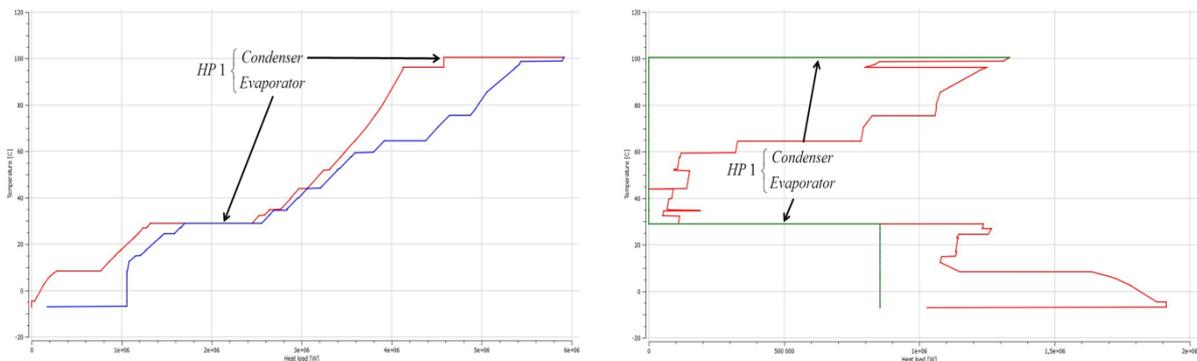


Figure 6 : Results CC and GCC for the brewery process with chiller retrofit (1 heat pump)

3.3.2 Double heat pumps

The pre-design of two heat pumps is perfect to provide heat at the two process main temperature levels (i.e. 70 and 105°C, respectively 343.15 and 378.15K), allowing a higher COP of 4.5 for HP1. Exergy needs decrease by 24% and electricity consumption decreases by 22%. Another consequence of the higher efficiency of the heat pumps is the small decrease of the MER_{Cold} : lower electricity consumption is counterbalanced by larger heat load exchange at the evaporator.

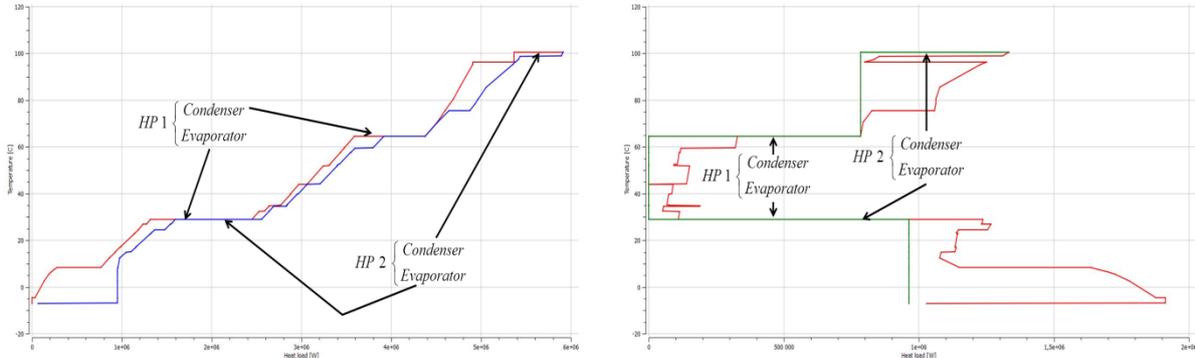


Figure 7 : Results CC and GCC for the brewery process with chiller retrofit (2 heat pumps)

3.3.3 Single heat pump with a CHP unit

This last case is very interesting by showing improvements and technology breakthrough. The algorithm is asked to design one heat pump and/or one CHP Unit. Results show a heat pump with a large temperature difference, and a transferred heat load of 1310kW. Otherwise, even if heat is still available at 25°C, i.e. 298.15K, to feed evaporator, a CHP Unit is set at the maximum temperature to achieve heating needs. So, at 105°C, i.e. 378,15K, CHP Unit is, from an exergy point of view, more efficient than a heat pump. Compared to the single heat pump case, exergy needs decrease very slightly.

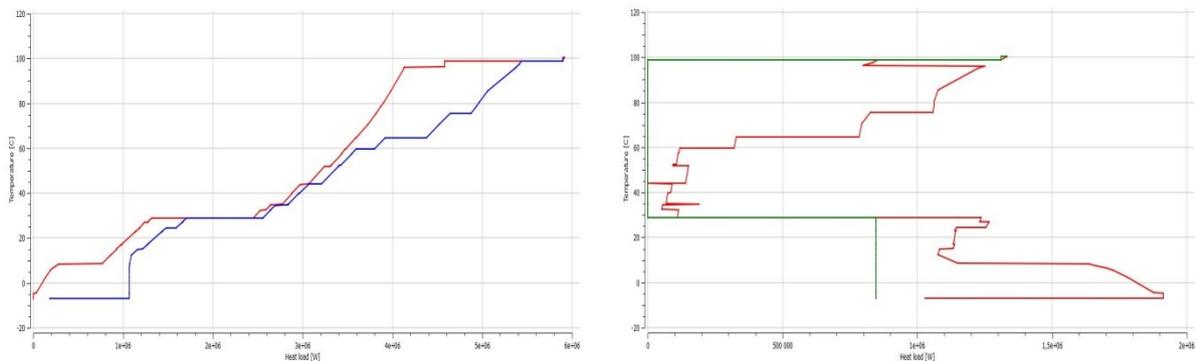


Figure 8 : Results CC and GCC for the brewery process with chiller retrofit (1 heat pump with 1 CHP unit)

100°C seems to be a borderline temperature, which separate heat pumps from CHP Units technology in this case. The $T_{CondMax}$ parameter is now used to limit condenser temperature at 90°C, i.e. 363.15K. It slightly increases the problem size : 19118 non zeros variables, with 341 binaries. Compared to former case on Table 3, exergy needs increase but electric consumption becomes negative. It means heat pump can be powered with electricity produced by the CHP unit. Moreover, COP of heat pump increases from 2.8 to 4.5. So CHP unit makes HP work more efficiently. Compared to the 2 HP case, only the most efficient HP have been selected and the electrical self-sufficiency may be an advantage. Depending on the local context (economical context, infrastructure, environmental context...), the economical optimization may lead to favor the only HP's solution or the HP combined to CHP one. Another parameter usually forgotten is the cost for updating the site electrical installation: when substituting boiler by heat pumps this may lead to choose the HP combined to CHP solution.

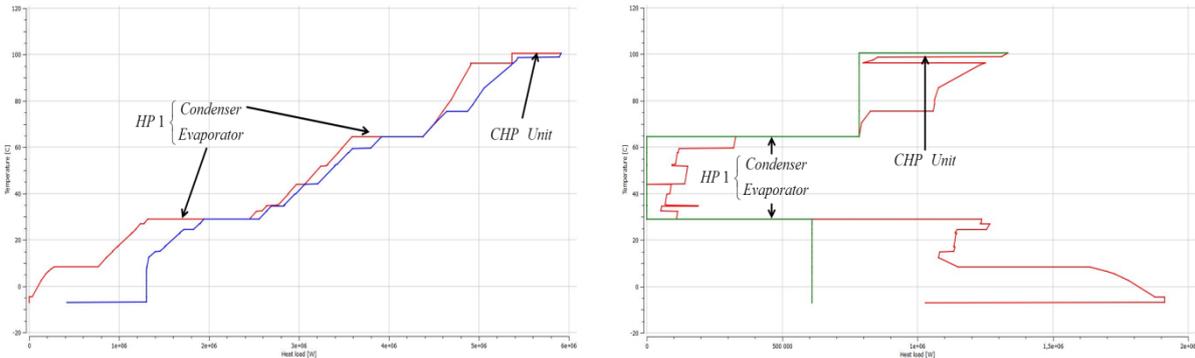


Figure 9 : Results CC and GCC with chiller retrofit (1 heat pump with 1 CHP unit) and use of $T_{CondMax}$

These results are summarized in Table 3. Chiller's electric consumption is mentioned while remaining cooling needs can be provided above T_0 and so are considered free.

	Reference Case	1 HP	2 HP	1 HP + CHP Unit	1 HP + CHP Unit (+ use of $T_{CondMax}$)
Exergy Needs [kW]	954	479	372	476	482
Electricity Consumption [kW]	0	479 Chiller : 244	372 Chiller : 244	448 Chiller : 244	-179 Chiller : 244
COP of Heat Pumps [-]		2.8	2.8 4.5	2.8	4.5

Table 3 : Results for preselection on retrofit case study

3.4 Results Comparison

The exergy and electric consumption are calculated considering all utilities: predesigned and retrofit's one. The chiller needs $244kW_{elec}$ to produce $884kW_{cold}$.

Case	Exergy Needs [kW]			Electric Consumption [kW]		
	New utilities	Chiller Retrofit	Difference	New utilities	Chiller Retrofit	Difference
1 HP	683	723	+40	644	723	+79
2 HP	549	616	+67	549	616	+67
1 HP + CHP Unit	612	712	+100	-52	692	+744
1 HP + CHP Unit + use of $T_{CondMax}$	612	704	+92	-52	65	+117

Table 4 : Impact of chiller retrofit on utilities preselection

For similar set of utilities, the retrofit case always has a negative impact both on the exergy needs and on the electricity consumption. Even if the chiller has been properly designed for cooling needs of a process' flow, it doesn't fit to the whole process. An interesting comparison lies between two new HPs and one single HP with chiller retrofit, because chillers are thermodynamically equivalent to HP. A difference of more than $170kW$, both for exergy and electricity, prove that having a chiller design for a single process' flow is prejudicial for energy integration. Keeping an existing utility in a new architecture always leads to energy penalty but may be interesting from economical point of view by reducing the investment costs.

Conclusion

Heat Exchangers Network design is a hard-constrained step in Pinch Analysis. To ease automatic HEN design, a preselection algorithm for utilities has been developed. It is efficient, reliable, accurate and quick (calculation time < 10s). 4 different utilities technologies are implemented and other technologies could be added such as absorption chillers. We have proven through a case study that combination between heat pumps and CHP unit are efficient to provide MER with no extra-needs of electricity.

Emphasis has been put on post-processing, as this algorithm is a part of a bigger project aiming to studying a process plant from composites curves to optimized HEN with maximum heat load recovery and efficient thermodynamic utilities. It is necessary for this preselection step to be a fast one step to avoid iterations and trial and error utility selection.

Acknowledgement

We thank the French National Research Agency (ANR) for their funding of the CERES-2 project (Energy paths for energy recovery in Industrial Systems).

References

- Ayachi F., Boulawz Ksayer E., Zoughaib A., Neveu P., ORC optimization for medium grade heat recovery, *Energy*, vol 10, 2014, *in press*
- Becker H., Methodology and Thermo-Economic Optimization for Integration of Industrial Heat Pumps, Thèse de Doctorat, 2012.
- Ceres Project, 2011 – 2014, website: <http://www.ecleer.com/web/guest/industry/projects/ceres>
- Dumbliauskaite M., Becker H., Marechal F., Utility optimization in a brewery process based on energy integration methodology, EPFL, Proceedings ECOS 2009.
- Feng X., Zhu X.X., Combining Pinch and exergy analysis for process modifications, *Applied Thermal Engineering*, Vol 17, 1997, pp. 249-261,
- Linnhoff, B., *Introduction to Pinch Technology*, 1990, pp. 1-63
- Murr R., Thieriot H., Zoughaib A., Clodic D., Multi-objective optimization of a multi water-to-water heat pump system using evolutionary algorithm, *Applied Energy*, vol 88, 2011, pp. 3580-3591.
- Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach in process synthesis--II : Heat recovery networks. *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 7, 1983, pp. 707-721.
- Pavlas M., Stehlik P., Oral J., Heat integrated pumping for biomass gasification processing, *Applied Thermal Engineering*, Vol 30, 2010 pp. 30-35.
- Thibault F., Zoughaib A., Jumel S., An Exergy-based LP algorithm for Heat Pump Integration in industrial processes, Proceedings ECOS 2013.
- Zainuddin A., Yee L.F., Maximising utility savings through appropriate implementation of combined heat and power scheme, *Jurnal Teknologi*, Vol 41, 2004, pp. 53-62.

