

THÈSE

En vue de l'obtention du

DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE

Délivré par :

Institut National Polytechnique de Toulouse (Toulouse INP)

Discipline ou spécialité :

Genie industriel

Présentée et soutenue par :

Mme LUCILLE PAYET

le vendredi 30 novembre 2018

Titre :

Remodelage de réseaux d'échangeurs de chaleur : collecte de données avancée, diagnostic énergétique et flexibilité.

Ecole doctorale :

Systèmes (Systèmes)

Unité de recherche :

Laboratoire de Génie Chimique (L.G.C.)

Directeur(s) de Thèse :

M. GILLES HETREUX

MME RAPHAELE THERY HETREUX

Rapporteurs :

M. JEAN-NOEL JAUBERT, INP LORRAINE

Mme ISABELLE PITAULT, CNRS

Membre(s) du jury :

M. PASCAL FLOQUET, INP TOULOUSE, Président

M. GILLES HETREUX, INP TOULOUSE, Membre

Mme RAPHAELE THERY HETREUX, INP TOULOUSE, Membre

M. ZOUGHAIB ASSAAD, MINESPARISTECH, Membre

Rien ne vaut la recherche lorsqu'on veut trouver quelque chose

(c'est du moins ce que Thorin dit aux jeunes nains).

J. R. R. Tolkien

Résumé

Abstract

In a context of numerical and energy transition, the *Factory of the Future* is meant to be more energy efficient but also smarter and agile through the use of flexible and reconfigurable production means. Enabling existing processes to achieve those properties is a difficult challenge which often induces a reorganization of the units. In this context, *RREFlex* methodology was developed to provide several alternatives heat integration solutions both viable, robust and adaptable through the retrofitting of existing heat exchanger networks.
Unlike grass-root design, which consists in designing both the process and the heat exchanger network at the same time (and thus, allowing many possibilities), retrofitting existing units can be a lot more complex. Indeed, as part of a continuous improvement process of the production, the plants have often already undergone transformations during their life to cope with changes in demand or new environmental constraints. Currently, numerous energy recovery analysis are performed on industrial sites but do not necessarily involves concrete industrial measures. The main reasons for the lack of results are mainly financial but also practical. The provided solutions are often non-realistic in terms of operability because of the lack of accounting for the variability of the process, whether due to external disturbances on temperatures and flowrates or due to multiple operating conditions (many production campaigns, evolution in process load, etc.). Moreover, those solutions also do not take on-site constraints into account (units topology, process streams compatibility, safety, etc.), as it is difficult to apprehend such constraints. The *RREFlex* module (*Robust software tool for the synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks*), was developed to assess these issues.
Based on a statistical analysis of historical data extracted from on-site measurements, a first module - *EDiFy : Enhanced Data collection for Flexibility analysis* - enables the location and characterization of the multiple steady state regimes. The mean value and variance of operating conditions characterizing the process (e.g. temperature, heat flow) are estimated for each steady state. As this data set is usually incomplete, it is necessary to use a simulation model of the process to complete and validate the consistency of the measurements of each identified steady state.
Based upon those data, an energy diagnosis step enables the assessment of each existing heat exchanger liability. This analysis results in the identification and classification of several promising retrofitting scenarios. Each one is defined by a list of heat exchangers to reconsider and several configuration parameters. Each selected scenario is then used to design the corresponding optimal heat exchanger network. The latter step, which is based on a multi-period mixed linear programming model, aims at the design of a new heat exchanger network topology. In this context, the model includes not only the possibility to add new heat exchangers but also to shift the preserved heat exchangers for a given scenario, as long as the original pair of streams is kept. The resulting heat exchanger networks are thus adaptable to every operating conditions identified in the first step of the methodology but also reconfigurable through the use of by-passes. The performances of the resulting networks are evaluated and classified using key performance indicators, especially the robustness which is crucial to account for the process variability.
The approach was validated on two industrial scale case studies : a MVC production process and a refinery heating train.

Keywords : Heat exchanger network, Retrofit, Pinch Analysis, Data analysis, Flexibility

Résumé

Dans un contexte de transition énergétique et numérique, l'*Usine du Futur* se définit comme économe en énergie, mais aussi agile grâce à des moyens de production flexibles et reconfigurables. Conférer ces propriétés aux procédés existants est un challenge complexe qui induit souvent une réorganisation des unités. Dans ce cadre, la méthodologie *RREFlex* a pour objectif de proposer des solutions alternatives d'intégration énergétique à la fois viables, robustes et adaptables via le remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur déjà installés.
Contrairement à la conception initiale consistant à réaliser de manière conjointe la conception du procédé et du réseau d'échangeur de chaleur associé, l'exercice de remodelage d'unités existantes peut s'avérer sensiblement plus complexe. En effet, il s'inscrit souvent dans une démarche d'amélioration continue sur des installations ayant déjà connu au cours de leur vie des transformations pour faire face aux évolutions de la demande ou à de nouvelles contraintes environnementales. Aujourd'hui, nombre d'analyses de récupération énergétique sont réalisées sur les sites industriels mais celles-ci ne donnent pas nécessairement lieu à des réalisations concrètes. Les raisons le plus souvent invoquées sont d'ordre financières mais aussi, pratiques. En effet, les solutions proposées ne sont pas toujours réalistes d'un point de vue opérationnelle car elles tiennent rarement compte de la variabilité du procédé, soit due à des perturbations non maitrisées sur les températures et les débits, soit due à la présence de multiples points de fonctionnement (changement de campagne, évolution de la charge, etc.). De plus, ces solutions tiennent peu compte des contraintes spécifiques du site étudié (topologie des unités, compatibilité des courants, sécurité, etc.), la formulation a priori de ces dernières ne pouvant être exhaustive. L'outil *RREFlex - outil Robuste pour la synthèse de Réseaux d'Echangeurs Flexibles* - a été développée pour pallier autant que possible ces limites.
S'appuyant sur une analyse statistique des historiques de mesures remontés en salle de contrôle, un premier module - *EDiFy : Enhanced Data collection for Flexibility analysis* - permet de localiser et de caractériser les différents cas de marche des unités. Notamment, la valeur moyenne et la variance des données caractéristiques du procédé (températures, flux calorifiques) sont estimées pour chaque cas de marche. Ce jeu de données étant souvent incomplet, il est nécessaire d'avoir recours à un modèle de simulation du procédé pour le compléter et valider la cohérence des données mesurées pour chaque cas de marche potentiellement identifié.
Sur cette base, une seconde étape dédiée au diagnostic énergétique permet d'évaluer la pertinence des échangeurs de récupération déjà installés. Cette analyse permet d'identifier et de prioriser un ensemble de scenarii de remodelage considérés comme prometteurs. Chacun d'eux est défini par la liste des échangeurs à reconsidérer et un certain nombre de paramètres de configuration.
Chaque scenario retenu est alors exploité pour la synthèse du réseau d'échangeurs associé. Cette étape s'appuie sur un modèle de programmation linéaire mixte multi-période (PLM) pour déterminer la nouvelle topologie du réseau d'échangeurs. Dans ce cadre, le modèle a évidemment la possibilité d'introduire de nouveaux échangeurs mais aussi de déplacer les échangeurs existants et conservés dans un scénario donné, tant qu'ils couplent la même paire de courant qu'initialement. Les réseaux obtenus sont donc adaptables aux différents cas de marche identifiés à la première étape et reconfigurable grâce à l'implantation de by-pass. Le panel de réseaux proposés est enfin évalué et classé au moyen d'indicateurs de performance, dont notamment la robustesse vis-à-vis de la variabilité du procédé.
L'approche a été validée sur deux sites de dimension industrielle : un procédé de fabrication de MVC et un train de préchauffe de pétrole brut.

Mots clés : Réseaux d'échangeurs, Remodelage, Analyse pincement, Analyse de données, Modèle et simulation, Intégration de procédés, Flexibilité

Remerciements

Il me revient à présent la lourde tâche de remercier tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à cette thèse. Tant de personnes m'ont aidée, aussi bien d'un point de vue professionnel que personnel, qu'il m'est difficile de tous leur rendre hommage. Je m'excuse d'avance auprès de ceux que j'ai oublié de citer, mais vous savez au fond de vous que je pense à vous. Cette thèse fait partie du projet **RREFlex** qui s'intègre dans le 8ème Appel à Manifestation d'Intérêt TOTAL ADEME «Efficacité Energétique dans l'industrie». Je tiens à remercier **TOTAL** et l'**ADEME** pour le financement de ce projet sans lequel rien n'aurait été possible.

Le consortium de RREFlex comprend plusieurs membres partenaires. Je tiens tout d'abord à remercier le **Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse** (LGC, UMR 5503) et le département **PSI** (Procédés et Systèmes Industriels) au sein duquel j'ai travaillé pendant ces trois années. Merci à la Société **ProSim** pour ses apports lors des phases de collecte de données sur les sites industriels et pour les interfaces graphiques fournies au logiciel RREFlex. Un grand merci à la société **VYNOVA** pour le cas d'étude du site de Tessenderlo. Ce site industriel complexe a permis de nous confronter à de nouvelles problématiques et a fait grandement avancer la méthodologie. Merci enfin de nouveau à **TOTAL** pour ce second cas d'étude qui ouvre beaucoup de perspectives.

Je tiens à présent à remercier les personnes sans qui cette thèse aurait été impossible à réaliser. Tout d'abord, j'adresse mes plus sincères remerciements à mes directeurs de thèse : **Gilles** et **Raphaële Hétreux**. Merci à vous de m'avoir fait confiance sur ce projet qui vous tient tant à coeur. Durant ces trois années, vous m'avez beaucoup apporté, tant scientifiquement qu'humainement. Merci de votre disponibilité et implication dans ce projet et d'avoir toujours était là pour me soutenir et me remotiver. Je vous libère enfin vos week-ends pour pouvoir les passer en famille (ou sur la prochaine thèse). Je remercie les nombreux membres du jury qui m'ont fait le plaisir et l'honneur d'assister à ma soutenance. Merci déjà d'avoir lu ce (long) manuscrit, vos remarques et nos échanges ont été très constructifs. Merci en particulier aux deux rapporteurs de cette thèse, **Isabelle Pitault** et **Jean-Noël Jaubert**, d'avoir rapporté et examiné mes travaux. Merci à **Assaad Zoughaib**, **Samuel Puygrenier** et **Thierry Schuhler** pour l'intérêt que vous avez porté à ce projet. Merci à **Thierry Lasuye** d'avoir été le moteur de l'avancée du cas d'étude Vynova. Merci à **Quentin Duval** pour son expertise de terrain, son soutien et sa bonne humeur. Merci à **Jean-Paul Gourlia** pour sa pertinence et sa confiance.

Enfin un grand merci à **Pascal Floquet** de m'avoir fait l'honneur de présider ce jury. Merci de ton implication dans ce projet, ton regard avisé et ton recul sur ces travaux ont été essentiels. Tu m'auras finalement remis mon diplôme d'ingénieur et mon doctorat. Merci encore.

Je remercie également les travailleurs de l'ombre sans qui rien ne tourne au LGC : **Dany**, **Jean-Luc**, **Alain**, **Claudine** et j'en oublie. Merci à vous de votre disponibilité et de votre bienveillance pour toutes ces générations de doctorants dont vous prenez soin. Merci au service informatique qui m'a vu si souvent. Merci en particulier à **Iréa** et **Karim** pour leur participation au projet.