Appendice

Unit	Name	Tin [°C]	Tout [°C]	Heat Load [kW]	DTmin/2
hotcold	bc_c1	10	25	61.5	2.5
	bc_h1	11	11	438.8	2.5
	bc_h2	11	-2	182.2	2.5
	bc_h3	-2	-2	35.4	2.5
	bc_h4	25	5	82	2.5
	bh_c1	10	76	597.6	2.5
	bh_c2	10	76	478.6	2.5
	bh_c3	76	98	325.5	2.5
	bh_c4	98	98	455.1	0.8
	bh_h1	98	98	455.1	1.7
	bh_h2	98	20	60.6	2.5
	bh_h3	98	9	1247.3	2.5
wash	bw_c1	37.3	37.3	9.7	2.5
	bw_c2	50	50	11.8	2.5
	bw_c3	73	73	232.6	2.5
	bw_c4	55.1	55.1	3	2.5
	bw_h1	37.7	37.7	8.8	2.5
	bw_h2	25.6	25.6	7.3	2.5
	bw_h3	19.6	19.6	4.1	2.5
past4	bp4_c1	12.5	12.5	14.3	2.5
	bp4_c1	22	22	36.9	2.5
	bp4_c1	32	32	47.1	2.5
	bp4_c1	41.5	41.5	49.5	2.5
	bp4_c1	57	57	71.1	2.5
	bp4_c1	62	62	134.3	2.5
	bp4_h1	54.5	54.5	22.3	2.5
	bp4_h2	46.5	46.5	33.4	2.5
	bp4_h3	37.5	37.5	41.1	2.5
bp4_h4	29.5	29.5	35.5	2.5	
past12	bp12_c1	12.5	12.5	36.8	2.5
	bp12_c2	22	22	70.2	2.5
	bp12_c3	32	32	86.5	2.5
	bp12_c4	41.5	41.5	90.7	2.5
	bp12_c5	57	57	130.2	2.5
	bp12_c6	62	62	321.8	2.5
	bp12_h1	54.5	54.5	36.9	2.5
	bp12_h2	46.5	46.5	57.4	2.5
	bp12_h3	37.5	37.5	72	2.5
	bp12_h4	35	35	62	2.5
past3	bp3_c1	5	73	334.3	2.5
	bp3_h1	73	8	319.5	2.5
CIP	make_up	10	95	250.5	2.5
	soap	20	95	6.4	2.5
	distr	83	95	145.8	2.5
	discharge	83	15	206.6	2.5

Table 5 : Data for brewery case study

Chapitre IV : Application de la méthodologie à une usine de fabrication de papier

1. Méthodologie d'étude de problèmes d'intégration énergétique

1.1. Enchaînement Présélection des Utilités / Conception du HEN

Le développement du module de Présélection répond à plusieurs besoins identifiés et permet de faciliter la conception du HEN en évitant des itérations laborieuses, à savoir :

- La lourdeur des calculs de conception de HEN qui, dans l'hypothèse d'itérations, deviennent rédhibitoires;
- La nécessité de proposer et dimensionner différentes technologies d'utilités pour générer des scénarios en amont de la construction du réseau d'échangeur.

Le module de présélection, basé sur des critères exergetiques, n'a pas pour vocation initiale de proposer des utilités répondant aux besoins de chaud et de froid, mais de proposer des utilités qui réduisent la destruction d'exergie.

Afin de pouvoir séquencer le module de présélection et celui de conception du réseau d'échangeurs de chaleur, une fonctionnalité de complément des minimums d'énergie requise, côté chaud et côté froid, a été ajoutée. Lors de la lecture des résultats du module de présélection, les utilités les plus efficaces d'un point de vue exergetique sont ajoutées aux flux du procédé. Ensuite, de façon automatique et sans aucune considération d'efficacité, sont ajoutés :

- Une chaudière, à la température de flamme T_f définie par l'utilisateur, et pour une puissance égale au MER restant ;
- Un système de refroidissement, opérant à la température minimale du procédé (dans le cas où un groupe froid est nécessaire, celui-ci a son condenseur à la température ambiante) et d'une puissance froide égale au MER_{Cold} .

Ces deux utilités permettent d'assurer l'équilibre énergétique de tout les flux présents, condition nécessaire à la convergence de l'algorithme de conception du réseau d'échangeurs de chaleur. De cette façon, l'utilisateur peut directement enchaîner l'étape de présélection et l'étape de construction du HEN.

1.2. Analyse de l'état actuel du procédé

L'analyse énergétique par la méthode du pincement nécessite une grande quantité d'informations pour pouvoir fournir des résultats pertinents. L'acquisition des flux procédés, des températures, des puissances, des rythmes de production et des consommations actuelles réparties par ateliers est une étape cruciale. Des valeurs de référence peuvent être calculées pour estimer le potentiel de récupération d'un procédé.

La première valeur de référence est la consommation actuelle, si possible par atelier de production. Idéalement, ces valeurs sont obtenues en relevant les compteurs d'énergie et d'eau et en instrumentant en température les entrées et sorties des procédés unitaires. Une fois acquises, ces valeurs doivent être analysées pour assurer un bouclage du bilan énergétique et déceler d'éventuelles mesures erronées. Les mesures sont en général redondantes. Cette étape est cruciale et associe une modélisation simplifiée des étapes du procédé qui permet de vérifier la cohérence des mesures. Si l'étude est réalisée en amont de la construction de l'usine, ce qui est idéal pour concevoir un réseau d'échangeurs optimal, les consommations peuvent être estimées à partir d'une modélisation du procédé, de procédés existants équivalents ou de ratios d'énergie par tonne produite disponibles dans la littérature.

La seconde valeur de référence est le minimum d'énergie requise théorique, obtenue avec une vision **thermodynamique** du procédé. C'est à dire que les calculs se focalisent uniquement sur les évolutions du produit. Par exemple, pour des besoins de chauffage, le besoin sera une quantité de chaleur à fournir entre la température d'entrée et la température cible. Il s'agit de la courbe verte sur la figure IV - 1. Cette approche est plus ou moins complexe selon les procédés et trouve tout son intérêt lors de la conception d'un système pour guider les choix technologiques.

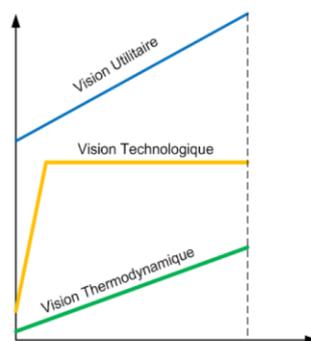


Figure IV - 1 : Confrontation des différentes visions sur un diagramme H - T

La 3ème valeur de référence et le minimum d'énergie requise théorique, obtenue avec une vision **technologique** du procédé. En pratique, un vecteur énergétique sera employé pour assurer les besoins, et il peut différer pour un même besoin thermodynamique selon la technologie retenue. La vapeur est majoritairement utilisée pour acheminer la chaleur de l'utilité jusqu'au produit, elle correspond à la courbe jaune de la figure IV - 1. La puissance nécessaire est identique mais les températures du vecteur énergétique et donc le potentiel de récupération évoluent selon les fluides.

Comparée à la vision thermodynamique, cette valeur permet de calculer l'augmentation de la consommation liée aux choix technologiques, augmentation qu'il ne sera pas possible de compenser par de la récupération. À technologies similaires, ce sera donc le minimum théorique atteignable.

1.3. Etudes avec/sans retrofit des échangeurs/utilités existants

Cette étape concerne essentiellement l'étude d'usine existante. Dans ce cas certains choix sont arrêtés. L'analyse des procédés de ces usines ne peut se permettre de remettre en cause les choix technologiques que si ceux là imposent une pénalité énergétique importante et que des alternatives innovantes permettent de réduire radicalement cette pénalité.

Les valeurs de référence et une approche technologique des opérations permettent dans un premier temps de déceler ces opportunités. Dans la majorité des cas, l'étude se focalisera sur la récupération de chaleur car la reconception du procédé est une opération lourde qui doit se justifier au niveau économique et au niveau de la qualité du produit.

Ainsi, l'étude d'un ou plusieurs procédés dans des usines existantes peut s'avérer délicate en raison de nombreuses contraintes existantes, parmi lesquelles :

- La position géographique relative des procédés dans l'usine,
- L'existence de systèmes de récupération et de valorisation de chaleur non optimaux,
- L'existence d'utilités sur site que l'industriel souhaite conserver,
- La disponibilité de vecteurs énergétiques (e.g. l'abonnement électrique qui impose une puissance maximale).

Le positionnement géographique est traité en découpant le problème en zones indépendantes, ou en mettant des pénalités pour des échanges thermiques lointains. Ceci peut être fait en utilisant des technologies d'échangeurs à pincements différents. Les pincements

faibles correspondant à des échanges avec des procédés voisins seront favorisés car les échanges sont plus efficaces et donc moins coûteux. La présence d'échangeurs existants impacte la grande courbe composite. L'évolution des indicateurs (MER, MER_{Cold}) donne une indication de leur efficacité et peut identifier des points de blocage dus à une récupération conçue localement et non globalement. Une reconception locale peut alors être envisagée.

Certaines utilités existantes peuvent être mises à l'arrêt sans diminuer l'efficacité globale de production de chaleur ou de froid. Par exemple, plusieurs groupes froids sont couramment installés en parallèle pour faciliter le pilotage en fonction de la charge. La diminution des besoins de froid peut conduire à l'arrêt d'un ou plusieurs groupes, sans impact sur la performance des groupes restants. En revanche, la présence d'un seul groupe froid sera problématique : diminuer la charge abaissera l'efficacité alors que le remplacement par un groupe de taille réduite nécessiterait des investissements conséquents.

Ainsi, chaque contrainte supplémentaire peut être traitée, mais il est recommandé de les prendre en compte de manière successive, pour évaluer l'impact de chacune d'elle. La présélection d'utilités doit être réalisée à chaque ajout de contrainte, puis un nouveau réseau est conçu pour confirmer ou infirmer l'intérêt des utilités proposées et les modifications de la structure du réseau. On propose de réaliser une étude de validation sur une usine existante de production de papier. On présente tout d'abord le procédé avant d'appliquer pas à pas les différentes étapes de l'analyse pour aboutir à des propositions d'amélioration du procédé.

2. Étude préliminaire du procédé de fabrication de papier

2.1. Présentation générale

A l'origine du papier se trouve la pâte à papier, qui est constituée de fibres cellulosiques (ou pulpe de papier) auxquelles ont été ajoutés un certain nombre de constituants chimiques. Les fibres cellulosiques sont généralement extraites du bois à l'aide de divers procédés (chimiques, mécaniques, ou combinaison des deux), mais peuvent également provenir de papier recyclé. La manufacture de papier peut reconstituer de la pâte provenant d'une usine extérieure ou intégrer la fabrication de la pâte sur le même site.

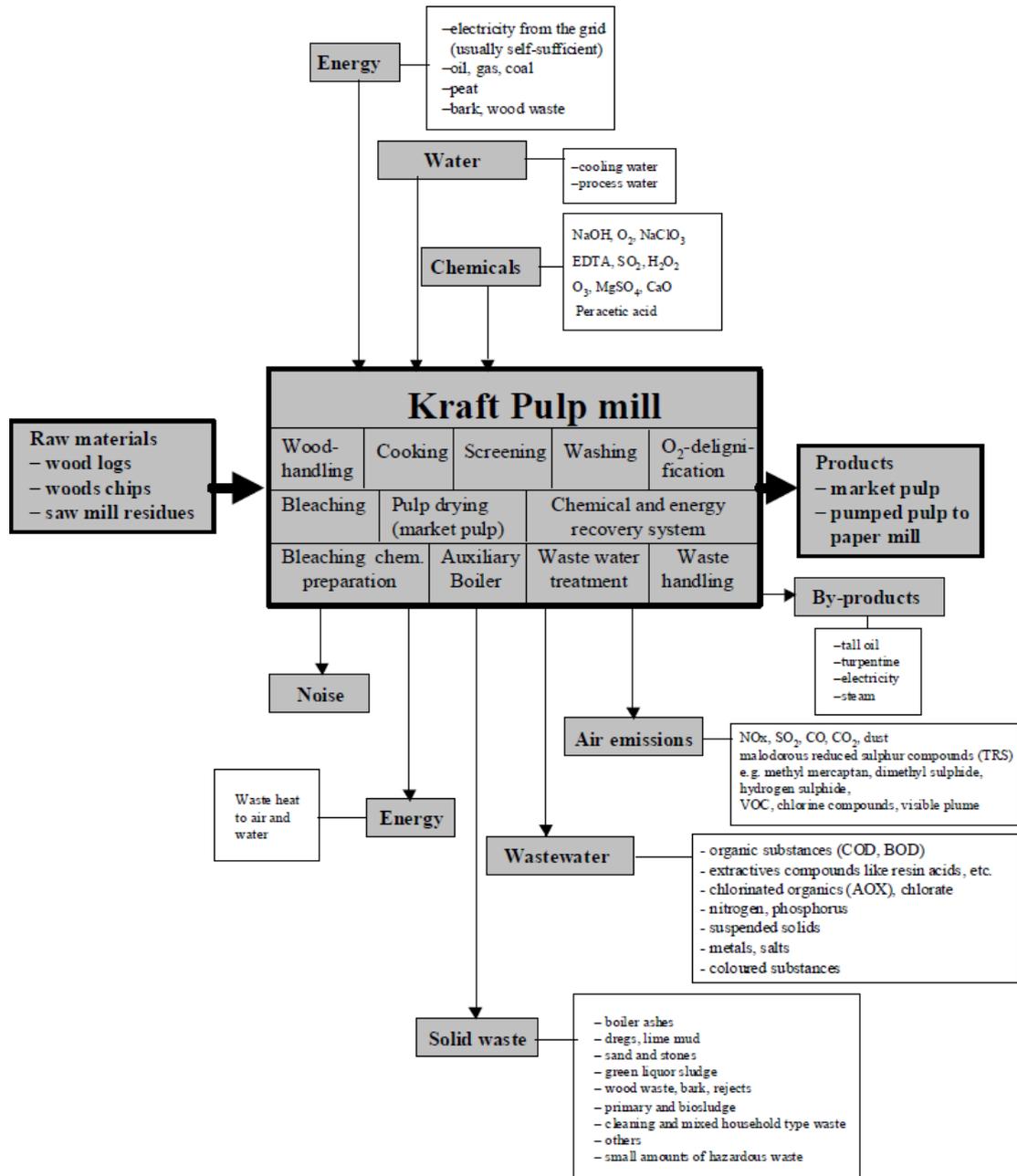


Figure IV - 2: Entrants et sortants dans une usine de production de pâte à papier

La fabrication de pâte à papier nécessite de grandes quantités d'eau et d'énergie, sous la forme de vapeur ou d'électricité. Les enjeux de la production de papier et de pâte à papier sont les rejets dans le milieu aquatique, les rejets à l'atmosphère et la consommation d'énergie. La figure IV - 2 présente l'ensemble des intrant et des sortants d'une papeterie. Leur présence étant liés au type de papier produit, ils ne sont pas tous présents sur l'ensemble des papeteries.

Sur le site considéré, lors de la phase de préparation, la suspension présente un taux de matières sèches, appelé siccité, de 0.6%, soit 6kg de fibres par mètre cube d'eau. La pâte à

papier est ensuite couchée sur un feutre et l'eau est extraite mécaniquement, d'abord par une aspiration sous vide, puis par une section de presses à 4 pincées. La siccité atteint 50 à 55%.

Il faut changer de technologie et donc d'énergie mise en jeu pour extraire davantage d'eau sans abîmer le papier. Dans les étapes suivantes, l'eau est extraite thermiquement par évaporation. Dans la pré-sécherie, la feuille est montée en température par contact direct avec des cylindres rotatifs chauds alimentés en vapeur à différentes pressions, et de l'air chaud est soufflé pour évaporer et évacuer l'eau hors de la feuille. Sa siccité va alors augmenter considérablement jusqu'à 98.5%. L'ajout d'une enduction de produits chimiques (principalement du carbonate de calcium et du latex) nécessite un séchage surfacique complémentaire par infrarouge, sans contact direct avec la feuille de papier. Cette dernière étape de séchage ramène le papier à une siccité proche de la valeur standardisée de 98%. Pour des papiers haut de gamme, une sauce de couchage supplémentaire peut être ajoutée pour apporter des qualités de blancheur, brillance et imprimabilité au papier. Le séchage se fait alors par convection, avec de l'air chauffé par des brûleurs à gaz. Leurs fumées ne sont pas incluses dans les disponibilités, car il s'agit de brûleurs régénératif avec récupération interne des fumées pour préchauffer l'air de combustion. Les fumées résiduelles sont à des température trop basse pour être intéressantes.

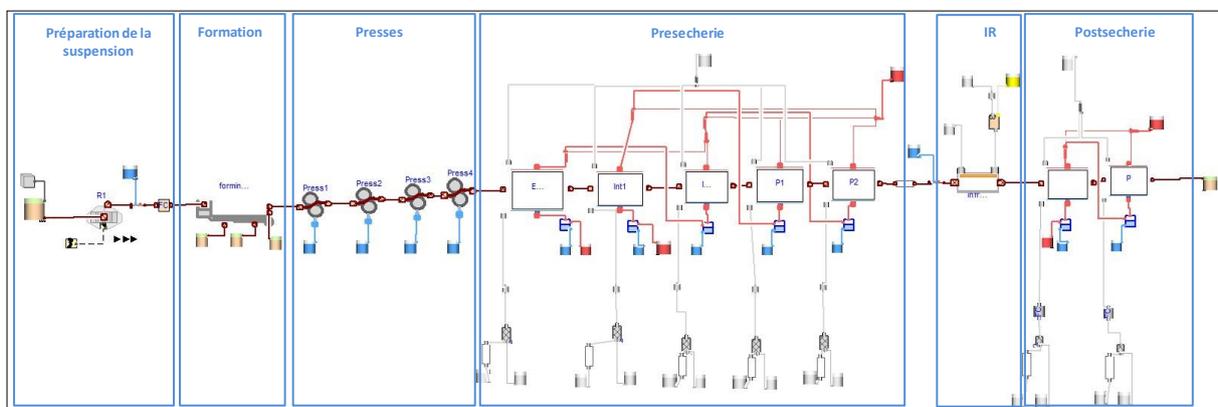


Figure IV - 3 : Modélisation Dymola du procédé de fabrication de papier

Le procédé de fabrication a été modélisé en langage Modelica (sous Dymola) par le partenaire industriel (Figure IV - 3). Six étapes distinctes peuvent être observées, correspondant aux étapes de préparation, pressage mécanique (formation et presse), pré-sècherie, séchage par infrarouge et post-sècherie décrites précédemment. Cette modélisation vient compléter et vérifier la cohérence des données mesurées sur le procédé.

Avant de déterminer les améliorations à apporter, il est nécessaire de calculer les consommations initiales et les besoins minimaux théoriques selon les approches thermodynamique et technologique. Les résultats ultérieurs seront interprétés à la lumière de ces références. La première étape consiste à obtenir la consommation actuelle de l'usine.

2.2. Consommations actuelles

La consommation mensuelle par source d'énergie est donnée par le tableau IV - 1 :

Source	Consommation [MWh]
Gaz naturel	3816
Vapeur	16340
Electricité	9207

Tableau IV - 1 : Consommation énergétique du site selon les sources

La vapeur est produite par une centrale de cogénération fonctionnant au gaz naturel. Bien que la vapeur soit une énergie secondaire et le gaz naturel une énergie primaire, on fait l'hypothèse d'une consommation mensuelle cumulée de 20 156 MWh de chaleur issue de gaz naturel pour l'ensemble de l'usine. En supposant un fonctionnement en régime continu, la puissance appelée est estimée à 28 MW. Les consommations ne correspondant pas à un usage thermique seront écartées de l'étude.

Les relevés fournissent les consommations énergétiques mensuelles par atelier pour l'ensemble de l'usine à papier (Tableau IV - 2). On remarque que les 4 plus gros usages représentent plus de 90% de la consommation énergétique totale. Parmi eux, seuls les ateliers de pré-sécherie et post-sécherie sont présents dans la partie papier de l'usine et donc géographiquement intégrable. La suite de l'étude se focalisera sur ces ateliers qui représentent deux tiers de la consommation globale du site, soit une puissance nécessaire estimée à environ 19.7 MW. On remarque que les deux ateliers sont similaires et il n'est pas exclu d'adapter les solutions de l'un sur les procédés de l'autre.

Atelier	Energie	Consommation [MWh]	Pourcentage
Pré-sécherie	Vapeur	10 528	55 %
Machine à coucher	Gaz	2786	14.6 %

Post-sécherie	Vapeur	2 226	11.6 %
Turbine à vapeur	Vapeur	2159	11.3 %
Infrarouge	Gaz	735	3.8 %
Autres	Vapeur + Gaz	411	2.1 %
Hydrogaz	Gaz	281	1.5 %
Chauffage	Gaz	14	0.1 %

Tableau IV - 2 : Consommation mensuelle d'énergie thermique par atelier

La modélisation du procédé à l'aide de Dymola et le tracé des courbes composites nous permettent d'obtenir une puissance chaude nécessaire de 17.7 MW pour l'ensemble pré et post sécherie, ce qui est assez proche de l'estimation précédente.

2.3. Consommation théorique minimale : vision thermodynamique

Au vu de la complexité de la technologie, du montant des investissements et des études nécessaires pour changer la technologie de séchage par cylindre rotatif, on s'interdit de modifier le procédé sur ce cas industriel, seule l'optimisation des utilités et la récupération de chaleur sur les vecteurs énergétiques disponibles sont envisagées. Cette étape n'est donc pas réalisée pour cette étude.

2.4. Consommation théorique minimale : vision technologique

Le tracé des courbes composites de l'ensemble du procédé fait intervenir 37 flux. Les besoins de chaleur sont principalement la vapeur qui alimente les cylindres à différents niveaux de pression et l'air qui circule entre les batteries de cylindres, aussi bien pour la pré-sécherie que pour la post-sécherie, mais aussi le chauffage des locaux, le chauffage infrarouge de la sauce et le préchauffage des presses mécaniques. Les besoins de refroidissement concernent les condensats qui sortent des cylindres, les buées et l'air chaud issu de la circulation entre les cylindres ainsi que le refroidissement de la centrale aéraulique.

Le point de pincement est à 97°C mais on remarque une zone presque continue de pincement entre 83 et 100°C. En termes de besoin, le MER est de 13.38 MW et le MER_{Cold} est de 13.41 MW. La zone d'échange direct correspondant au potentiel maximum de valorisation par échangeurs est de 4.3 MW.

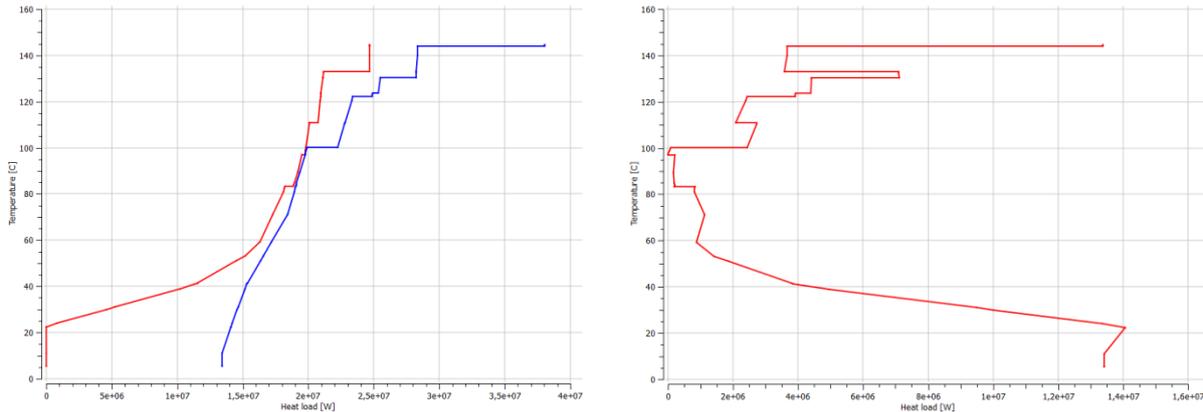


Figure IV - 4 : CC et GCC du procédé actuel

On remarque l'importance de certains flux aux températures les plus chaudes, correspondant à l'alimentation en vapeur des cylindres, pour une puissance de 8,3 MW à une température de 143°C, et aux températures basses, correspondant au besoin de refroidissement des buées pour une puissance de 12.2 MW entre 61 et 25°C. Toutefois, le refroidissement des buées est optionnel et sera l'occasion d'utiliser les flux « disponibilités » et la fonctionnalité de température de sortie variable présentée au chapitre II.