Karim, c'est promis, j'arrête de t'appeler.
Merci à tous mes collègues permanents. Vos conseils donnés au cours de nos conversations de couloir m'ont été d'un grand secours. Merci à **Anne-Marie** et bon courage pour la suite.
Merci aux stagiaires qui ont contribué à ces travaux : **Alexandre** (avant sa thèse), puis **George**, **Thanusha**, **Arthur K.**, **Emma** et **Louis**. J'ai également une forte pensée pour ceux sans qui l'ambiance ne serait pas aussi agréable au LGC : les **doctorants**. J'ai pu voir dans ceux qui sont passés avant moi un avant-goût de ce que la thèse représentait. J'espère avoir pu inspirer les suivants : Tenez bon ! Ça vaut le coup !
Merci en particulier à **Stéphane**, **Guillaume**, **Ségolène**, **Jesus** et **Anne-Sophie** d'avoir si bien ouvert la voie. **Alexandre**, **Lise**, **Michelle**, **Margot**, **Yosrah**, **Claire-Salomé**, **Florian** et tous les autres, bon courage pour la thèse.
Merci à l'Alambic d'animer tout ce beau monde (même si la meilleure équipe reste celle de l'Alambic 2015-2016 : **Arthur**, **Mathieu**, **Quentin**, **Omar**, **Paul**, **Sébastien**, **Anastasia** et **Fatine** #BestTeamEver).
Merci à mes collègues du bureau 2 r3 1, **Guillaume (x2)**, **Lise**, **Alexandre** et **Benoît** l'immuable, d'avoir fait de ce bureau le café du peuple où l'on trouve toujours à manger et l'ambiance est au top. Merci à **Michel Meyer** et **David Rouzineau** d'avoir testé mes RREFlex. (Non **Florian**, tu ne fais pas parti de ce bureau pour la nième fois.)
Je tiens à remercier mes défouloirs qui m'ont permis d'évacuer les mauvaises ondes : le badminton et le **Science Comedy Show**. Merci à **Daniel**, **Jean-François** et les autres, nos matchs me manquent déjà. Que dire à **Matthieu Pouget** qui m'a donné cette chance extraordinaire de faire partie de ce groupe de docteurs/doctorants militants pour la diffusion du savoir par l'humour. Ce bol d'air frais m'a permis de sortir la tête de l'eau bien souvent, merci à toute la troupe pour sa folie, ne changez pas, continuez à nous faire rire.
Merci encore à mes amis, qui ont toujours répondu présent pour me changer les idées, me conseiller et me soutenir. Merci aux amis de Mathieu qui sont devenus les miens. Merci aux **A7iens**, parce que c'était vraiment mieux avant. Merci à mes amis albigeois et toulousains : **Céline**, **Théo**, **Adeline**, **Arthur** et **Manu** pour ces week-ends de détente. Merci à mes amis parisiens, vos mariages ont pimenté ma thèse et m'ont permis de vous retrouver. Merci enfin à mes amis de toujours de la Réunion, vous m'apportez la chaleur qui me manque dans le grand froid métropolitain. **Simon**, **Anaïs**, vous êtes les piliers sur lesquels je me suis appuyée toute ma longue scolarité de 2001 à 2018, sans vous je ne serai pas allée jusque-là. Merci.
Que dire de ma famille, si belle, si grande, si bienveillante. Je vous aime de tout mon coeur. Les familles **Payet**, **Tincrès**, **Cadet**, **Mottin**, **Dequelson**, **Hoarau**, où que vous soyez, vos pensées et nos rires m'ont accompagné dans les moments de doutes. **Francis**, tu m'as accompagnée malgré toi au début de ma 3eme année, notre collocation déjantée a été une douce transition.
Quant à mes **parents** et ma **soeur**, vous êtes tout pour moi. Votre éducation, vos valeurs et vos conseils ont fait de moi la femme que je suis aujourd'hui. Je disais que je voulais être un docteur mais qui ne touche pas de patients, c'est chose faite aujourd'hui. Merci à **Melissa** pour son aide.
Merci également à ma **belle-famille** à la Rochelle. Vous m'avez accueillie à bras ouverts, merci pour tous ces moments de soutien par procuration de ma famille si lointaine.
Merci à **Mamie Denise**, dont les prières m'ont portées à chaque épreuve. **Mamie Dany**, **Pépé Roger** et **Pépé Robert**, je sais que de là-haut vous veillez sur moi et j'espère que vous êtes fiers.
Merci enfin à **Mathieu**, mon conseiller scientifique, docteur qui m'a montré la voie, mon confident, mon soutien, mon ami, ma famille, mon amour... Nous sommes enfin libres de profiter de l'avenir.

Table des matières

Table des matières **VII**

I CONTEXTE GENERAL DE L'ETUDE 1 **1**

Contexte énergétique et verrous scientifiques **3**

Résumé 3

1.1 L'efficacité énergétique : une réponse à l'urgence climatique 5

1.2 Le cas de l'industrie 7

1.3 Remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur 11

1.4 Aperçu général de la méthodologie RREFlex 27

1.5 Organisation du manuscrit 30

Table des figures 31

II COLLECTE DE DONNEES AVANCEE POUR LE REMODELAGE DES RESEAUX D'ECHANGEURS **33**

2 Méthodologie globale de collecte de données **35**

Résumé 35

Introduction 37

2.1 Différents contextes d'analyse 37

2.2 Collecte des données pour un procédé en exploitation 42

2.3 Limites de la démarche 60

Table des figures 62

3 Analyse de données avancée **63**

Résumé . . . 63

Introduction . . . 65

3.1 Méthodes d'extraction de données . . . 66

3.2 Principe du module d'analyse statistique *EDiFy* . . . 70

3.3 Nature des données traitées par le module *EDiFy* . . . 71

3.4 Méthode d'identification des régimes stationnaires d'un capteur . . . 77

3.5 Recherche des cas de marche du procédé . . . 88

3.6 Conclusion sur la méthodologie mise en oeuvre . . . 91

Table des figures . . . 92

III DIAGNOSTIC ENERGETIQUE ET REMODELAGE DU RESEAU 93

4 Diagnostic énergétique **95**

Résumé . . . 95

Introduction . . . 97

4.1 Présentation générale de la méthode . . . 101

4.2 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle . . . 102

4.3 Sélection et classification des scenarii d'intérêt . . . 109

4.4 Conclusion . . . 119

Table des figures . . . 120

5 Modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables **121**

Résumé . . . 121

Introduction . . . 123

5.1 Modèle de PLM pour la synthèse initiale (GRASSROOT) d'un réseau d'échangeurs 125

5.2 Extensions et paramétrage du modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs . . . 134

5.3 Modèle dédié au remodelage de réseaux d'échangeurs . . . 152

5.4 Modèle pour le remodelage de réseaux adaptables . . . 161

Table des figures . . . 170

6 Evaluation des performances des réseaux d'échangeurs 171

Résumé . . . 171

Introduction . . . 173

6.1 Critère énergétique . . . 173

6.2 Critère économique . . . 174

6.3 Critère de robustesse . . . 180

Table des figures . . . 188

IV APPLICATION DE LA METHODE RREFLex 189

7 Application au site de VYNOVA Tessenderlo 191

Résumé . . . 191

Introduction . . . 193

7.1 Etape 1 : Présentation du site . . . 193

7.2 Etape 2 : Exploitation des données historisées . . . 199

7.3 Etape 3 : Diagnostic énergétique et définition des scenarii de remodelage . . . 212

7.4 Etape 4 : Synthèse de réseaux d'échangeurs . . . 215

7.5 Analyse des résultats . . . 233

7.6 Conclusion . . . 235

Table des figures . . . 236

8 Etude de cas TOTAL : train de préchauffe de la distillation atmosphérique 237

Introduction . . . 239

8.1 Présentation générale du site . . . 239

8.2 Collecte de données avancée . . . 242

8.3 Modélisation, simulation et validation du modèle . . . 246

8.4 Diagnostic énergétique . . . 248

8.5 Synthèse des réseaux d'échangeurs . . . 250

8.6 Conclusion . . . 255

Table des figures . . . 256

Conclusions générales et perspectives **259**

Bibliographie **265**

Annexe A Annexe : Logiciels **273**

A.1 Le logiciel EDiFy : Enhanced Data Collection for Flexibility Analysis 275

Table des figures 279

Annexe B Annexe : Liste des capteurs Total **289**

Annexe C Annexe : Table de Student **293**

Annexe D Annexe : Publication **295**

Nomenclature

Sigle	Définition
ΔT_{min}	Température minimale d'approche
CAPEX	Capital Expenditures, coût d'investissement
CPNR	Cross Pinch Non Repositionnable
CPR	Cross Pinch Repositionnable
EDiFy	Enhanced Data collection for Flexibility Analysis
GEEI	Global Energy Efficiency Improvement
GES	Gaz à Effet de Serre
GPEI	Global Potential Energy Improvement
IHM	Interface Homme Machine, interface graphique
LP	Non Linear Programming
MER	Minimum d'Energie Requise
MI(N)LP	Mixed Integer (Non) Linear Programming
MVC	Chlorure de Vynile Monomère
NCP	Non Cross Pinch
NLP	Non Linear Programming
OPEX	Operational Expenditures, coût opératoire
PFD	Process Flow Diagram ou diagramme de flux du procédé
PLM	Programmation Linéaire Mixte
PTA	Problem Table Algorithm
RREFlex	Outil Robuste pour la synthèse de Réseaux d'Echangeurs de chaleur Flexibles
STEP	Stream Temperature vs Enthalpy Plot
TRI	Temps de Retour sur Investissement

Première partie

CONTEXTE GENERAL DE L'ETUDE

Chapitre 1

Contexte énergétique et verrous scientifiques

Après une présentation du contexte énergétique, ce chapitre introduit la notion d'efficacité énergétique, appliquée en particulier à l'industrie, comme un moyen de palier au changement climatique. Le remodelage de réseaux d'échangeurs de chaleur est alors décrit comme étant une des alternatives permattant l'amélioration de l'efficacité énergétique des sites industriels existants. S'appuyant sur les concepts de l'analyse pincement, le remodelage de réseaux d'échangeurs reste aujourd'hui encore une problématique complexe tant par la taille des sites industriels que par le nombre de contraintes auxquels ils sont soumis. Ce sont ces préoccupations qui ont motivés la création du projet RREFlex, qui a pour objectif la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur viables et flexibles. La méthodologie mise en oeuvre dans ce manuscrit comporte quatre étapes principales : la collecte de données avancée, le diagnostic énergétique et la définition de scenarii, la synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables et l'évaluation des performances de réseaux. Chaque partie est détaillée dans les différents chapitres.

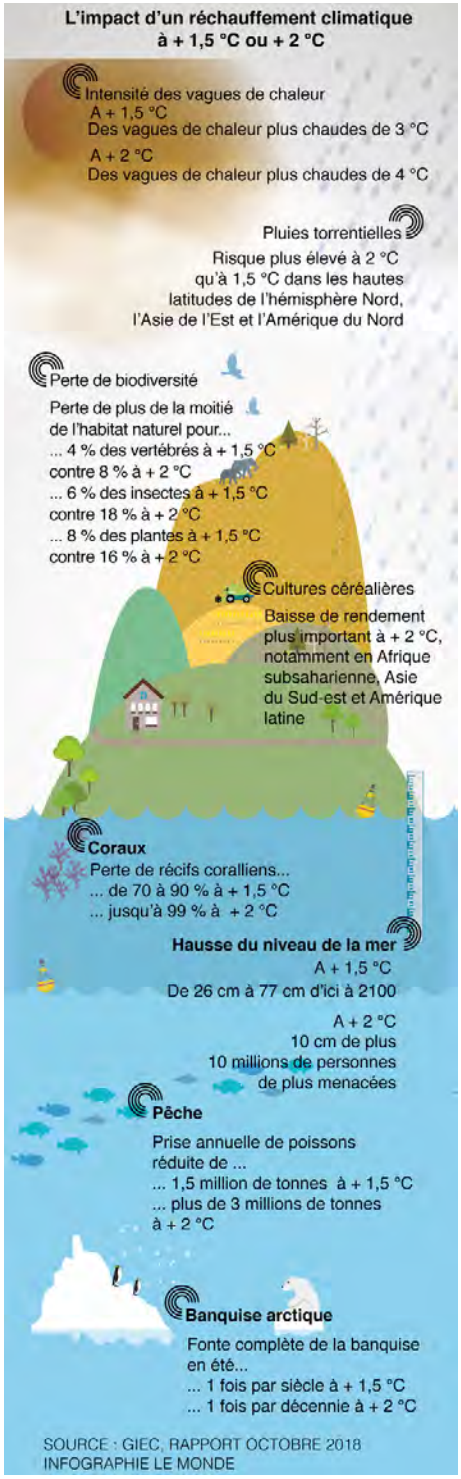


Sommaire

Résumé **3**
1.1 L'efficacité énergétique : une réponse à l'urgence climatique **5**
1.2 Le cas de l'industrie **7**
1.3 Remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur **11**
1.3.1 Définition 11
1.3.2 Analyse pincement : un exemple simple 11
1.3.3 Le projet RREFlex 17
1.3.3.1 Motivations 17
1.3.3.2 Objectifs du projet RREFlex 17
1.3.4 Etat de l'art 20
1.3.4.1 Remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur : état de l'art 20
1.3.4.2 La flexibilité des réseaux d'échangeurs de chaleur 24
1.3.4.3 Les outils logiciels dédiés à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur 26
1.4 Aperçu général de la méthodologie RREFlex **27**
1.5 Organisation du manuscrit **30**
Table des figures **31**

1.1 L'efficacité énergétique : une réponse à l'urgence climatique

L'actualité nous rappelle sans cesse à quel point l'urgence climatique doit devenir un des enjeux majeurs pour l'avenir de notre Société. Le rapport du GIEC publié très récemment [GIEC, 2018] vient à nouveau d'alerter les décideurs politiques mais aussi l'ensemble de la communauté scientifique sur l'urgence de la situation. L'un des principaux objectifs de l'accord de Paris, signé en 2015, est de limiter l'augmentation de la température mondiale à 2°C par rapport aux niveaux préindustriels pour éviter de mettre en péril l'ensemble de la biodiversité de notre planète (cf. [Louvet, 2018]). Des mesures ont été mises en place par de nombreux pays (195 signataires). Cependant, d'après ce nouveau rapport rédigé par 91 scientifiques de 40 pays, ces engagements ne seront pas suffisants et des transformations «rapides» et «sans précédent» doivent être engagées pour espérer contenir le réchauffement. Les chercheurs appellent à ce que des mesures drastiques soient prises immédiatement pour limiter ce réchauffement à 1,5°C, et non à 2°C, et ce avant 2030. Cette différence qui semble faible pourrait toutefois avoir de sérieuses conséquences pour l'avenir de notre planète, comme en atteste la figure ci-contre extraite d'une publication du [LeMonde, 2018].



Effet d'un réchauffement climatique à +1,5°C ou + 2°C [LeMonde, 2018].

La figure 1.1 représente les flux annuels de CO_2 vers l'atmosphère par source et par réservoir sur la période 2000-2009. Au cours de cette période, sur les 32,6 Gt de CO_2 libérées en moyenne par an par les activités humaines, l'atmosphère en a absorbé 14,7, les réservoirs terrestres (biosphère et sols) 9,5 et les réservoirs océaniques 8,4. L'atmosphère est le réservoir le plus affecté par les activités anthropiques, ce qui a pour conséquence d'augmenter de manière très significative les émissions de gaz à effet de serre (GES). Comme le souligne la figure 1.1, la consommation énergétique, qui se traduit encore de nos jours par la combustion d'énergies fossiles, est donc considérée comme la principale cause du réchauffement climatique.

Le rapport du [GIEC, 2018] souligne toutefois qu'une «*action immédiate de la part des gouvernements, entreprises et investisseurs peut encore infléchir la tendance et permettre de limiter le réchauffement climatique à 1,5°C*». Le rapport souligne par ailleurs que les solutions techniques existent déjà parmi lesquelles l'arrêt de l'exploitation des énergies fossiles (charbon, gaz, pétroles) via le déploiement et la généralisation des énergies renouvelables. Sur le long terme, la consommation primaire d'énergies fossiles affiche une tendance à la baisse. En 40 ans, la part

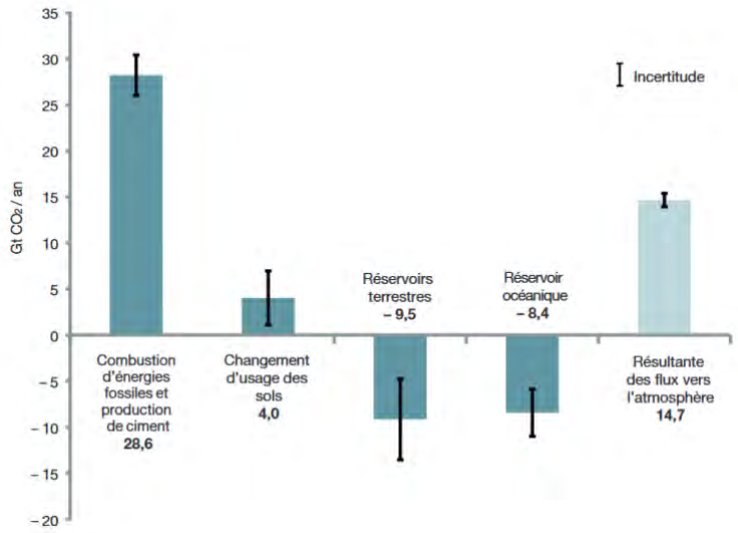


Figure 1.1 : *Flux annuels de CO2 vers l'atmosphère et les réservoirs terrestres par sources [SOeS, 2017].*

des énergies fossiles dans la consommation d'énergie primaire en France est en effet passée de 90 % à moins de 50 % (figure 1.2). Cependant, d'après les prévisions fournies par l'Agence Internationale de l'Energie relatives aux prochaines tendances de fourniture d'énergie primaire, les énergies fossiles resteront la principale source d'énergie primaire quel que soit le scenario (cf. [IEA, 2018]).

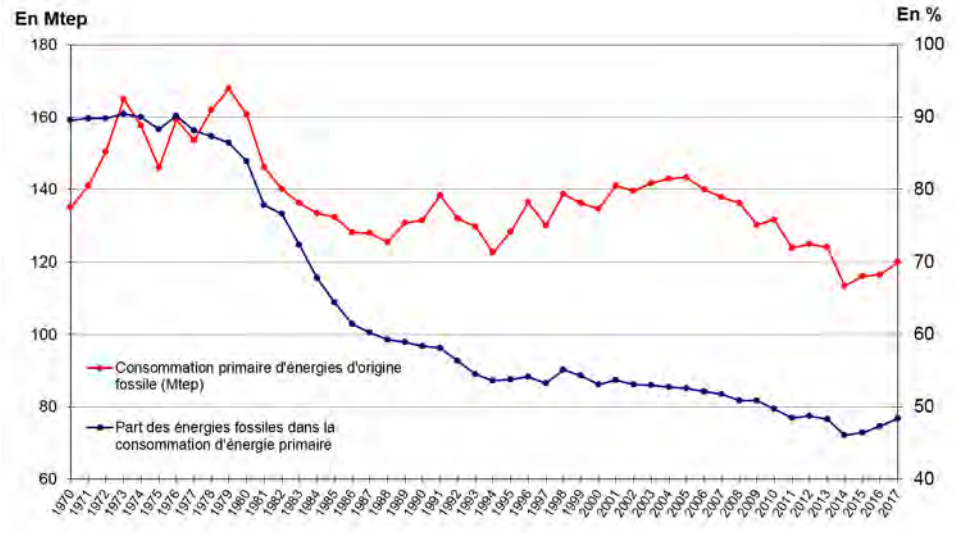


Figure 1.2 : *Évolution de la consommation d'énergie primaire d'origine fossile et part des énergies fossiles dans la consommation d'énergie primaire [SOeS, 2017].*

Mais la substitution des énergies fossiles par les énergies renouvelables est nécessaire mais pas suffisante. Un levier essentiel susceptible de limiter les émissions de GES vise à améliorer l'efficacité énergétique de toutes les activités humaines. Par ailleurs, améliorer l'efficacité énergétique est aussi un prérequis indispensable pour espérer couvrir les besoins énergétiques mondiaux en ne s'appuyant que sur des sources d'énergie renouvelables.
Le terme «Efficacité Energétique» est un terme très largement employé mais sa définition peut

varier d'une source à une autre.
De manière générale, l'énergie est employée dans deux types de systèmes :

- des systèmes dédiés à la conversion d'énergie comme des chaudières ou des moteurs,
- des systèmes dits «passifs» comme les bâtiments dans lesquels l'énergie utile est convertie en chaleur basse température pour produire un service (ici le confort thermique) [Cullen and Allwood, 2010].

Le terme «Efficacité Energétique» intègre ces deux situations et peut être défini de la manière suivante :



L'efficacité énergétique est mesurée comme «*le rapport entre la quantité d'énergie requise pour assurer le fonctionnement d'une technologie donnée (lampe, chaudière, moteur ...) et la quantité d'énergie restituée par ce service (éclairage, chauffage, puissance électrique...*») [Fawkes et al., 2016].

Dès lors, l'amélioration de l'efficacité énergétique d'un système donné peut nécessiter :

- une amélioration des technologies de manière à ce qu'elles consomment moins d'énergie pour offrir le même service,
- une réduction de la part d'énergie perdue au sein du système via le recyclage d'énergie.

1.2 Le cas de l'industrie

Consommant encore plus de 20% de l'énergie en France, l'industrie dispose de nombreux gisements pour améliorer son efficacité énergétique [ATEE, 2015]. Pour inciter les acteurs du monde industriel à maintenir un effort constant dans ce domaine, différentes mesures ont été prises dans le cadre d'une politique de maîtrise de l'énergie parmi lesquelles :

- des dispositifs incitatifs (Certificats d'Economie d'Energie, prêts verts des investissements d'avenir ...),
- des mesures règlementaires comme l'obligation d'audit énergétique périodique (article 8 de la Directive Européenne sur l'efficacité énergétique) ou encore la directive 2010/75/UE sur les émissions industrielles imposant de mettre en place les meilleures techniques disponibles pour leur réduction.

D'autre part, les variations du cours de l'énergie et les réglementations environnementales sans cesse plus drastiques conduisent les entreprises à continuellement améliorer les performances énergétiques de leurs procédés. La figure 1.3 présente les différents leviers concourant à l'amélioration de l'efficacité énergétique et les organise en fonction de leur maturité technologique et de l'économie d'énergie qu'ils engendrent.

- Au premier niveau, se trouvent les *bonnes pratiques* aisées et peu coûteuses à mettre en oeuvre : citons notamment la réalisation d'une maintenance assidue des équipements, l'arrêt des équipements non utilisés, l'amélioration de l'isolation, limiter les temps «morts ». Dans les procédés industriels, ces opportunités d'économie d'énergie existent dès lors que l'on constate des pertes de charge, des pertes thermiques, des fuites, des pertes électriques, etc. De par leur faible potentiel d'économie, ces mesures sont souvent ignorées alors que la somme de ces mesures pourrait contribuer à une augmentation significative de l'efficacité énergétique.
- Au deuxième niveau, se trouve la mise en place ou l'amélioration de systèmes de contrôle qui permettent au procédé de fonctionner au plus près de son point opératoire optimal. Citons, le fait d'opérer au plus proche de la stoechiométrie dans les réacteurs, de limiter les processus d'évaporation au minimum, d'utiliser des compresseurs à vitesse variable, de recourir à la maintenance préventive pour prévenir les défaillances ...
- Des modifications simples sur certains équipements du procédé peuvent aussi contribuer à réduire les consommations énergétiques (utilisation d'échangeurs de chaleur compacts, de chaudières à récupération de chaleur, installation de préchauffeurs ou d'économiseurs...)
- Dans les deux derniers blocs, se trouvent enfin les leviers les plus prometteurs en terme de potentiel d'économie d'énergie. A ce niveau, il s'agit de recourir à une analyse en profondeur du procédé visant à proposer un remodelage du site. Concernant la brique «intégration énergétique», citons notamment l'amélioration de l'intégration énergétique via la mise en oeuvre de l'analyse pincement [Linnhoff and Hindmarsh, 1983] ou la récupération de chaleur d'un procédé pour satisfaire les besoins d'une autre unité [Bagajewicz and Rodera, 2000]. Concernant la brique «Procédés alternatifs», la substitution des procédés actuels en procédé intensifié comme les colonnes à paroi divisée [Worms et al., 2017] ou encore les colonnes HIDiC («Heat Integrated Distillation Column») [Yala et al., 2017] pourra concourir à la réduction de la consommation globale d'énergie.