2.5. Evaluation des solutions de récupération déjà en place

Le fonctionnement des cylindres rotatifs de séchage est le suivant : La vapeur est injectée à l'intérieur des cylindres rotatifs pour chauffer le papier par contact sur les parois, tandis que de l'air chaud est soufflé à l'extérieur de ces cylindres. L'air se charge en vapeur d'eau avant d'être évacué sous forme de buées. À la surface du cylindre, l'échange thermique condense partiellement la vapeur qui est dirigée vers un flash afin d'évacuer les condensats vers la chaudière et d'envoyer la vapeur sèche à pression plus faible dans une autre batterie de cylindres rotatifs. Ainsi, la batterie de cylindres 1 alimente la batterie de cylindres 3 qui alimente la batterie de cylindres 5, tandis que la batterie de cylindres 2 alimente la batterie de cylindres 4.

Deux échangeurs ont été mis en place dans la sécherie afin de récupérer la chaleur des buées et des condensats pour préchauffer l'air soufflé entre les cylindres (Figure IV - 5). L'air est donc préchauffé par les buées extraites de la sécherie, puis par les condensats en sortie du flash. Le chauffage de l'air est alors complété par un appoint au gaz. Cette récupération valorise une partie des buées et de la vapeur condensée, qui sont des flux "disponibilités".

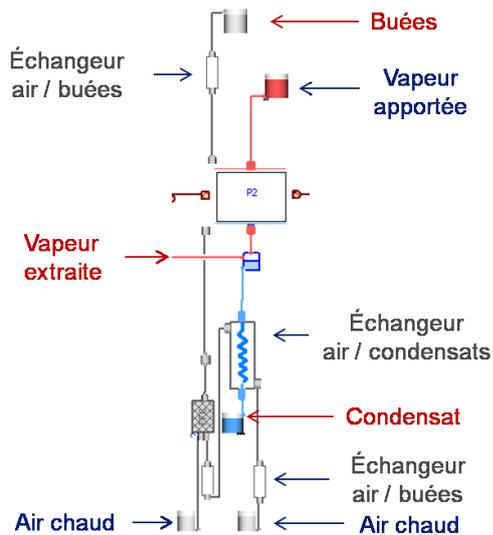


Figure IV - 5 : Entrants et Sortants d'une batterie de séchage avec système de récupération

Actuellement, les condensats de tous les cylindres sont mélangés sans considération de température dans un réservoir (Figure IV - 6). Une partie est vaporisée dans un flash à basse pression et valorisée pour préchauffer l'air entrant, pour une puissance de 530 kW. Le reste est pompé dans une bêche à 85°C et à la pression atmosphérique avant retour en chaufferie.

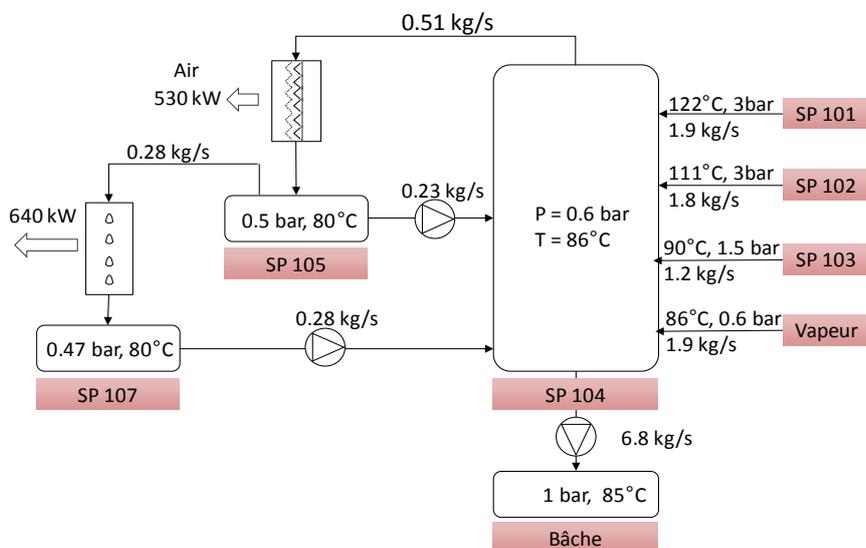


Figure IV - 6 : Récupération et valorisation des condensats (état initial)

En sortie de l'échange, un second séparateur (SP105) envoie la phase liquide dans le réservoir principal et la phase vapeur à un système de refroidissement pour la condenser avant de la pomper jusqu'au réservoir principal. La prise en compte de ces éléments de récupération de chaleur modifie très légèrement le profil de la grande courbe composite : le MER croit de 420 kW tandis que le MER_{Cold} diminue de 2 MW.

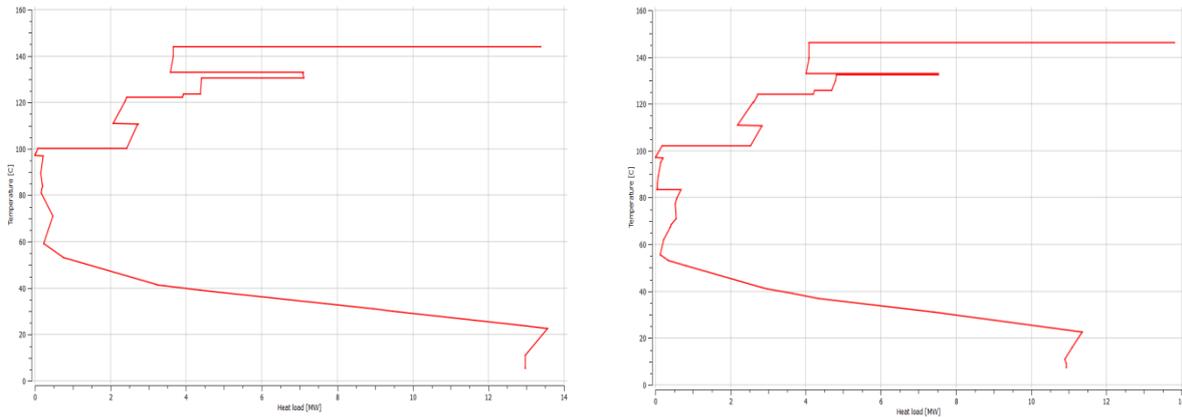
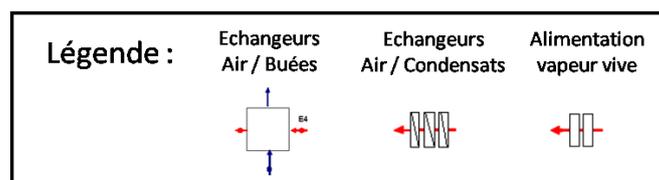


Figure IV -7 : Évolution de la GCC : sans récupération (gauche) et avec récupération (droite)

Cette augmentation du MER traduit une inefficacité relative de la récupération : de la chaleur traverse le pincement. Ceci se produit lors du mélange des différents condensats. Le réservoir étant à 86°C sous 0.6bar, les condensats de la batterie de cylindres 1 à 122°C, de la batterie de cylindres 2 à 111°C et de la batterie de cylindres 3 à 90°C voient leur température et donc leur niveau d'énergie chuter sans qu'elle soit valorisée. Le mélange dans le réservoir est donc destructeur d'exergie, et la détente agit comme une utilité froide en abaissant la température des condensats, ce qui explique la diminution du MER_{Cold} . Le préchauffage de l'air soufflé par cette méthode, en transgressant une des règles d'or de la méthode du pincement, n'est donc pas optimal.

3. Etudes de reconception du procédé papetier

Au vu du positionnement géographique des ateliers, et compte tenu du fait que l'échange entre ateliers est complexe, nous allons limiter l'étude à l'atelier représentant plus de la moitié de la consommation d'énergie : la pré-sécherie. En considérant la pré-sécherie comme une boîte noire, la figure IV - 8 présente les besoins de chaleur et les disponibilités, avec les systèmes de récupération de chaleur existants.



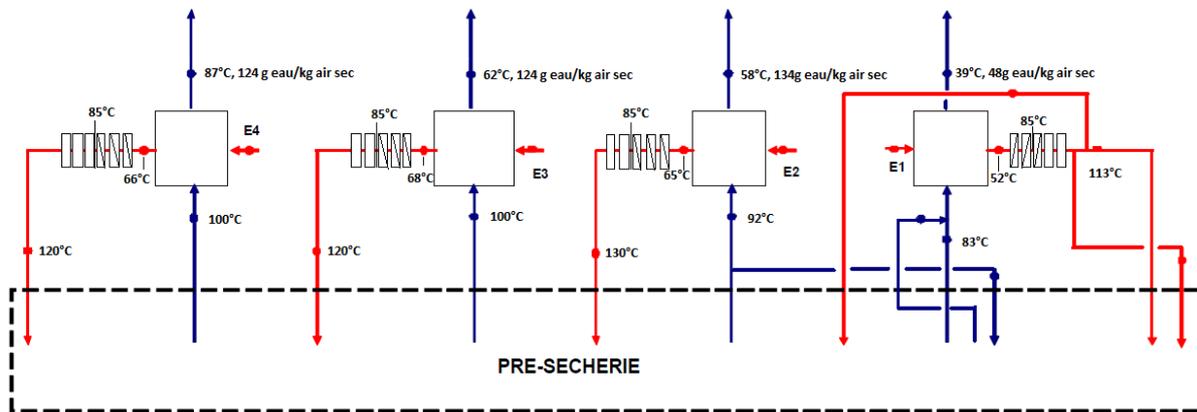


Figure IV - 8 : Besoins et disponibilités de la pré-sécherie

Les besoins de chaleur sont représentés par E1, E2, E3 et E4 et correspondent à l'air soufflé entre les cylindres rotatifs (flux rouges). Les disponibilités de chaleur comprennent :

- Les extractions de buées (flux bleus),
- Les condensats,
- La vapeur à condenser en fin de cascade (batteries de cylindres 4 et 5).

3.1. Reconception générale de la valorisation des condensats

L'amélioration de la récupération de chaleur sur les buées consiste à augmenter toujours plus les surfaces d'échange pour réduire le pincement des échanges thermiques. Cette option n'est pas envisageable pour des raisons économiques et liées à l'encombrement. En revanche, la récupération de chaleur peut être améliorée sur les condensats puisque la récupération actuelle n'est pas satisfaisante.

Le logiciel est utilisé pour déterminer un réseau d'échangeurs alternatif en supprimant les échanges déjà réalisés et en considérant directement les flux liés à la vapeur, aux condensats et à l'air soufflé. Le calcul est fait pour un pincement aux niveaux des flux variant de 0.5°C à 2.5°C. Tout les flux peuvent échanger entre eux. L'utilité chaude est un générateur de vapeur tandis que l'utilité froide est une tour aéroréfrigérante. Le résultat montre la suppression du mélange des condensats dans le réservoir et préchauffe directement l'air de façon successive par les différents condensats. Seule la vapeur en sortie de cascade est dirigée dans la bache.

efficace que les règles du pincement sont respectées. Le schéma représentant les besoins et disponibilités de la pré-sécherie est mis à jour pour tenir compte des deux nouveaux échangeurs, notés Cond SP102 et Cond SP101 (Figure IV - 11). L'économie de production de vapeur correspond à 0.43 t/h. La réduction de consommation de 305 kW est faible devant la consommation globale de la sécherie, estimée et modélisée à 17.7 MW, mais doit être comparée aux 4.3 MW qui correspondent à la zone d'échange direct. Ces deux échanges supplémentaires permettent de passer de 12% à près de 20% du maximum de récupération.