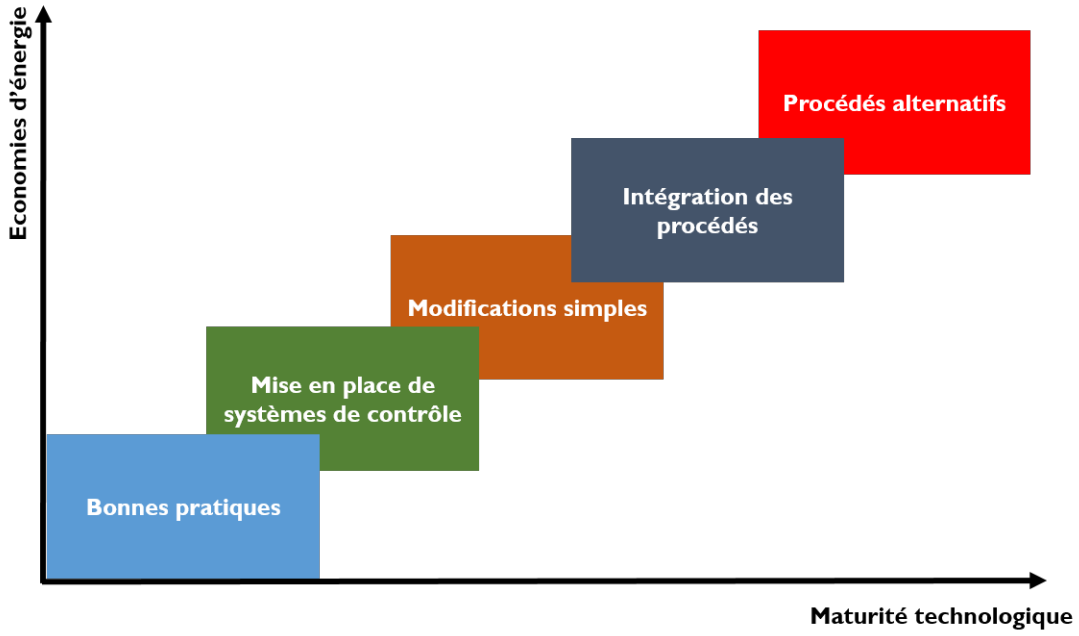


Figure 1.3 : *Les différents leviers concourant à l'amélioration de l'efficacité énergétique (adapté de [Fawkes et al., 2016])*

Comme nous venons de le souligner, les leviers visant à améliorer l'efficacité énergétique des sites sont tellement diversifiés qu'il peut être difficile pour un ingénieur d'identifier voire de hiérarchiser les solutions les plus pertinentes pour le problème qui le concerne. Il apparaît alors essentiel de lui fournir les méthodologies et outils nécessaires à la réalisation du diagnostic énergétique sur son installation afin de lui permettre d'identifier et d'optimiser les solutions les plus adaptées. Des travaux antérieurs au Laboratoire de Génie Chimique ont apporté une contribution sur ce plan. Ainsi, l'approche CoOPeRE (Combiner Optimisation des Procédés, Récupération énergétique et analyse Exergétique) développée par S. Gourmelon [Gourmelon et al., 2017] dans le cadre du projet ANR du même nom a posé les bases d'une méthodologie d'analyse et de rétro-conception pour l'amélioration de l'efficacité énergétique des procédés industriels. Cette méthodologie dont le principe est rappelé sur la figure 1.4 repose sur une utilisation combinée de la méthode du pincement et de l'analyse exergétique.

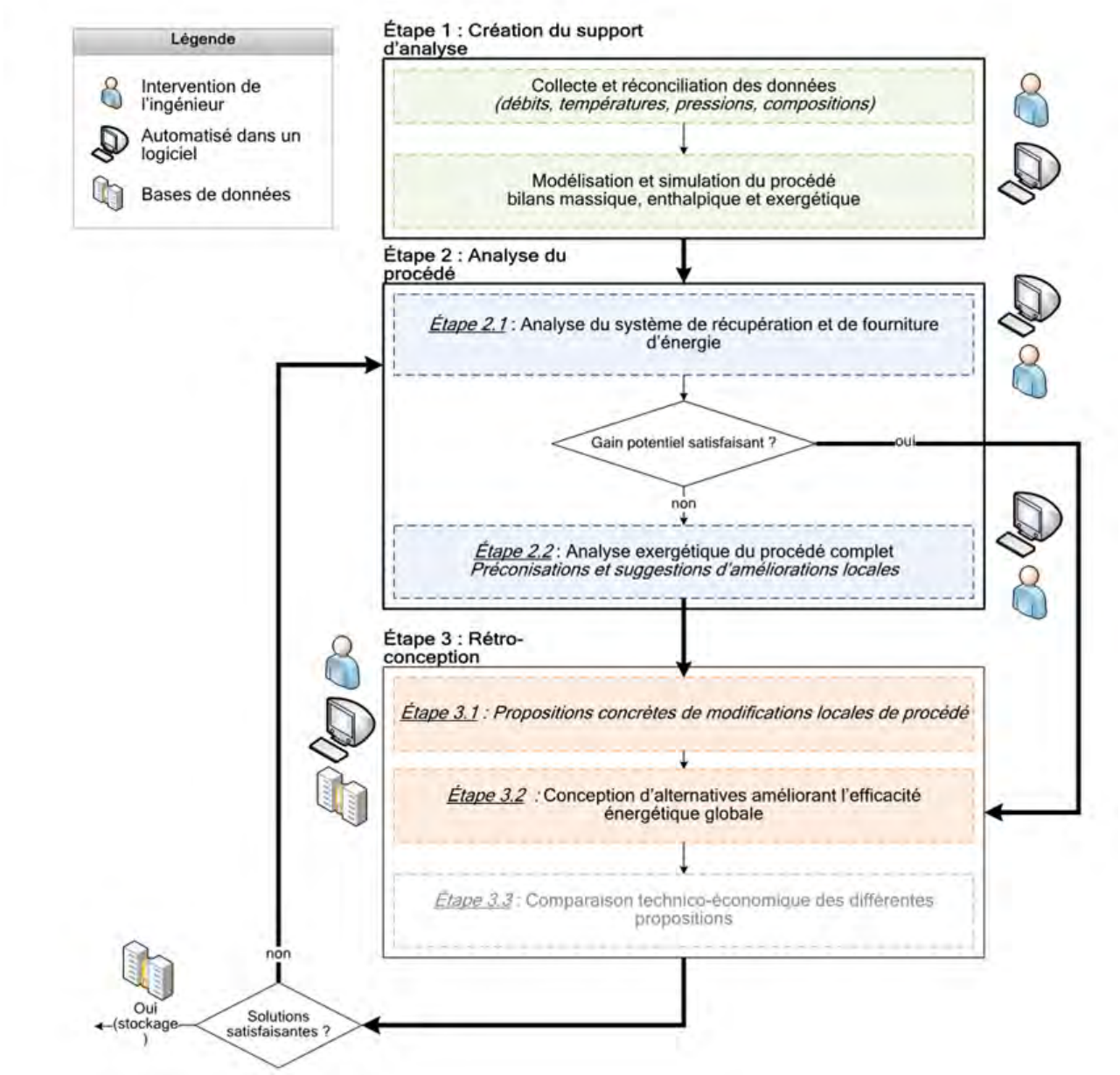


Figure 1.4 : *Approche COOPERE pour l'amélioration de l'efficacité exergétique des procédés. [Gourmelon, 2015])*

L'approche de remodelage du procédé proposée par Gourmelon repose sur la représentation d'un procédé sous la forme d'un diagramme «Oignon» [Smith, 2005]. Lors d'une démarche de remodelage, l'ingénieur cherche à modifier le moins possible le coeur du procédé, à savoir la zone réactionnelle et les sections de purification.

- Les premières «couches» analysées sont donc les utilités et le réseau d'échangeurs de chaleur. En effet, remodeler le réseau d'échangeurs de chaleur et la fourniture des utilités a pour objectif de ne pas remettre en cause les conditions opératoires nécessaires à la bonne marche du procédé.
- Dans le cas où les gains obtenus via la seule modification du réseau d'échangeurs ne sont pas jugés suffisants, une approche reposant sur l'analyse exergétique [Gourmelon et al., 2015] et [Luis, 2013] est alors mise en oeuvre. Cette analyse consiste à établir une liste de préconisations destinée à rationaliser la consommation d'énergie du site. Un réaménagement du procédé étant proposé, un nouveau réseau d'échangeurs tenant compte des modifications apportées est alors calculé.

Dans cette approche, l'exercice de remodelage de réseau d'échangeurs doit être réalisé à deux reprises (au cours de l'étape 2.1 d'analyse péliminaire du système et lors de l'étape 3.2). Il s'agit donc là d'une étape fondamentale sur laquelle il existe généralement encore une grande marge de progression. Dans le cadre des travaux de S. Gourmelon [Gourmelon, 2015] l'approche développée pour mener à bien ces étapes s'appuie sur une phase préliminaire d'analyse du réseau de chaleur existant et sur des outils commerciaux pour concevoir le réseau d'échangeurs [Sim,]. Cette approche demeure toutefois assez simpliste dans la mesure où l'approche ne propose qu'une seule alternative pour le réseau d'échangeurs. Par ailleurs, les outils commerciaux n'offrent pour le moment pas la possibilité d'évaluer la solution de récupération en terme de robustesse ou de faciliter d'implantation sur le site.

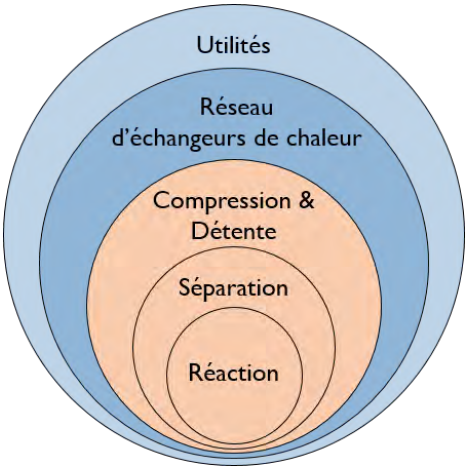


Figure 1.5 : *Diagramme «Oignon».*

1.3 Remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur

1.3.1 Définition

La consommation énergétique sur un procédé industriel se traduit par :

- des consommations en énergie mécanique (électricité),
- des consommations en énergie thermique satisfaites grâce notamment à la mise en oeuvre de plusieurs échangeurs de chaleur entre un courant du procédé et une utilité chaude (vapeur, eau chaude etc...) ou une utilité froide (eau froide, fluide réfrigérant...).

Sur un procédé déjà en exploitation toutefois, il n'est pas rare de noter la présence d'échangeurs dits de récupération (ou d'intégration) qui associent un courant chaud («source») du procédé à un courant froid (ou «puits») de ce même procédé. Si ces échangeurs d'intégration concourent à une économie globale d'énergie, leur «placement»sur le procédé a le plus souvent répondu à des critères de coûts ou de facilité d'implantation : association de courants chaud et froid à proximité l'un de l'autre (on voit ainsi souvent des échangeurs entre le courant de sortie d'un réacteur et les réactifs alimentant ce même réacteur). Il est donc probable qu'un *placement* des échangeurs d'intégration sur d'autres paires de courants ou sur d'autres niveaux de température puisse induire une plus grande économie d'énergie.
Remodeler un réseau d'échangeurs consiste donc à proposer un réseau d'échangeurs plus économe. Sur des problèmes de dimension industrielle, cet exercice peut très vite s'avérer extrêmement complexe de par son caractère fortement combinatoire. Pour aborder ce problème, les ingénieurs ont alors recours à une approche introduite au début des années 80 par B. Linnhoff : l'analyse pincement (ou *pinch analysis*) [Linnhoff and Hindmarsh, 1983].

1.3.2 Analyse pincement : un exemple simple

Explicitons les principes de l'analyse pincement appliquée au remodelage d'un réseau d'échangeurs de chaleur sur un exemple simple [Thery-Hetreux, 2018]. Sur la figure 1.6 qui représente un procédé très simple, on note l'existence de plusieurs échangeurs de chaleur :

- 1 échangeur *procédé/utilité chaude* (UC1) qui vise à réchauffer le courant F2 à l'aide d'une utilité chaude externe,
- 2 échangeurs *procédé/utilité froide* (UF1 et UF2) qui visent à refroidir les courants C1 et C2 à l'aide d'une utilité froide externe,
- 2 échangeurs *procédé/procédé* (I1 et I2) qui procèdent à du recyclage interne de chaleur entre les courants F2 et C1 d'une part et C2 et F1 d'autre part.