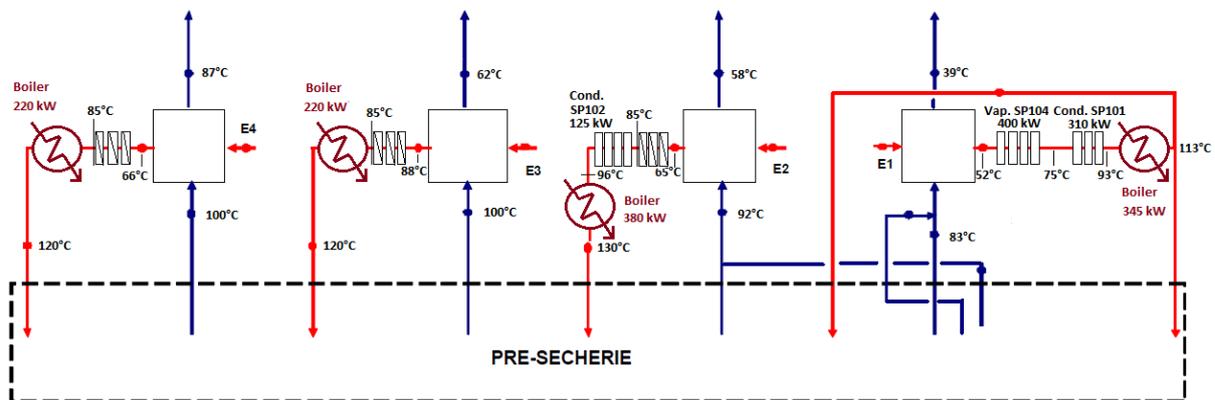


Figure IV - 11 : Besoins et disponibilités de la pré-sécherie après modification des échanges

3.2. Intégration de nouvelles utilités thermodynamiques

On remarque que le niveau de température des buées en sortie des échangeurs de récupération est encore important, allant de 37 à 85 °C selon l'échangeur considéré. Si l'augmentation de la surface d'échange n'est pas pertinente économiquement, l'installation de pompes à chaleur peut présenter un intérêt *a priori*. Le module de présélection des utilités est utilisé pour déterminer les niveaux de température optimaux pour l'installation éventuelle d'une ou plusieurs pompes à chaleur. Les flux relatifs à l'alimentation en vapeur vive sont enlevés du cadre de l'étude. La réutilisation de la vapeur est déjà bien en place et des problématiques de pilotage industriel apparaîtraient.

En sélectionnant les flux liés à l'air soufflé, aux buées et aux condensats, on conserve l'allure générale de la GCC tout en accélérant la convergence de l'algorithme de conception du réseau d'échangeurs de chaleur. On utilise tout d'abord le module de présélection pour prédimensionner une pompe à chaleur (Figure IV - 12). Le pas de discrétisation en température est de 3°C et le rendement par rapport au cycle de Carnot est de 60%. La pompe à chaleur prélève 535 kW à 76°C, condense à 124 °C et possède un coefficient de

performance de 4,9. La majeure partie des besoins de refroidissement concerne les buées. Elles ne sont pas valorisées par la pompe à chaleur à cause de leur faible température ($< 50^{\circ}\text{C}$) qui dégrade trop le coefficient de performance. Toutefois, le refroidissement des buées est facultatif, elles seront donc traitées comme des flux « disponibilités », avec une température de sortie variable.

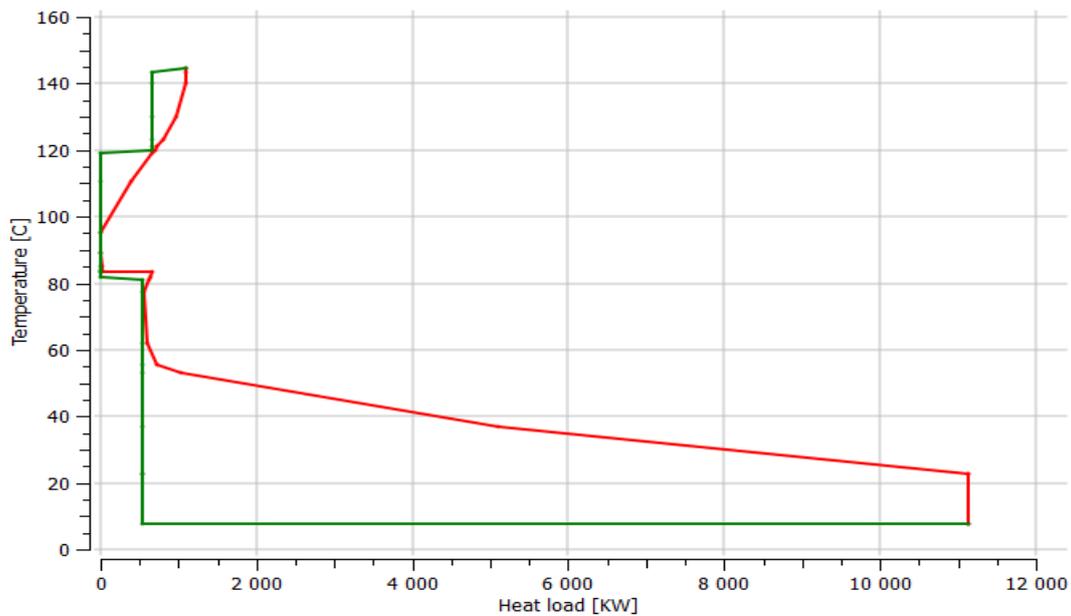


Figure IV - 12 : Grande courbe composite intégrant une pompe à chaleur (Etape Preselect)

L'algorithme de création du HEN est paramétré pour autoriser les mélanges de deux flux à température différente. Un minimum de 35 intervalles est imposé pour la discrétisation en température. Après 124 secondes de calcul, l'algorithme obtient un réseau à 20 échangeurs, incluant les échanges avec les utilités. Sur la grande courbe composite intégrée présentée figure IV - 13, on constate la bonne intégration de la pompe à chaleur sur le « nez » de la grande composite, ce qui garantit un bon coefficient de performance. La faible pente au dessus du pincement sera l'occasion de tester une pompe à chaleur avec fluide sous-critique. La disparition des besoins de refroidissement révèle que les buées n'ont pas été valorisées et sont donc exclues de la construction du réseau d'échangeurs. Il faut analyser le réseau pour confirmer cette information.

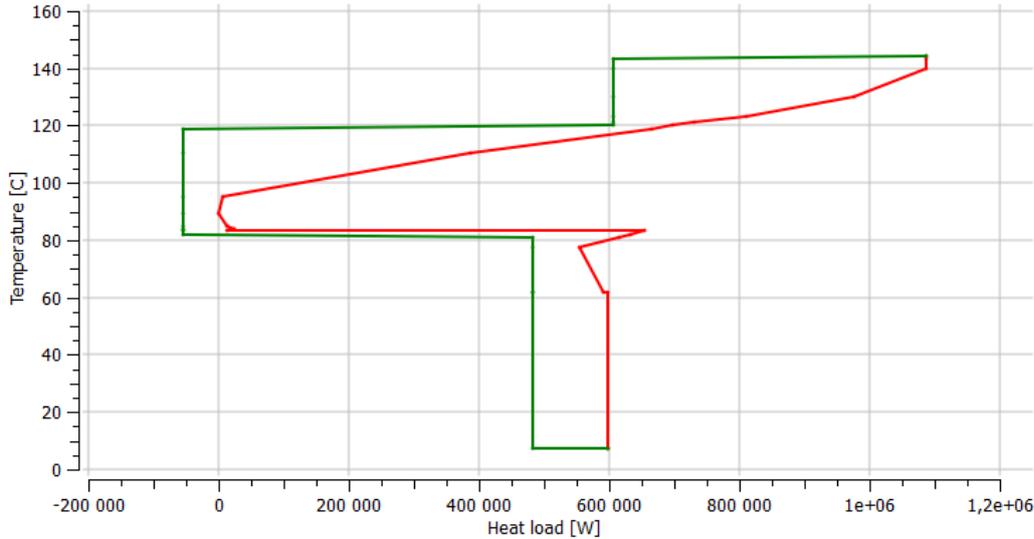


Figure IV - 13 : Grande courbe composite intégrant une pompe à chaleur (Etape HEN)

Sur la figure IV - 14, le réseau d'échangeurs de chaleur est détaillé à un niveau de précision supérieur. Le principal objectif est l'identification des flux qui échangent à travers la pompe à chaleur afin de déterminer la faisabilité de la pompe à chaleur proposée lors de la présélection. En effet, si 5 ou 6 flux différents devaient échanger au condenseur et autant à l'évaporateur, la PAC proposée devrait être scindée en modules de PAC indépendants au risque d'en augmenter le coût.

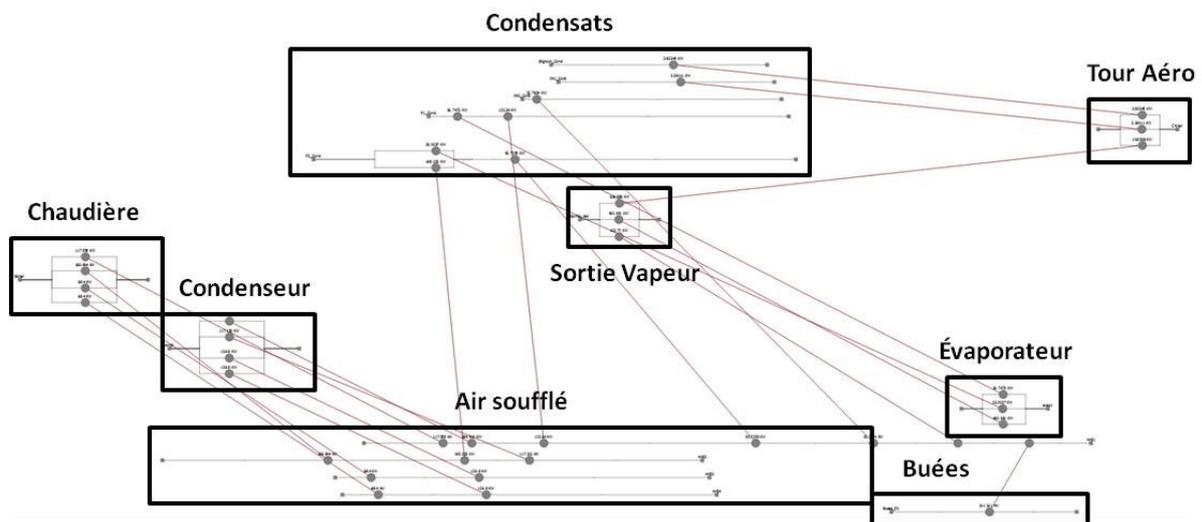


Figure IV - 14 : Réseau d'échangeur de chaleur intégrant une pompe à chaleur

D'une part, les condensats préchauffent par échange direct l'air soufflé sur les batteries de cylindre, ce qui correspond à la récupération mise en place en supprimant le réservoir de mélange. D'autre part, les condensats transfèrent leur chaleur à l'évaporateur de la PAC tandis que l'air soufflé est chauffé par échange thermique avec le condenseur. Toutefois, l'échange le

plus important a lieu entre la Sortie Vapeur et cet évaporateur : une puissance de 430 kW est transférée. La chaudière produit de la vapeur pour compléter les besoins. La présence d'une utilité froide est indispensable pour permettre à l'algorithme de résoudre le problème, mais les puissances sont très faibles.

On remarque aussi que l'échange direct entre les buées et l'air, obtenu lors de l'étude précédente, est maintenu. Ainsi, les buées n'ont pas été totalement exclues de la conception du réseau, mais une partie de la puissance disponible (310 kW sur plus de 10 MW) a été valorisée. Cette valorisation partielle est permise par la création des flux « disponibilités ». La pompe à chaleur échange avec 3 flux à l'évaporateur et 4 flux au condenseur. Les flux les plus importants vont être conservés. Au vu des températures et des puissances voisines entre la Sortie Vapeur et la partie des buées valorisée, on décide d'inverser le rôle des ces flux : la Sortie Vapeur préchauffe l'air tandis que la buée valorisée alimente l'évaporateur de la pompe à chaleur. De cette façon, la pompe à chaleur opérera en sortie des échangeurs air/buées présentés figure IV - 8, ce qui lève tout obstacle géographique ou technologique pour l'implantation de la pompe à chaleur.

3.3. Optimisation des pompes à chaleur

Le module de présélection a proposé une pompe à chaleur d'une puissance calorifique de 660 kW pour un coefficient de performance de 4,9. La consommation électrique associée est de 135 kW environ. Toutefois, le module de présélection suppose des évaporateurs et des condenseurs à températures constantes. Or, l'allure de la grande courbe composite, et notamment la pente au dessus du pincement, nous incite à tester un plus grand nombre de pompes à chaleur. Le calcul est donc relancé pour un pas de température de 3°C, mais pour un ensemble de 10 pompes à chaleur. Le résultat est présenté figure IV - 15.

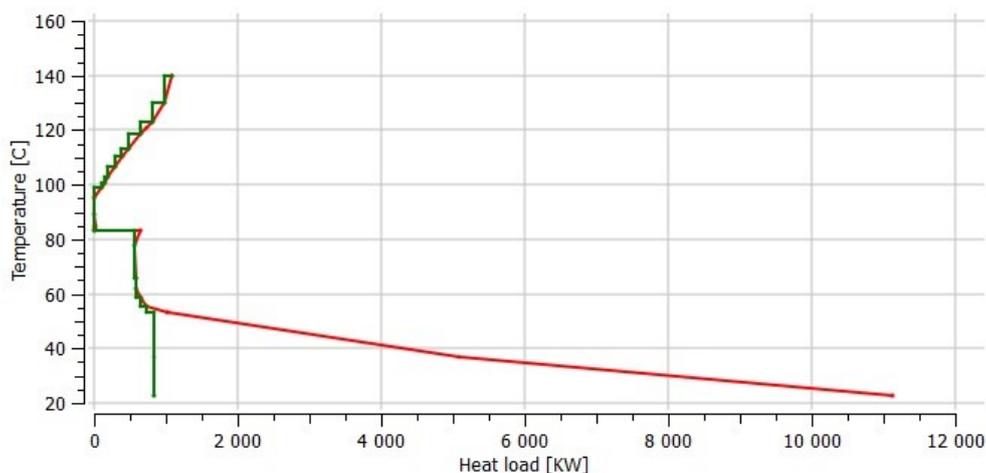


Figure IV - 15 : Grande courbe composite intégrant dix pompes à chaleur (Etape Preselect)

Si la puissance récupérée au niveau de l'évaporateur est à une température constante de 78°C (83°C en température corrigée sur la courbe), celle-ci est redistribuée au niveau des condenseurs qui se fait à une température croissant de façon proportionnelle avec la puissance. On constate que l'idéal, d'un point de vue thermodynamique, serait un nombre important de pompes à chaleur, chacune transférant une puissance très faible avec le meilleur coefficient de performance possible. Toutefois, on peut identifier sur cette grande courbe composite intégrée l'allure d'une pompe à chaleur utilisant un fluide réfrigérant supercritique ou sous-critique avec un sous refroidissement important, permettant un glissement de température au condenseur.

Un outil, développé sous Dymola au Centre Efficacité Énergétique des Systèmes, permet d'optimiser les paramètres et l'architecture thermodynamique des cycles de pompe à chaleur (**Besbes, 2014**). Ainsi, la température de sortie de la source de chaleur à l'évaporateur et les pressions du cycle sont déterminées en ayant comme entrée le fluide de travail, la température de la source de chaleur à l'entrée de l'évaporateur ainsi que les températures en entrée et sortie du condenseur du fluide à chauffer. Le calcul est plus précis que la modélisation simplifiée du module de présélection et utilise le diagramme lié au fluide. Ici, le fluide R245fa est utilisé, et le flux thermique au condenseur correspond à de l'air soufflé entre les batteries de cylindres, dont les températures varient en fonction de la batterie de cylindre considéré. La pompe à chaleur haute température, avec optimisation du sous-refroidissement a été optimisée pour les quatre besoins d'air chaud. Les résultats sont présentés dans le tableau IV - 3, et comparés avec la pompe à chaleur proposée par le module de présélection

	E4	E3	E2	E1	Preselection
Évaporateur					
Température d'entrée	87°C	62°C	58°C	39°C	76°C
Condenseur					
Température d'entrée	85°C	85°C	95°C	93°C	124°C
Température de sortie	120°C	120°C	125°C	113°C	124°C
Puissance	220 kW	220 kW	380 kW	345 kW	660 kW
Performances de la pompe à chaleur					
COP	5.3	3.3	2.6	2.2	4.86
Consommation électrique	41 kW	66 kW	145 kW	157 kW	135 kW
Vapeur évitée	0.35 t/h	0.35 t/h	0.6 t/h	0.56 t/h	1.05 t/h (estimée)

Tableau IV - 3 : Performances comparées des pompes à chaleur sur les buées

La pompe présélectionnée par le module est assez semblable à celle dimensionnée pour E4, avec un coefficient de performance légèrement sous-évalué du fait de la température plus faible de la source. La présélection étant en amont de l'étape de conception du réseau d'échangeurs, et donc d'appariement des flux, elle se base uniquement sur l'allure de la grande courbe composite. La modélisation simplifiée des pompes à chaleur permet une bonne estimation des performances, ainsi qu'un prédimensionnement acceptable en sachant que le cycle, et *a fortiori* le fluide frigorigène, ne sont pas connus à l'avance.

Au vu de leur coefficient de performance, seules les pompes à chaleur fonctionnant sur E4 et E3 sont retenues et intégrées à la solution globale proposée pour la sécherie. La figure IV - 16 représente l'ensemble des échangeurs mis en place. Leur intégration permet de satisfaire des besoins de chaleur de 440 kW, moyennant une consommation électrique de 107 kW, tout en évitant un besoin de refroidissement de plus de 330 kW. Si ce besoin de refroidissement est optionnel, il permet néanmoins de réduire l'impact sur l'environnement du procédé en limitant les rejets à l'atmosphère.

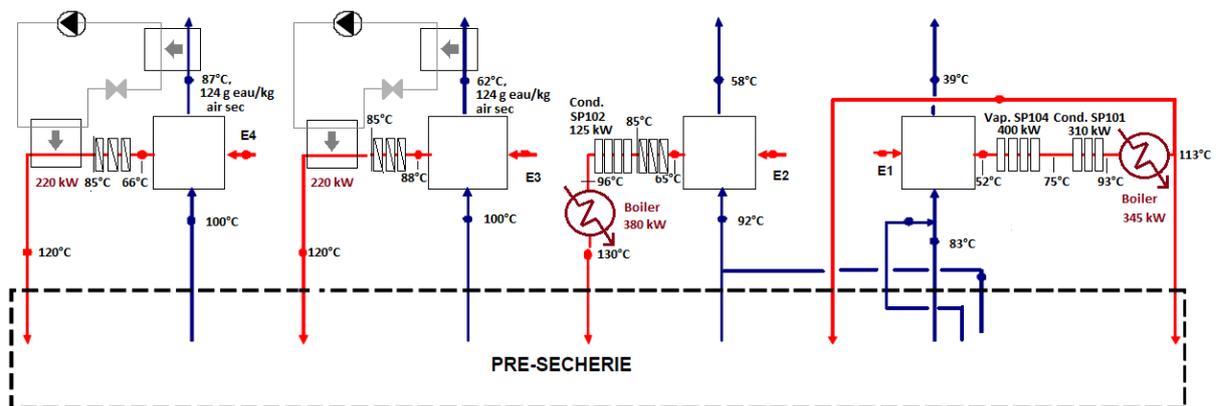


Figure IV - 16 : Besoins et disponibilités de la pré-sécherie après ajout de deux échangeurs et deux pompes à chaleur

L'installation des pompes à chaleur permet d'économiser 440 kW mais ceux-ci ne peuvent être comparés à l'aune des 4.3 MW de la zone d'échange direct. Toutefois, l'ensemble des solutions proposées (2 échangeurs et 2 pompes à chaleur) permet de réduire la production de vapeur de 1.13 t/h, ce qui représente 45% de la consommation actuelle de vapeur pour chauffer l'air soufflé sur les batteries de cylindre.

Conclusion

L'étude menée sur le procédé papetier a mis en évidence le potentiel de la méthode du pincement appliquée de façon méthodique. L'étude des consommations initiales, suivie des objectifs théoriques minimaux permet de situer à chaque instant la performance des solutions proposées. Le choix des flux à étudier, suivi d'une présélection d'utilités et de la conception du réseau d'échangeurs pour identifier les flux concernés permet d'obtenir des solutions précises, dont les caractéristiques peuvent ensuite être optimisées à l'aide d'outils spécifiques.

Sur le cas industriel étudié, l'examen des courbes composites a permis de remettre en question la solution de récupération déjà installée sur le site. La récupération de chaleur sur les condensats est intéressante mais des échangeurs différents de ceux existants ont été proposés. La puissance récupérée a augmentée de 530 à 845 kW par l'ajout de deux échangeurs et la suppression du réservoir de mélange.

Ensuite, la présélection des utilités, basée sur l'étude automatisée de la grande courbe composite sur des critères exergetiques, a mis en évidence la pertinence de l'installation de pompes à chaleur. Après un comparatif de performances sur l'ensemble des flux concernés, deux pompes à chaleur ont été intégrées au schéma de récupération précédent afin de poursuivre le préchauffage de l'air soufflé entre les batteries de cylindres.

Deux modifications dimensionnées et techniquement réalisables permettent de réduire la production de vapeur de 1.13 t/h, soit une diminution de 45% des besoins en vapeur pour le préchauffage de l'air. Le développement de pompe à chaleur à haute et très haute température permettrait d'accroître davantage la récupération.

Conclusion Générale

Le travail de thèse présenté dans ce mémoire a permis de dresser un panorama des méthodes d'analyse énergétiques liées à des procédés industriels ainsi que des méthodes mathématiques de résolution de problèmes d'optimisation. La méthode du Pincement a été identifiée comme la plus pertinente et la plus adaptée pour dimensionner et améliorer la récupération et la valorisation de chaleur. L'aspect mathématique et algorithmique est indispensable pour automatiser certaines étapes (gain de rapidité) et traiter des cas complexes intégrant de nombreux flux (extension du champ d'application).

L'algorithme de construction du réseau d'échangeurs amélioré et l'algorithme de présélection d'utilités thermodynamiques développés au cours de cette thèse offrent de nouvelles possibilités d'études en mettant l'accent sur la nécessité d'obtenir des solutions réalistes, technologiquement et économiquement. En effet, la profusion d'échangeurs ne saurait constituer une proposition de récupération pertinente. De même, la non-prise en compte de certaines propriétés des fluides comme le caractère encrassant, corrosif, ou le changement d'état, simplifie trop le problème. Un exemple sur un cas de référence a montré qu'une seule interdiction d'échange a suffi pour accroître les besoins de chaleur de près de 50% et modifier l'architecture d'un réseau de taille restreinte. Des nuances peuvent être apportées en définissant des pincements par flux. De plus, il nous a paru important de pouvoir considérer des flux "disponibilités", à savoir des flux dont la chaleur peut être valorisée mais qui n'imposent pas un besoin de refroidissement.