Le tableau 1.1 dresse un inventaire précis des échangeurs existants sur ce procédé dit «nominal».

Une analyse de la topologie du procédé et du tableau 1.1 permet de déterminer les caractéristiques de l'ensemble des courants chauds et froids du procédé. Ceux-ci sont présentés dans le

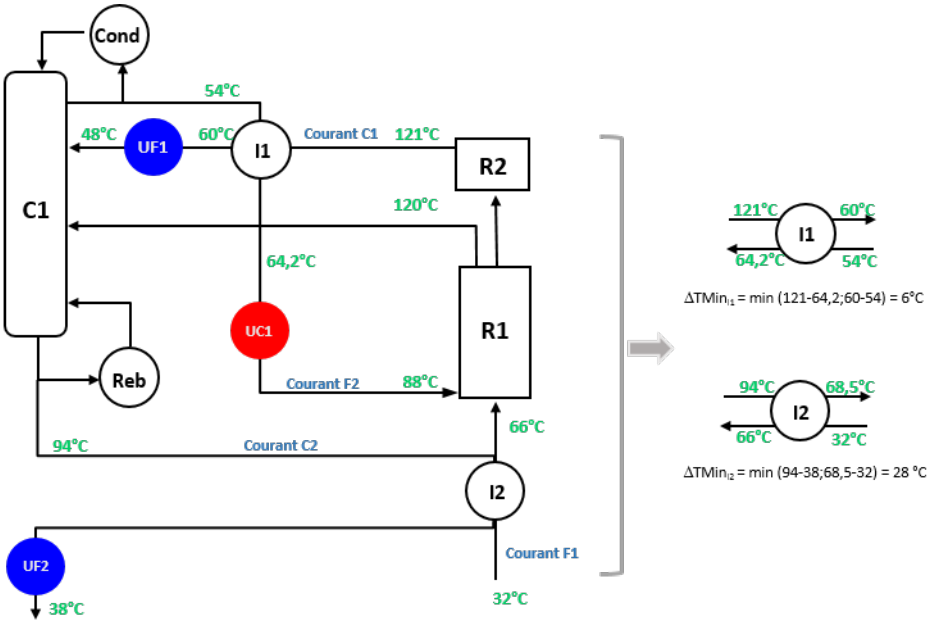


Figure 1.6 : *Exemple simple de procédé intégré.*

Tableau 1.1 : *Inventaire des échangeurs de chaleur sur l'exemple simple.*

Echangeur	Type	Tc,in (°C)	Tc,out (°C)	Tf,in (°C)	Tf,out (°C)	DTmin (°C)	Flux (kW)
I1	Intégration	121	60	54	64,2	6	30,5
I2	Intégration	94	68,5	32	66	28	51
UC1	Util. Chaude	-	-	64,2	88	-	72
UF1	Util. Froide	60	48	-	-	-	6
UF2	Util. Chaude	68,5	38	-	-	-	61,5

tableau 1.2 La dernière colonne de ce tableau permet d'évaluer la consommation dite «maximale» en utilité froide et chaude du procédé. Il s'agit en fait de la consommation dont le procédé ferait état s'il n'existait aucun échangeur d'intégration. On a :

$$U_{c,max} = QF_1 + QF_2 = 153kW$$
$$U_{f,max} = QC_1 + QC_2 = 148,5kW$$

Tableau 1.2 : *Inventaire des flux chauds/froids sur l'exemple simple.*

Courant	Type	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kW/°C)	Q (kW)
C1	Chaud	121	48	0,5	36,5
C2	Chaud	94	38	2	112
F1	Froid	32	66	1,5	51
F2	froid	54	88	3	102

D'après le tableau 1.2, grâce aux deux échangeurs de récupération (I1 et I2) présents sur le site, le procédé réalise une économie d'énergie de 81,5 kW en utilité chaude et en utilité froide. Il en

résulte alors une consommation résiduelle égale à :

$$U_{c,nom} = UC1 = 72kW$$
$$U_{f,nom} = UF1 + UF2 = 67,5kW$$

L'analyse pincement permet alors d'évaluer la marge d'amélioration encore atteignable en estimant la consommation minimale en utilités chaude et froide ($U_{c,min}$ et $U_{f,min}$). Ce Minimum d'Energie Requise (MER) est évalué à l'aide de l'algorithme PTA («problem Table Algorithm») [Smith, 2005] qui ne sera pas détaillé dans ce manuscrit. Notons toutefois que le MER requiert la définition de la température minimale d'approche (ΔTmin) entre un courant chaud et un courant froid du procédé. La comparaison des consommations nominale et minimale n'est donc possible qu'à la condition de calculer le MER avec la même valeur de ΔTmin que celle observée sur le procédé nominal. Comme le montre la figure 1.6, la température minimale d'approche dans ce petit exemple est égale à 6°C. L'application de l'algorithme PTA sur cet exemple conduit donc aux consommations suivantes :

$$U_{c,max} = 21,5kW$$
$$U_{f,max} = 17kW$$

Les résultats obtenus positionnés sur une échelle de consommation permettent de rendre compte graphiquement de la marge d'amélioration accessible (figure 1.7).

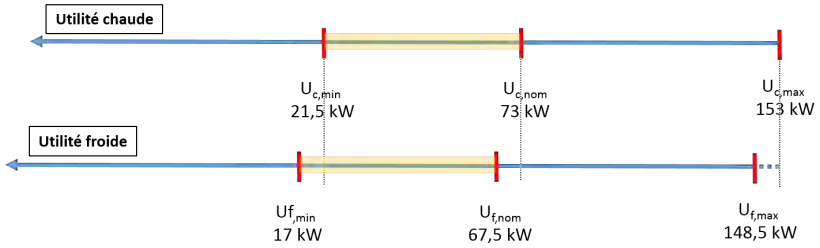


Figure 1.7 : *Exemple simple : échelle de consommations.*

Sur cet exemple simple, il est possible d'établir avec certitude qu'il existe un réseau d'échangeurs de chaleur qui pourrait conduire à une réduction encore significative de la consommation énergétique. Cette valeur du MER constitue par contre un minium thermodynamique en dessous duquel il n'est pas possible de descendre pour la valeur du ΔTmin donnée.
Si nous avons choisi de ne pas détailler dans ce manuscrit le mode du calcul du MER, nous rappelons ici les principes fondamentaux de l'analyse pincement.

La figure1.8 représente les courants sur un diagramme dit «double-échelle» qui permet de visualiser aisément les courants chauds et froids «compatibles» en terme de température.
En plus de la valeur des cibles de consommation minimale et utilités chaude et froide, l'algorithme PTA apporte un résultat essentiel pour le diagnostic énergétique : la valeur de la température de pincement. Cette température de pincement agit comme, d'après [Kemp, 2011], une «frontière virtuelle» dans le procédé entre des courants ou portions de courants dont les températures seraient supérieures à cette température et d'autres courants ou portions de courants dont les températures seraient inférieures.

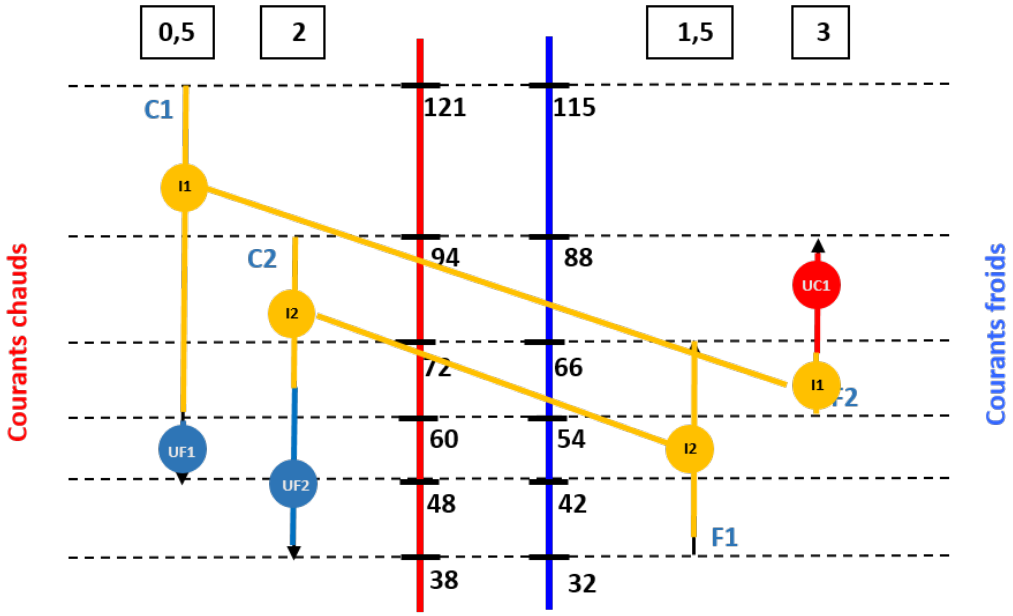


Figure 1.8 : *Exemple simple : réseau d'échangeurs nominal.*

Pour atteindre le MER, le réseau d'échangeurs doit répondre aux caractéristiques suivantes :

- REGLE N°1 : les échangeurs avec utilité chaude doivent opérer exclusivement au-dessus de la température de pincement.
- REGLE N°2 : les échangeurs avec utilité froide doivent opérer exclusivement au-dessous de la température de pincement.
- REGLE N°3 : les échangeurs d'intégration doivent concerner des courants situés du même côté de la température de pincement (au-dessus du pincement ou au-dessous du pincement).

La figure1.9 fait apparaître la température de pincement calculé par l'algorithme PTA sur l'exemple académique. Elle positionne ainsi les échangeurs du procédé nominal.

Une analyse de ce diagramme permet d'identifier les échangeurs «mal placés» au sens de l'analyse de pincement. Ainsi les échangeurs qui transgressent les règles énoncées plus haut sont les suivants :

- Echangeur d'intégration I2 : il concerne des courants chauds et froids situés de part et d'autre de la température de pincement.
- Echangeur avec utilité froide UF2 : pour le refroidissement du courant C2 entre 68,2°C et 60 °C (température de pincement) cet échangeur transgresse la règle 2.

Cette analyse permet ainsi d'identifier les échangeurs du procédé nominal qui conduisent à une surconsommation en utilité (par rapport au MER) et ainsi de cibler les parties du procédé qu'il conviendrait de reconsidérer en priorité.

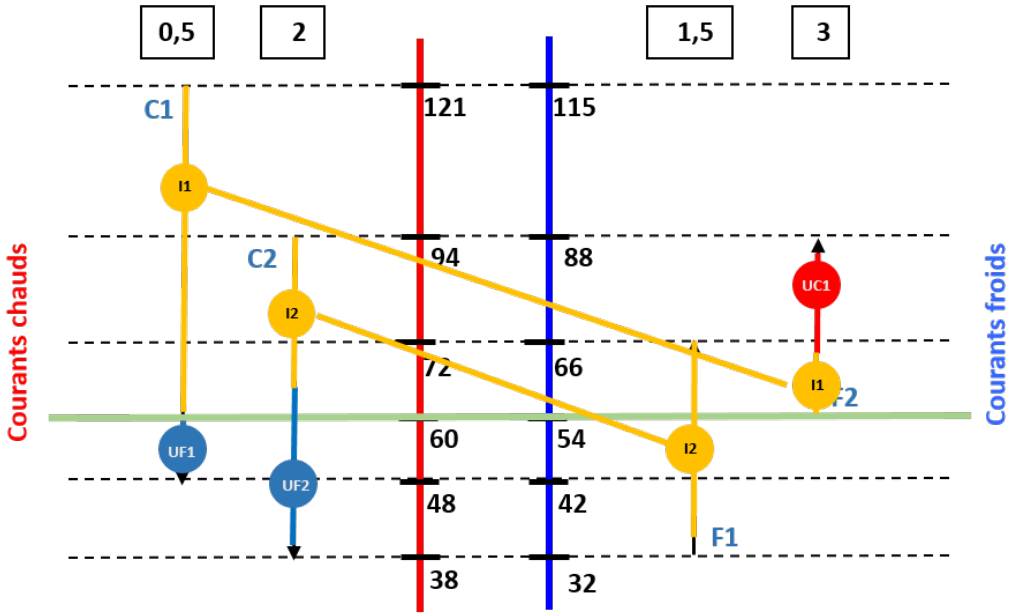


Figure 1.9 : *Exemple simple : réseau d'échangeurs nominal avec la température de pincement.*

Sur la base de cette analyse, il est alors possible de remodeler le réseau d'échangeurs en procédant aux aménagements suivants :

- repositionner l'échangeur I2 de manière à ce que l'échange n'ait lieu qu'au-dessus de la température de pincement,
- repositionner l'échangeur UF2 de manière à ce qu'il n'apporte du froid qu'au-dessous de la température de pincement,
- ajouter un échangeur d'intégration sous le pincement entre les courants C1 et F1,
- ajouter un échangeur d'intégration sur le pincement entre les courants C2 et F2,
- repositionner l'échangeur UC1 pour qu'il consomme moins d'énergie.