Si le degré d'abstraction est trop important, les méthodes algorithmiques basées sur l'Analyse du Pincement présentent le risque d'obtenir des solutions idéalisées mais techniquement irréalisables. Toutefois, en couplant ces méthodes avec une analyse exergetique, les utilités proposées par l'algorithme de présélection s'intègrent de façon satisfaisante aux procédés. Ainsi, un ensemble composé d'une pompe à chaleur et d'une unité de cogénération a été prédimensionné pour un procédé brassicole dans le chapitre III, dont la synergie permet une production nette d'électricité. Dans le chapitre IV, un couple de pompes à chaleur utilisant un fluide frigorigène sous-critique et un grand sous refroidissement a pu être identifié en plusieurs étapes, et l'écart faible avec des modélisations plus fines a validé la modélisation simplifiée présente dans le module de présélection.

Le schéma de recherche "identification des utilités --> identification des flux --> optimisation des utilités sur les flux identifiés" permet d'obtenir des solutions efficaces et technologiquement réalisables. La rapidité du module de présélection permet à un utilisateur averti d'identifier de potentielles pompes à chaleur avec glissement de température pour accroître l'efficacité de la récupération et adapter au mieux les utilités aux besoins. Enfin, la performance des algorithmes couplée à une interface graphique permettant de visualiser et d'interpréter rapidement les résultats est une avancée conséquente.

Toutefois, en dehors de difficultés informatiques liés à la gestion de cas très particuliers, des pistes d'amélioration ont été identifiées :

- L'intégration d'une banque de données économiques concernant aussi bien le prix des différentes technologies d'échangeurs que le coût des utilités. Si la présélection des utilités se fait sur des critères exergetiques, la précision des données économiques permettrait d'exploiter l'algorithme de conception du réseau d'échangeurs à son maximum.

- L'automatisation de la séquence Présélection/Conception du réseau. L'objectif est ici de lancer de nombreux calculs en venant jouer sur le nombre et le type d'utilités à choisir pour détecter des paliers de récupération.

- La prise en compte de procédés multi-périodiques. L'hypothèse de procédés continus est très forte. Même si l'on peut concevoir différents problèmes afin d'obtenir différents réseaux, la synthèse d'un unique réseau adapté aux différentes périodes est complexe. L'état de l'art du chapitre II a identifié des travaux portant sur ces procédés multi périodiques. Dans un second temps, des stockages de chaleur pourraient être envisagés ce qui permettrait d'augmenter le potentiel de récupération d'énergie.

- L'intégration de flux de matières. Dérivée de l'intégration énergétique, l'intégration matière consiste à réaliser des échanges et des mélanges permettant d'atteindre non pas des températures cibles, mais des puretés ou des concentrations en composés chimiques. L'analogie est totale et les deux types de problèmes utilisent le même formalisme. Si les cas d'application sont plus rares, l'utilisation du logiciel développé dans le cadre du projet ANR (dont fait partie cette thèse) est une possibilité. Le verrou qui pourrait faire l'objet de travaux futurs, en dehors de l'analogie qui est déjà traitée dans la littérature, est le couplage entre les deux problèmes.

- Enfin, le retour d'expérience d'un nombre représentatif d'études par secteur industriel (pétrochimie, industrie agroalimentaire, métallurgie, pâte et papier) pourrait définir des schémas standards de récupération et réduirait considérablement le temps nécessaire à la modélisation des procédés.

Nomenclature

Acronymes

ACV	Analyse de Cycle de Vie
AIE	Agence Internationale pour l'Énergie
ANR	Agence Nationale de la Recherche
CC	Composite Curve (courbe composite)
CERES	Chemin Énergétiques de Récupération d'Énergie sur les Systèmes Industriels
CHP	Combined Heat & Power (Cogénération)
COP	Coefficient Of Performance
ECOS	International conference on Efficiency, Cost, Optimization and Simulation
GCC	Grand Composite Curve (grande courbe composite)
GIEC	Groupement International d'Experts pour le Climat
GLPK	GNU Linear Programming Kit
HEN	Heat Exchanger Network (Réseau d'échangeurs de chaleur)
MER	Minimal Energy Requirement (Energie minimale requise)
MINLP	Mixed Integer Non Linear Programming (programmation combinatoire non linéaire). En dérivent : LP, NLP, MIP, MILP.
ORC	Organic Rankine Cycle (Cycle de Rankine Organique)
PAC	Pompe à Chaleur
PSO	Particle Swarm Optimization (Optimisation par Essaim de Particules)
SA	Simulated Annealing (Recuit simulé)
SQP	Sequential Quadratic Programming
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association
Tep	Tonnes équivalent pétrole

Symboles (par ordre d'apparition dans le texte)

Notation	Signification	Unité
\dot{m}	Débit massique	kg.m ⁻¹
c_p	Capacité calorifique massique	J.kg ⁻¹
CP	Débit calorifique massique	W.K ⁻¹
Q	Puissance	W
A	Surface d'échange	m ²
U	Coefficient d'échange thermique	W/m ² .K ⁻¹
ΔT_{LM}	Ecart logarithmique moyen de température	K
E_x	Exergie	W
η_c	Rendement au sens de Carnot	-
η_I	Rendement au sens du 1 ^{er} principe de la thermodynamique	-
η_{II}	Rendement au sens du 2 nd principe de la thermodynamique	-
η_{en}	Rendement énergétique	-
S_z	Ensemble des zones de discrétisation	-
H_z	Ensemble des flux chauds	-
C_z	Ensemble des flux froids	-
SHETechnos	Ensemble des technologies d'échangeurs	-
HiS	Ensemble des flux "cachés" à l'opérateur	-

Indices

j, k	Relatif au pas de température j ou k
y, z	Relatif à la zone y ou z
t	Relatif à l'intervalle t
in	Relatif à l'entrée (dans un échangeur)
out	Relatif à la sortie (dans un échangeur)
th	D'origine thermique

Bibliographie

- Anantharaman, R., Abbas, O. S., & Gundersen, T. (2006). Energy Level Composite Curves—a new graphical methodology for the integration of energy intensive processes. *Applied Thermal Engineering*, 26(13), 1378–1384.
- Asante, N., & Zhu, X. (1996). An automated approach for heat exchanger network retrofit featuring minimal topology modifications. *Computers & Chemical Engineering*, 20(96).
- Asante, N., & Zhu, X. (1997). An automated and interactive approach for heat exchanger network retrofit. *Chemical Engineering Research and Design*, 75.
- Athier, G., Floquet, P., Pibouleau, L., & Domenech, S. (1997). Process optimization by simulated annealing and NLP procedures. Application to heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 21(97), S475–S480.
- Ayachi, F., Boulawz Ksayer, E., Zoughaib, A., & Neveu, P. (2014). ORC optimization for medium grade heat recovery. *Energy*, 68, 47–56.
- Barbaro, A., & Bagajewicz, M. J. (2005). New rigorous one-step MILP formulation for heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 29(9), 1945–1976.
- Bagajewicz, M., Roderia, H., & Savelski, M. (2002). Energy efficient water utilization systems in process plants, *Computers & Chemical Engineering*, 26(1), 56-79.
- Becker, H., Vuillermoz, A., & Maréchal, F. (2012). Heat pump integration in a cheese factory. *Applied Thermal Engineering*, 43, 118–127.
- Bejan A. (2002). Fundamentals of exergy analysis, entropy generation minimization, and the generation of flow architecture, *International Journal of Energy Research*, 26(7), 0-43.
- Berkhout, F., & Howes, R. (1997). The adoption of life-cycle approaches by industry: patterns and impacts. *Resources, Conservation and Recycling*, 20, 71–94.
- Besbes, K., Zoughaib, A., De Carlan, F., & Peureux, J.L. (2014). Exergy Based Methodology For Optimized Integration Of Vapor Compression Heat Pumps In Industrial Processes, 15th International Refrigeration and Air conditioning Conference, Purdue.
- Björk, K.-M., & Nordman, R. (2005). Solving large-scale retrofit heat exchanger network synthesis problems with mathematical optimization methods. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 44(8), 869–876.
- Cerda, J., Westerberg, A. W., Mason, D., Linnhoff, B. (1983). Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis : A transportation problem. *Chemical Engineering Science*, 38(3), 373-387.
- Chakraborty, S., & Ghosh, P. (1999). Heat exchanger network synthesis: The possibility of randomization. *Chemical Engineering Journal*, 72(3), 209–216.
- Chen, C.-L., & Hung, P.-S. (2005). Multicriteria synthesis of flexible heat-exchanger networks with uncertain source-stream temperatures. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 44(1), 89–100.
- Chen, D., Yang, S., Luo, X., Wen, Q., & Ma, H. (2007). An explicit solution for thermal calculation and synthesis of superstructure heat exchanger networks. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 15(2), 296–301.
- Chevalier, J. (1999). Élaboration d'un protocole d'ACV des procédés : application au traitement des fumées d'incinération des déchets ménagers, INSA Lyon.
- Ciric, A., & Floudas, C. (1991). Heat exchanger network synthesis without decomposition. *Computers & Chemical Engineering*, 15(6).
- Dolan, W. B., Cummings, P. T., & Le Van, M. D. (1990). Algorithmic efficiency of simulated annealing for heat exchanger network design. *Computers & Chemical Engineering*, 14(10), 1039–1050.

- Dumbliauskaite, M. (2010). Utility optimization in a brewery process based on energy integration methodology. *Proceedings of ECOS*, 1–8.
- Eberhart, R.C., & Kennedy, J. (1995). A new optimizer using particle swarm theory. *Proceedings of the Sixth International Symposium on Micro Machine and Human Science*, Nagoya, Japan, 39-43.
- El-Sayed, Y. (2002). Application of exergy to design. *Energy Conversion and Management*, 43, 1165–1185.
- Feng, X., & Zhu, X. (1997). Combining pinch and exergy analysis for process modifications. *Applied Thermal Engineering*, II(3), 249–261.
- Fieg, G., Luo, X., & Jeżowski, J. (2009). A monogenetic algorithm for optimal design of large-scale heat exchanger networks. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 48(11-12), 1506–1516.
- Floudas, C.A. (1995) *Nonlinear and Mixed-Integer Optimization: Fundamentals and Applications*. Oxford University Press, New York.
- Frazier, R. (2006). An exergy diagnostic methodology for energy management in manufacturing.
- Furman, K., & Sahinidis, N. (2002). A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century. *Industrial & Engineering Chemistry Resources*, 2335–2370.
- Gorji-Bandpy, M., Yahyazadeh-Jelodar, H., & Khalili, M. (2011). Optimization of heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*, 31(5), 779–784.
- Grossmann, I., & Sargent, R. (1978). Optimum design of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 2, 1-7
- Gundersen, T., Grossmann, I. (1990). Improved optimization strategies for automated heat exchanger network synthesis through physical insights, *Computer & Chemical Engineering*, 14(9), 925-944.
- Gundersen, T., & Naess, L. (1988). The synthesis of cost optimal heat exchanger networks: an industrial review of the state of the art. *Computers & Chemical Engineering*, I(4), 301–328.
- Jeżowski, J. (2003). Area target for heat exchanger networks using linear programming. *Industrial & Engineering Chemicals Resources*, 1723–1730.
- Jeżowski, J., Bochenek, R., & Jeżowska, A. (2000). Pinch locations at heat capacity flow-rate disturbances of streams for minimum utility cost heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*, 20.
- Jeżowski, J., Bochenek, R., & Jeżowska, A. (2001). Loop breaking in heat exchanger networks by mathematical programming. *Applied Thermal Engineering*, 21, 1429–1448.
- Jeżowski, J., Bochenek, R., & Poplewski, G. (2007). On application of stochastic optimization techniques to designing heat exchanger- and water networks. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 46(11), 1160–1174.
- Kemp, I. (2007). Pinch analysis and process integration. *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use*.
- Kirkpatrick S., Gelatt C.D., Vecchi M.P. (1983). Optimization by simulated annealing, *Science*, 220(4598), 671-680.
- Konukman, A. E. Ş., Çamurdan, M. C., & Akman, U. (2002). Simultaneous flexibility targeting and synthesis of minimum-utility heat-exchanger networks with superstructure-based MILP formulation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 41(6), 501–518.
- Krummenacher, P., & Favrat, D. (2001). Indirect and mixed direct-indirect heat integration of batch processes based on pinch analysis. *International Journal of Applied Thermodynamics*, 4(3), 135–143.

- Lakshmanan, R., & Banares-Alcantara, R. (1998). Retrofit by inspection using thermodynamic process visualisation. *Computers & Chemical Engineering*, 22(1986).
- Lewin, D. (1998). A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization—II.: The synthesis of cost-optimal networks. *Computers & Chemical Engineering*, 22(10), 1387-1405.
- Lewin, D. R., Wang, H., & Shalev, O. (1998). A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization – I. General framework and MER optimal synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 22(10), 1503–1513.
- Lin, B., & Miller, D. C. (2004). Solving heat exchanger network synthesis problems with Tabu Search. *Computers & Chemical Engineering*, 28(8), 1451–1464.
- Linnhoff, B. (1998). Introduction to pinch technology, *Linnhoff March*, 63 pages
- Linnhoff, B., & Ahmad, S. (1990). Cost optimum heat exchanger networks—1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost. *Computers & Chemical Engineering*.
- Linnhoff, B., & Akinradewo, C. G. (1999). Linking process simulation and process integration. *Computers & Chemical Engineering*, 23, S945–S953.
- Linnhoff B., & Dhole V.R. (1992). Shaftwork target for low temperature process design, *Chemical Engineering Science*, 47(8), 2081-2091.
- Linnhoff, B., & Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763.
- Luo, X., Wen, Q.-Y., & Fieg, G. (2009). A hybrid genetic algorithm for synthesis of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 33(6), 1169–1181.
- Ma, X., Yao, P., Luo, X., & Roetzel, W. (2008). Synthesis of multi-stream heat exchanger network for multi-period operation with genetic/simulated annealing algorithms. *Applied Thermal Engineering*, 28(8-9), 809–823.
- Manan, Z. (2004). Maximising utility savings through appropriate implementation of combined heat and power scheme. *Jurnal Teknologi*, 41, 53–62.
- Masso, A.H., & Rudd, D.F. (1969). The synthesis of systems design. II. Heuristic Structuring, *AIChE Journal*, 15(1), 10-17.
- Murr, R., Thieriot, H., Zoughaib, a., & Clodic, D. (2011). Multi-objective optimization of a multi water-to-water heat pump system using evolutionary algorithm. *Applied Energy*, 88(11), 3580–3591.
- Odum, H., & Peterson, N. (1996). Simulation and evaluation with energy systems blocks. *Ecological Modelling*, 93, 155-173.
- Papoulias, S. A., Grossmann, I. E. (1982) A structural optimization approach in process synthesis. *Department of Chemical Engineering*. Paper 56
- Papoulias, S. A., Grossmann, I. E. (1983). A structural optimization approach in process synthesis--II : Heat recovery networks. *Computers & Chemical Engineering*, 7(6), 707–721.
- Pariyani, A., Gupta, A., & Ghosh, P. (2006). Design of heat exchanger networks using randomized algorithm. *Computers & Chemical Engineering*, 30(6-7), 1046–1053.
- Paterson, W. (1984). A replacement for the logarithmic mean. *Chemical Engineering Science*, 39(11), 1635–1636.
- Pavlas, M., Stehlík, P., Oral, J., Klemeš, J., Kim, J.-K., & Firth, B. (2010). Heat integrated heat pumping for biomass gasification processing. *Applied Thermal Engineering*, 30(1), 30–35.
- Pettersson, F. (2005). Synthesis of large-scale heat exchanger networks using a sequential match reduction approach. *Computers & Chemical Engineering*, 29(5), 993–1007.
- Portha, J. (2008). Méthodologie pour tenir compte de l'impact environnemental d'un procédé lors de sa conception.

- Ravagnani, M. a. S. S., & Caballero, J. a. (2007). Optimal heat exchanger network synthesis with the detailed heat transfer equipment design. *Computers & Chemical Engineering*, 31(11), 1432–1448.
- Ravagnani, M. a. S. S., Silva, a. P., Arroyo, P. a., & Constantino, a. a. (2005). Heat exchanger network synthesis and optimisation using genetic algorithm. *Applied Thermal Engineering*, 25(7), 1003–1017.
- Ressources Naturelles du Canada (2003). L'analyse Pinch : pour une utilisation efficace de l'énergie, de l'eau et de l'hydrogène, ISBN : 0-662-89794-3, 74 pages.
- Shethna, H., Jezowski, J., & Castillo, F. (2000). A new methodology for simultaneous optimization of capital and operating cost targets in heat exchanger network design. *Applied Thermal Engineering*, 20, 1577-1587.
- Smith, R. (2000). State of the art in process integration. *Applied Thermal Engineering*, 20, 1337–1345.
- Smith, R., Jobson, M., & Chen, L. (2010). Recent development in the retrofit of heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*, 30(16), 2281–2289.
- Soršak, A., & Kravanja, Z. (2002). Simultaneous MINLP synthesis of heat exchanger networks comprising different exchanger types. *Computers & Chemical Engineering*, 26, 599–615.
- Staine, F., & Favrat, D. (1996). Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors. *Applied Thermal Engineering*, 16(6), 497–507.
- Toffolo, A. (2009). The synthesis of cost optimal heat exchanger networks with unconstrained topology. *Applied Thermal Engineering*, 29(17-18), 3518–3528.
- Wan Alwi, S. R., Manan, Z. a., Misman, M., & Chuah, W. S. (2013). SePTA—A new numerical tool for simultaneous targeting and design of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 57, 30–47.
- Xiangkun, M., Pingjing, Y., Xing, L., & Wilfried, R. (2007). Synthesis of flexible multi-stream heat exchanger networks based on stream pseudo-temperature with genetic/simulated annealing algorithms. *Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers*, 38(3-4), 321–331.
- Xiao, W., Dong, H., Li, X., & Yao, P. (2006). Synthesis of large-scale multistream heat exchanger networks based on stream pseudo temperature. *Chinese Journal of Chemical Engineers*, 14(5), 574–583.
- Yang, X.S. (2010). *Engineering optimization : An introduction with Metaheuristic applications*. ISBN: 978-0-470-58246-6, 347 pages.
- Yee, T.F., Grossmann, I.E., & Kravanja, Z. (1990). Simultaneous optimization models for heat integration—I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. *Computers & Chemical Engineering*, 14(10), 1151-1164.
- Yee, T.F., & Grossmann, I.E. (1990). Simultaneous optimization models for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 14(10), 1165–1184.
- Yee, T. F., Grossmann, I. E., & Kravanja, Z. (1990). Simultaneous optimization models for heat integration—III. Process and heat exchanger network optimization. *Computers & Chemical Engineering*, 14(11), 1185-1200.
- Zamora, J., & Grossmann, I. (1998). A global MINLP optimization algorithm for the synthesis of heat exchanger networks with no stream splits. *Computers & Chemical Engineering*, 22(3), 367–384.
- Zhu, X. X., O'Neill, B. K., Roach, J. R., & Wood, R. M. (1995). Area-targeting methods for the direct synthesis of heat exchanger networks with unequal film coefficients. *Computers & Chemical Engineering*, 19(2), 223–239.

Annexe

Données des flux des cas de références

ID	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Puissance (kW)	h _{tc} (W.m ⁻² .K ⁻¹)	Pinch (K)
H1	175	45	361	56	10
H2	125	65	667	56	10
C1	20	155	750	56	10
C2	40	112	300	56	10
Boiler	180	179	168.1	56	10
Chiller	15	25	146.1	56	10

Données du cas de référence 4SP1

ID	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Puissance (kW)	h _{tc} (W.m ⁻² .K ⁻¹)	Pinch (K)
H1	675	150	2188	56	10
H2	590	450	428	56	10
H3	540	115	531	56	10
H4	430	345	1417	56	10
H5	400	100	1000	56	10
H6	300	230	2431	56	10
C1	60	710	8486	56	10
Boiler	801	800	2331	56	10
Chiller	80	140	1840	56	10

Données du cas de référence 7SP4

ID	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Puissance (kW)	h _{tc} (W.m ⁻² .K ⁻¹)	Pinch (K)
H1	160	93	589	56	5
H2	249	138	1170	56	5
H3	227	66	2378	56	5
H4	271	149	1532	56	5
H5	199	66	2358	56	5

C1	60	160	762	56	5
C2	116	222	644	56	5
C3	38	221	1545	56	5
C4	82	177	1642	56	5
C5	93	205	1557	56	5
Water	38	82	1877	56	5

Données du cas de référence 10SP1

ID	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Puissance (kW)	h _{tc} (W.m ⁻² .K ⁻¹)	Pinch (K)
H1	159	77	5205	111	5
H2	267	88	1014	83	5
H3	343	90	3781	69	5
C1	26	127	2618	42	5
C2	118	265	8007	139	5
Boiler	376	375.9	2957	278	5
Chiller	15	30	2332	167	5

Données du cas de référence EX1

ID	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Puissance (kW)	h _{tc} (W.m ⁻² .K ⁻¹)	Pinch (K)
H1	100	30	3617	111	5
H2	75	30	2100	111	5
H3	50	30	133	111	5
C1	20	100	4667	111	5
C2	20	75	1283	111	5
C3	20	40	467	111	5
C4	40	67.19	483	111	5
Boiler	180	179	1050	111	5

Données du cas de référence EX2

Méthode d'optimisation de procédés hybrides associant une analyse thermodynamique et des méthodes algorithmiques

RESUME : La méthode du Pincement a été développée et utilisée dans le secteur de la pétrochimie. Le nombre de flux y est important et la consommation énergétique est un critère décisionnel fort. D'autres secteurs énergivores tels la métallurgie, la production de papier et de pâte à papier ou l'industrie agroalimentaire peuvent bénéficier de cette approche structurée. Par ailleurs, l'intégration d'utilités thermodynamiques complexes comme les pompes à chaleur ou les unités de cogénération peut réduire significativement la consommation d'énergie d'un procédé, sans avoir à en modifier la technologie.

Un algorithme de conception d'un réseau d'échangeurs à partir de flux thermiques à été choisi dans la littérature, puis deux fonctionnalités lui ont été ajoutées : la différenciation des technologies d'échangeur et la prise en compte de flux "disponibilités" à température de sortie variable. Un module de présélection a été développé pour proposer et dimensionner des utilités thermodynamiques à partir de la grande courbe composite et d'un critère exergetique. Il est utilisé en amont de la conception du réseau d'échangeurs.

Ces deux algorithmes ont été intégrés dans un logiciel dédié à l'intégration énergétique de procédés à partir des flux thermiques des opérations unitaires. Plusieurs validations ont été faites sur des cas théoriques de référence issus de la littérature ainsi que sur des cas industriels réels nécessitant la modélisation des procédés. L'enchaînement des deux algorithmes débouche sur l'obtention de résultats concrets et technologiquement réalistes. L'amélioration apportée par les solutions est calculable à chaque étape.

Mots clés : Optimisation procédés, Exergie, Méthodes algorithmiques, analyse du pincement, analyse systémique

Process optimisation method based on a hybridation between thermodynamic analysis and algorithmic methods

ABSTRACT : The pinch analysis has been developed and exploited in the petrochemical sector. There are numerous heat fluxes and energy consumption is a strong decision criterion. Other energy-intensive sectors such as metallurgy, pulp and paper and food & drink industry can benefit from this systemic approach. Moreover, integration of complex thermodynamic utilities such heat pumps or Combined Heat and Power units can significantly reduce the energy consumption of a process, without having to interfere with the process technology.

An algorithm for heat exchangers network design from heat fluxes was chosen in the literature and two features were added to it: Ability to pick different heat exchanger technology and creation of "availabilities" heat fluxes whose outlet temperature is variable. Preselection tool has been developed from grand composite curve and exergetic criterion to propose and pre-size thermodynamics utilities. It is used upstream of the heat exchangers network design step.

These two algorithms have been integrated into a software for energy integration of process unit operations heat fluxes. Several validations were made on study cases from the literature as well as on industrial cases which require process modelling. The both algorithms sequence allows achieving practical and technologically feasible results. Improvement on energy consumption provided by the solutions can be calculated at each step.

Keywords : Process optimization, exergy, algorithmic methods, Pinch analysis, systemic approach