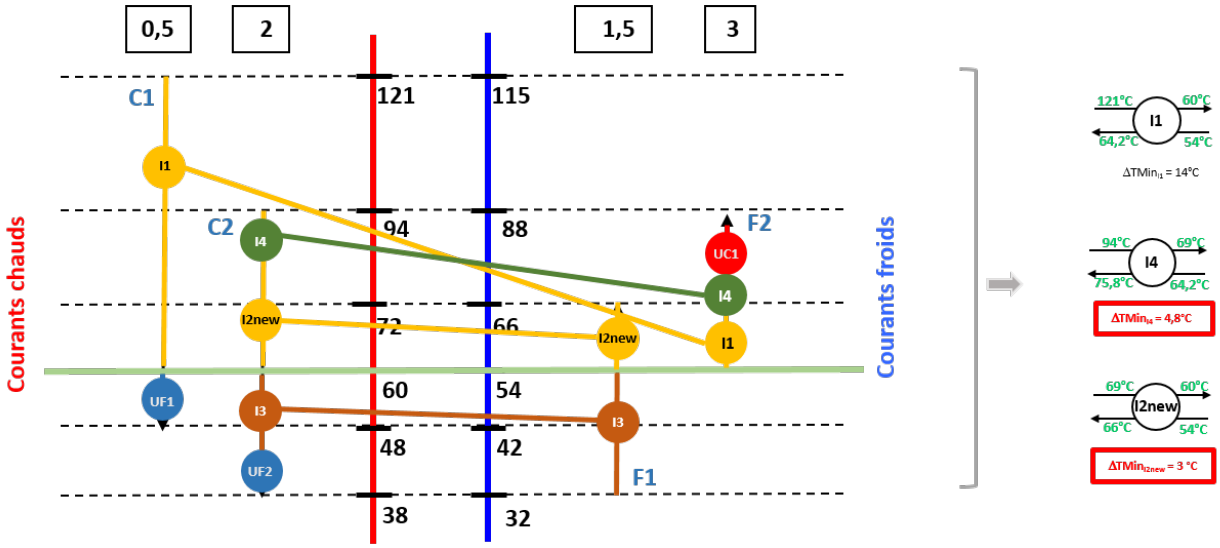


Figure 1.10 : *Exemple simple : réseau d'échangeurs remodelé (diagramme double-échelle).*

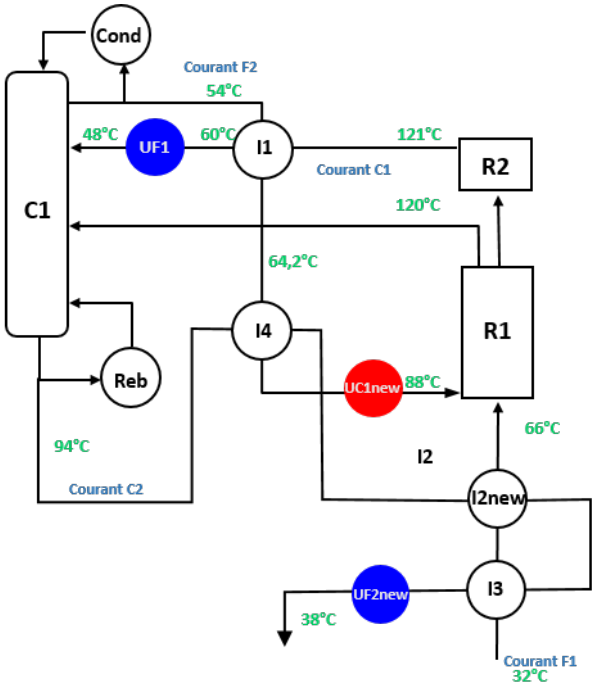


Figure 1.11 : *Exemple simple : réseau d'échangeurs remodelé (vue flowsheet).*

Le réseau ainsi remodelé est représenté sur la figure 1.11. Il présente des échangeurs respectant les trois règles fondamentales conduisant au MER. Notons par ailleurs que les échangeurs I2new et I3 qui sont situés de part et d'autre de la température de pincement garantissent que le courant chaud C2 fournit de la chaleur disponible au-dessus du pincement pour satisfaire les besoins du courant F1 au-dessus du pincement (échangeur I2new). Il en est de même sous le pincement pour l'échangeur I3. De fait, il pourrait donc être envisagé de réaliser les échanges I2new et I3 dans le même échangeur.
Dans cette approche par ailleurs, il n'est pas envisagé de «réutilisation» des équipements (échangeurs). L'étude de faisabilité de cette réutilisation requiert en effet, une comparaison des aires d'échanges déjà installées à l'aire d'échange requise dans le nouveau réseau. Enfin, avec cette approche «manuelle», la température d'approche minimale imposée initialement à 6°C n'est pas respectée pour l'ensemble des échangeurs.


On parle bien d'échange et non d'échangeur.

Dans cette section, les principes de remodelage de réseau d'échangeurs ont été introduits et illustrés sur un exemple simple. L'application de la théorie de l'analyse pincement semble a priori aisée et relève souvent du «bon sens». Toutefois, le problème se complique sensiblement dès lors que l'on s'intéresse à des études de dimension industrielle présentant souvent quelques dizaines de courants chauds et froids et de nombreux échangeurs d'intégration.
Face à une combinatoire qui explose avec l'augmentation du nombre de courants à traiter, l'approche reposant sur la seule analyse visuelle du diagramme double-échelle devient vite inopérante et il faut trouver des approches plus efficaces. Par ailleurs, les solutions de remodelage proposées doivent répondre le mieux possible aux attentes de l'exploitant et respecter au mieux l'ensemble des contraintes du site qui peuvent être très différentes suivant le site considéré (compatibilité des fluides, distance,...). Le projet RREFlex ambitionne de répondre à ce besoin.

1.3.3 Le projet RREFlex

1.3.3.1 Motivations

Contrairement à l'exercice de conception initiale visant à réaliser de manière conjointe la conception du procédé et du réseau d'échangeur de chaleur associé, l'exercice de remodelage d'atelier existant peut s'avérer sensiblement plus complexe. Cette démarche s'inscrit souvent dans une démarche d'amélioration continue sur des procédés qui ont déjà connu au cours de leur vie des transformations visant à faire face aux évolutions de la demande ou aux nouvelles contraintes environnementales. Le procédé comporte donc souvent déjà des échangeurs de récupération et présente une organisation topologique qu'il est souvent difficile de remanier. Dans ce cadre, il est donc absolument nécessaire d'intégrer l'ensemble des contraintes du site étudié, mais aussi de prendre en considération le «vécu» du procédé. Aujourd'hui, nombre d'analyses de récupération énergétiques sont réalisées sur les sites industriels mais elles ne donnent pas nécessairement lieu à des réalisations concrètes et ce, pour plusieurs raisons :

- Sur le plan financier, les temps de retour affichés pour les solutions proposées sont souvent beaucoup trop longs aux yeux des décideurs.
- Sur le plan pratique, les solutions proposées ne sont pas toujours réalistes ; en particulier, les contraintes spécifiques au site étudié (incompatibilité de courant, volonté de recyclage de certains échangeurs,...) sont souvent ignorées. En effet, la formulation a priori de ces dernières par les ingénieurs du site s'avère souvent délicates. Par ailleurs, elles tiennent rarement compte de la variabilité du procédé, due soit à des fluctuations sur les températures et les débits, soit à des points de fonctionnement multiples ou encore à l'intermittence des courants.
- Sur le plan méthodologique, le caractère combinatoire de la problématique peut vite exploser sur les procédés réels. Par ailleurs, s'ils sont hautement qualifiés pour évaluer la faisabilité d'une solution qui serait proposée par l'expert « pinch », les ingénieurs procédés ne sont pas toujours compétents dans le domaine de l'intégration énergétique, qui plus est, en contexte de remodelage.
- Sur le plan humain enfin, il n'est pas rare que malgré la proposition de solutions prometteuses, les experts « efficacité énergétique » se heurtent à la résistance au changement de la part des ingénieurs du site...

Dans les logiciels du commerce (qui feront l'objet d'une analyse plus détaillée en section 1.3.4.3), les paramétrages sont souvent limités. Les outils ne proposent, en général, qu'une seule solution d'intégration énergétique qui ne respecte pas nécessairement l'ensemble des contraintes auxquelles sont soumis certains sites de production (notamment, en cas de remodelage du procédé). Par ailleurs, ils n'offrent en général que peu de possibilités de rétroaction sur la solution proposée (hormis de «jouer» sur certains paramètres de la fonction objectif pour diriger le calcul vers une solution particulière).

1.3.3.2 Objectifs du projet RREFlex

Dans ce contexte, le projet RREFlex vise à développer un outil **R**obuste pour la synthèse de **R**éseaux d'**E**changeurs de chaleur **Flex**ibles. Ce projet s'intègre dans le 8ème appel à Manifesta-

tion d'Intérêt TOTAL ADEME « Efficacité Energétique dans l'industrie ». Démarré en octobre 2015 pour une durée de trois ans, il regroupe plusieurs membres partenaires :

- le LGC (Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse) qui élabore les méthodologies, implémente le noyau de calcul ainsi qu'une partie des IHM et valide l'approche sur des études de cas industriels,
- la Société ProSim qui a développé des IHM de sorties et a participé à la collecte de données sur un des sites industriels,
- les Sociétés VYNOVA et ROUSSELOT qui ont proposé des études des cas industriels pour valider les méthodologies.

Les deux verrous majeurs que l'outil RREFlex a vocation à lever sont les suivants :

◦ **Verrou n°1 : Obtenir des réseaux d'échangeurs viables**

Le premier objectif du prototype RREFlex est de promouvoir les méthodes d'intégration énergétique des procédés en ne cherchant pas nécessairement à atteindre l'optimum théorique (correspondant au MER), mais plutôt à construire itérativement une solution viable satisfaisant certaines attentes (explicites ou non) de l'ingénieur exploitant. Ceci peut se faire en introduisant une boucle de rétroaction dans le processus de construction dans laquelle l'ingénieur tiendra un rôle décisionnel important (cf. figure 1.12).

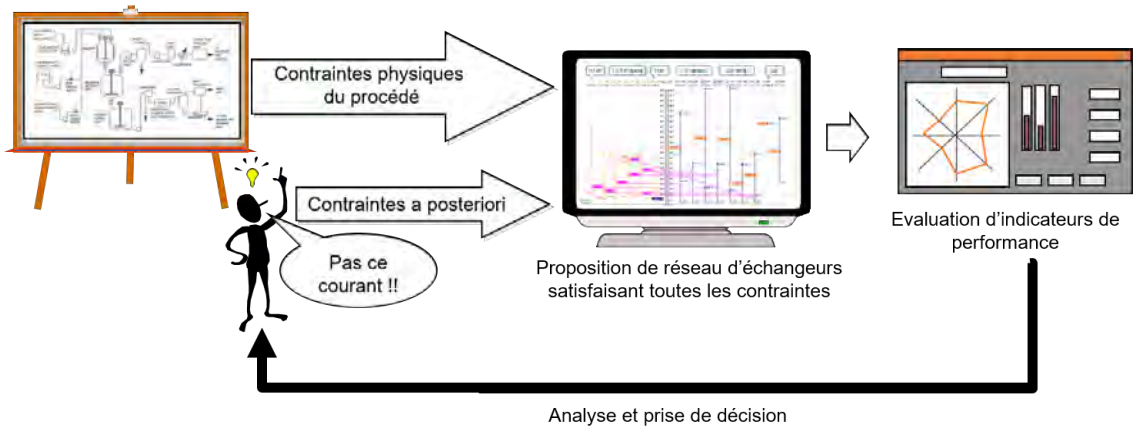


Figure 1.12 : *Processus itératif de construction d'une solution.*

◦ **Verrou n°2 : Obtenir des réseaux d'échangeurs flexibles**

Le deuxième objectif de cet outil consiste à proposer des réseaux d'échangeurs qui conservent l'*opérabilité* du système intégré pour différents scénarios de production. En effet, il est important de garder à l'esprit qu'une bonne méthode de conception de réseau d'échangeurs de chaleur doit non seulement proposer un compromis optimal entre les coûts d'investissement et les coûts de fonctionnement, mais aussi proposer des caractéristiques d'opérabilité qui permettront d'atteindre ces performances économiques dans un contexte réel d'utilisation. Or, la configuration finale du réseau peut impacter fortement le comportement d'un procédé du fait des couplages entre courants. La propriété d'opérabilité d'un système inclut à la fois la notion de *contrôlabilité* et de *flexibilité* [Escobar et al., 2013]. La *contrôlabilité* fait référence à la réponse temps réel du système à une perturbation et à ces propriétés dynamiques. L'évaluation de cette propriété nécessite généralement la mise en oeuvre de simulateurs dynamiques. Dans le cadre de ce projet,

on fera l'hypothèse que les systèmes de contrôle mis en place sont capables de compenser la perturbation sans retard et sans ajustement. La propriété de *flexibilité*, pour sa part, quantifie la capacité d'un système à fonctionner pour un nombre fini de points de fonctionnement, ces points de fonctionnement pouvant être des points de fonctionnement nominaux (on parle alors d'opérabilité multi-période) ou dégradés (du fait de perturbations ou de dérives). Par principe, l'analyse pincement se base sur un jeu de courants supposés bien connus et stables au cours du temps. Or, en phase d'exploitation, il existe de nombreuses situations où ces hypothèses ne sont pas vérifiées. C'est le cas notamment pour des procédés soumis à des modes de fonctionnement calendaires (fonctionnement été/hiver) ou susceptibles de fabriquer différentes gammes de produits. Un système intégré étant, par nature, plus difficilement opérable, il apparaît essentiel de prendre en compte ce critère de manière explicite dés la phase de synthèse du réseau d'échangeurs. Dans notre cas, la propriété de flexibilité peut être conférée à un système de récupération énergétique de deux manières :

- la première est de rapprocher la notion de flexibilité à celle de *robustesse*. Dans ce cas, il s'agit d'établir un réseau d'échangeurs dont les performances restent acceptables sans modification de sa topologie. On cherche ainsi à identifier la *flexibilité intrinsèque* d'une configuration vis-à-vis de perturbations probables et préalablement quantifiées (cf figure 1.13).

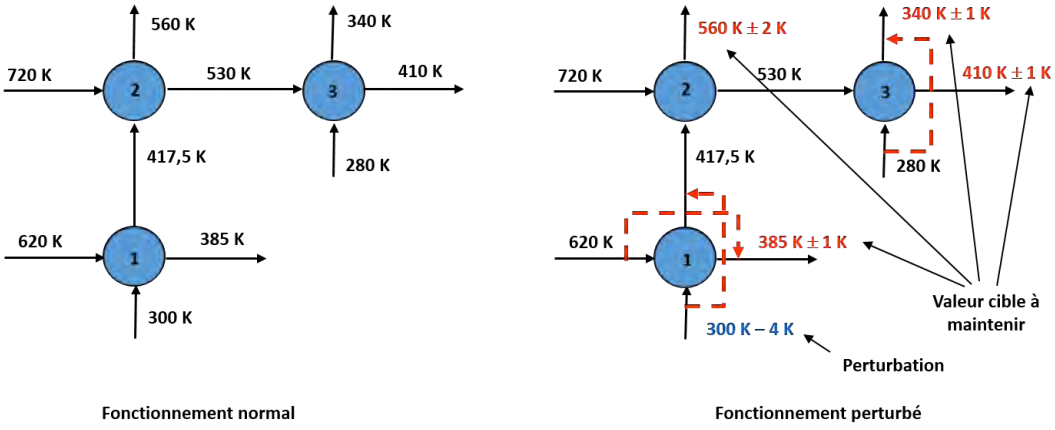


Figure 1.13 : *Robustesse d'un réseau d'échangeurs (flexibilité intrinsèque).*

- la seconde est de proposer des systèmes dits *reconfigurables*. Ici, il s'agit d'établir une topologie dans laquelle il est possible d'adapter le réseau d'échangeurs à différentes situations particulières en utilisant un nombre minimal de by-pass et/ou de vannes. Les by-pass (ou diviseurs de courant) sont utilisés simplement pour modifier la quantité de chaleur transférée entre une paire donnée de courant en agissant sur le débit traversant l'échangeur, la surface d'échange étant fixée par construction (cf figure 1.14).

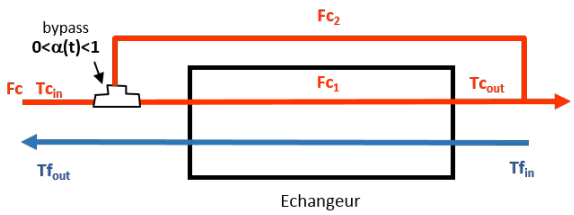


Figure 1.14 : *Utilisation de by-pass pour modifier les caractéristiques d'échange.*

Les vannes sont utilisées pour modifier les paires de courants chauds et froids mis en relation. En combinaison avec les by-pass, cette possibilité permet de continuer à utiliser un échangeur, même si un courant disparait à un instant donné.

1.3.4 Etat de l'art

1.3.4.1 Remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur : état de l'art

Depuis plus de trente ans, la synthèse des réseaux d'échangeurs de chaleur suscite un fort intérêt dans la littérature [Furman and Sahinidis, 2002]. Concernant plus précisément cette démarche de remodelage, une des plus récentes revue bibliographique recense près de 70 contributions publiées entre 1993 et 2013 [Sreepathi and Rangaiah, 2014b]. Plus récemment, [Ayotte-Sauvé et al., 2017] et [Klemes and Varbanov, 2018] ont eux aussi référencé de nombreux articles sur le sujet.
Dans ces revues, les approches dédiées au remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur sont classifiées en trois grandes catégories :

1. les approches thermodynamiques basées sur l'analyse pincement,
2. les approches basées sur la programmation mathématique reposant sur la formulation et la résolution de problèmes d'optimisation,
3. les approches hybrides.

◦ Les approches thermodynamiques

Les approches thermodynamiques reposent sur l'analyse pincement pour proposer des solutions de remodelage. En effet, très peu de temps après le développement des concepts clefs de l'analyse pincement, les auteurs ont affirmé leur volonté d'appliquer la méthodologie au remodelage des réseaux [Tjoe and Linnhoff, 1986].Dans cette première contribution sur le sujet, les 3 règles clefs énoncées précédemment (pas d'apport d'utilité chaude au-dessous du pincement, pas d'apport d'utilité froide au- dessus du pincement et pas de transfert d'énergie à travers le pincement) constituent la base de la méthodologie. Quelques années plus tard, [Reisen et al., 1995] s'appuie sur une décomposition du réseau d'échangeurs de chaleur en sous-réseaux pour réduire la complexité du problème et proposer des solutions de remodelage raisonnable.

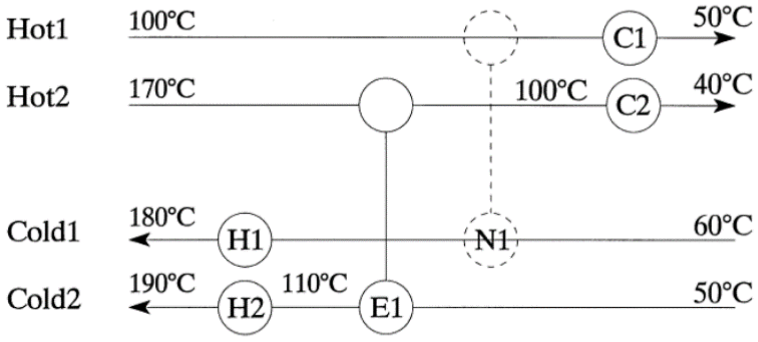


Figure 1.15 : *Approche « path analysis » [Reisen et al., 1995].*

Une illustration de cette approche appelée « *path analysis* » est proposée sur la figure 1.15. Sur cet exemple, un réseau indépendant composé des échangeurs H2, E1 et C2 peut être défini. Des économies en utilités chaudes et froides peuvent être réalisées sur ce « chemin » moyennant l'intensification des échanges entre les courant Hot2 et Cold2. Sur la base de ce principe, tous les « chemins » sont identifiés afin de recenser toutes les alternatives de remodelage possible et de les comparer en terme d'investissements. [Asante and Zhu, 1996] ont, pour leur part, développé les concepts de « network pinch » et « retrofit curve » visant à calculer l'aire d'échange additionnelle minimale pour améliorer la récupération énergétique sans altérer la topologie du procédé.
Pour [Akpomiemie and Smith, 2018], l'exploitation de règles heuristiques, développées dans leur article, visent à identifier les échangeurs limitants ou à optimiser, minimisant ainsi les coûts d'optimisation.
D'autres méthodes reposent davantage sur des analyses graphiques. Certaines sont directement inspirées de l'analyse pincement (grande courbe composite, courbes composites...). [Nordman and Berntsson, 2001] proposent ainsi une approche permettant de représenter le réseau existant sur des courbes enthalpie-température afin d'identifier les échanges non optimums appelés « criss-cross heat exchange » (figure 1.16). Ces mêmes auteurs ont aussi développé de nouvelles courbes visant à visualiser les modifications qui pourraient être faites pour améliorer les performances du réseau.

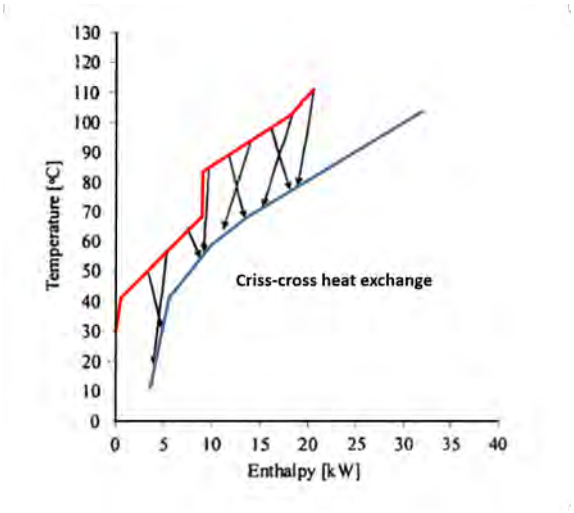


Figure 1.16 : *Criss-cross Heat Exchange [Nordman and Berntsson, 2001].*

D'autres approches graphiques originales ont aussi été développées. Citons :

- Le « Diagramme Thermodynamique dédié au Remodelage » (*Retrofit Thermodynamic Diagram*) développé par [Lakshmanan and Bañares Alcántara, 1996] qui consiste en une extension du diagramme double-échelle et qui permet de visualiser de manière concise les potentiels de transfert et les quantités de chaleur disponibles auprès de chaque courant (figure 1.17).
- La représentation STEP (Stream Temperature Vs Enthalpy Plot) développée par [Wan Alwi and Manan, 2010] et étendue par [Lal et al., 2018] et [Qing et al., 2018] dont des exemples sont représentés sur les figures 1.18 et 1.19.

La formulation du problème sous forme graphique est très séduisante car elle offre des outils d'analyse qui conduisent à une bonne compréhension du problème de remodelage considéré.

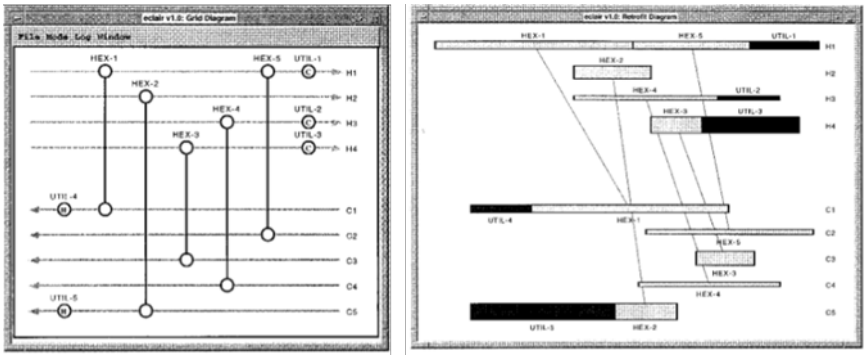


Figure 1.17 : *« Retrofit Thermodynamic Diagram » [Lakshmanan and Bañares Alcántara, 1996].*

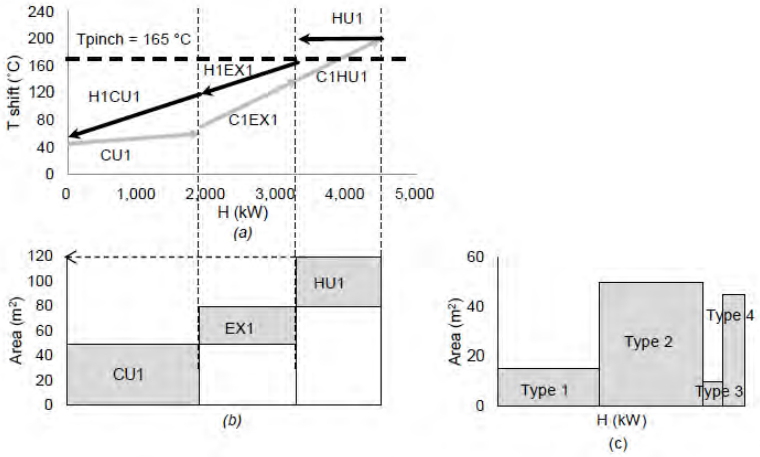


Figure 1.18 : *Diagramme de STEP d'un réseau remodelé pour un exemple à 3 échangeurs sur une nouvelle approche développée par [Qing et al., 2018].*

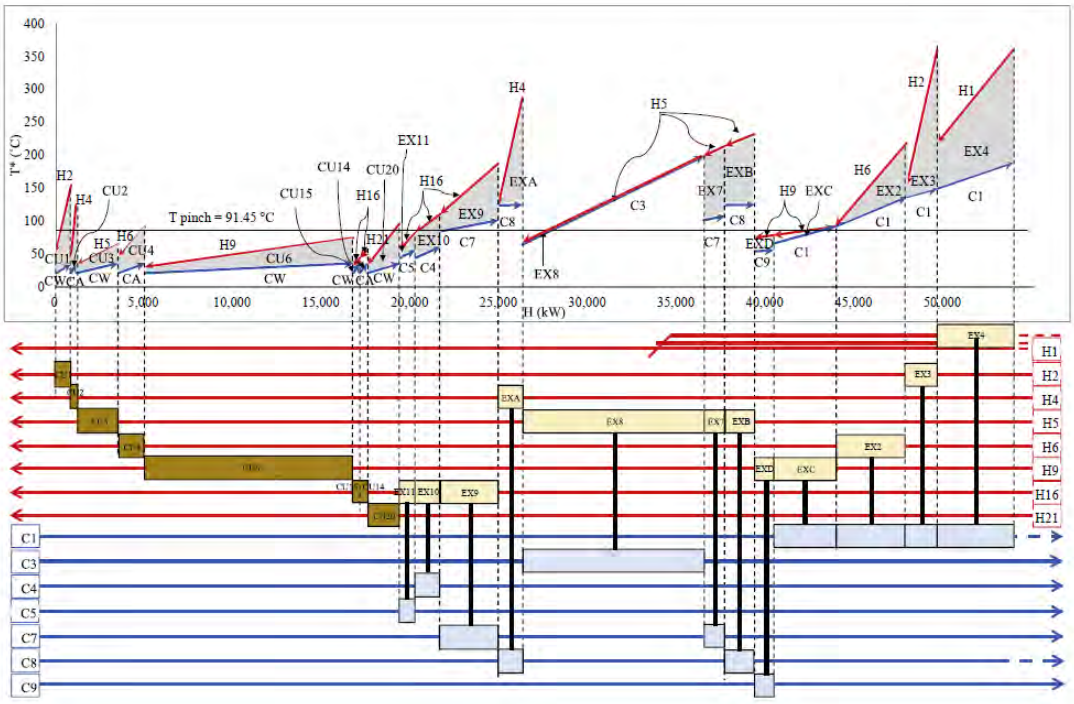


Figure 1.19 : *Diagramme de STEP d'un réseau remodelé pour un exemple à 15 courants [Lai et al., 2018].*

Toutefois, certaines de ces approches demeurent relativement complexes à appréhender pour un non-initié et semblent n'être réellement accessibles que par des experts. Par ailleurs, leur forte composante « graphique » en font des méthodes très complexes à implémenter et à automatiser.

◦ Les approches mathématiques

Sous le terme générique d'approches mathématiques, on trouve principalement des méthodes s'appuyant sur des techniques d'optimisation. On peut constater aujourd'hui que les méthodes d'optimisation sont les plus présentes dans la littérature [Furman and Sahinidis, 2002]. Dans ce cadre, les méthodes basées sur la programmation mathématique sont particulièrement fréquentes. On trouve notamment des formulations linéaires (LP Linear Programming / MILP Mixted Integer Linear Programming) ou non linéaires (NLP Non Linear Programming / MINLP Mixed Integrer Non Linear Programming) du problème de synthèse. Un des points forts de ces méthodes est de pouvoir établir de manière systématique et automatique des solutions faisant un compromis entre différents facteurs qui peuvent affecter la consommation énergétique et le coût d'investissement.
Les premières formulations étaient principalement orientées vers la synthèse initiale de réseaux d'échangeurs. Parmi les travaux précurseurs dans ce domaine, citons de manière non exhaustive ceux de [Papoulias and Grossmann, 1983], [Ciric and Floudas, 1990], [Yee et al., 1990], [Björk and Westerlund, 2002]. Du point de vue de la programmation mathématique, la synthèse de réseaux d'échangeurs conduit par nature à un programme non linéaire en variables mixtes (MINLP). La non-convexité des contraintes non-linéaires fait qu'il est souvent difficile d'obtenir des solutions faisables sans de bons points d'initialisation. C'est pourquoi certains auteurs [Barbaro and Bagajewicz, 2005] se sont orientés vers des formulations linéaires généralement plus robustes, même si cela nécessite parfois de considérer des hypothèses simplificatrices.
À l'instar du problème de synthèse initiale, le problème de remodelage de réseau s'avère aussi comme NP-difficile [Furman and Sahinidis, 2001]. De ce fait, certains auteurs proposent différentes techniques pour approcher le problème : soit des linéarisations sont réalisées, soit en réduisant la taille de la superstructure sous-jacente, soit en décomposant le problème en une suite de problèmes plus simples, soit en tentant de le résoudre à l'aide d'approches de résolution heuristique (par exemple, les algorithmes stochastiques comme les algorithmes génétiques ou le recuit simulé). Certains travaux se caractérisent par la prise en compte de différents aspects lors du remodelage. Citons par exemple, les pertes de charge [Frausto-Hernández et al., 2003], les coûts d'installation de canalisation [Ciric and Floudas, 1990], l'ajout d'aire d'échange sur les échangeurs [Yee and Grossmann, 1991] ou d'autres contraintes classiquement rencontrées sur les sites industriels. Par ailleurs, ces méthodes permettent de quantifier le potentiel d'intégration effectué et d'introduire des notions essentielles telles que la flexibilité [Isafiade, 2018], [Saboo et al., 1985]. Parmi les travaux se basant sur une formulation linéaire, citons ceux de [Barbaro and Bagajewicz, 2005]. Ils s'appuient sur le modèle de transport de [Cerda and Westerburg, 1983] et gère le remodelage de manière simultanée. Ils montrent sur une étude de cas que leur modèle donne une solution de remodelage meilleure qu'avec la méthode de remodelage basée sur l'analyse pincement. Bien que prometteuse, cette approche nécessite que l'utilisateur fixe le découpage des courants en intervalles de température, découpage qui affecte l'estimation de l'aire d'échange ainsi que le temps de calcul. Or, décider du nombre d'intervalles à prendre en compte peut s'avérer difficile a priori et peut nécessiter une phase d'essais/erreurs. Par ailleurs, leur modèle peut nécessiter plus d'une heure de calcul pour une étude de cas avec moins de dix échangeurs de chaleur et moins de dix courants, même pour un gap non nul. Par conséquent, la prise en compte de problème de taille industrielle peut induire des temps de calcul importants,

entravant toute interaction dynamique avec les ingénieurs du site. Ainsi, même si la programmation linéaire mixte garantit une solution optimale, l'aspect temps de réponse peut apparaitre comme un écueil pour ce type d'approche. Pallier cela est un des enjeux de la méthodologie RREFlex présentée dans ces travaux.

◦ **Les approches hybrides**

Une solution permettant de combiner les points forts des deux approches évoquées plus haut consisterait à développer des méthodes hybrides exploitant, dans un premier temps, une approche thermodynamique pour conceptualiser le problème et aider à la formulation d'un problème d'optimisation pertinent et dans un second temps la résolution d'un problème d'optimisation pour proposer des solutions optimales et viables. Parmi les approches hybrides, citons les méthodes développées par :

- [Briones and Kokossis, 1996] qui introduisent une approche en trois étapes. Tout d'abord, l'établissement des objectifs de remodelage (modifications minimale du réseau et ajout minimum d'aire d'échange). Ensuite, à l'aide de l'analyse pincement et du modèle MILP de [Ciric and Floudas, 1989], une optimisation du réseau d'échanges est réalisée à partir des paramètres identifiés dans l'étape 1. Enfin une optimisation NLP du réseau d'échangeurs minimisant le coût d'investissement est réalisée.
- [Asante and Zhu, 1996] qui combinent l'approche basée sur le concept du « network pinch » et une étape d'optimisation reposant sur un modèle d'optimisation inspirée par [Yee and Grossmann, 1991]. Dans cette méthodologie, l'ingénieur occupe un rôle majeur et est sollicité à chaque étape de la procédure pour établir des contraintes de site qui permettront d'optimiser le remodelage de réseau. Dans une première étape, la sélection des modifications à apporter au réseau est effectuée. Ensuite l'optimisation des réseaux d'échangeurs obtenus est réalisée par programmation non linéaire (NLP).
- [Smith et al., 2010] ont adapté le concept de « network pinch » pour prendre en compte des propriétés des courants dépendant de la température. Dans cette approche, les étapes de diagnostic et d'optimisation sont réalisées de manière simultanée pour garantir la génération de l'ensemble des solutions optimales.
- [Ayotte-Sauvé et al., 2017] ont développé une approche itérative, où chaque itération comprend trois étapes. La première étape définit la superstructure des options de remodelage. Pour chaque option de remodelage, la résolution d'un modèle MINLP permet la génération de solutions optimales en coût annuel de l'installation. Enfin, l'ingénieur peut choisir d'apporter des modifications au réseau proposé et en fait la base pour une itération supplémentaire ou d'écarter cette alternative.

1.3.4.2 La flexibilité des réseaux d'échangeurs de chaleur

Dans tous les travaux cités précédemment, les notions d'opérabilité et de flexibilité des réseaux ne sont pas du tout prises en compte et la synthèse des réseaux d'échangeurs est réalisée pour un point de fonctionnement unique correspondant à l'exploitation du procédé dans son régime nominal. Or, pour être adoptées par les ingénieurs, les solutions proposées doivent être agiles, ce qui passe nécessairement par la mise à disposition de moyens de production flexibles et reconfigurables. La problématique de la flexibilité est intimement liée à celle de la synthèse

de réseaux d'échangeurs de chaleur ; en effet, un système très intégré, c'est-à-dire présentant de nombreux échangeurs procédé/procédé, est intrinsèquement plus sensible aux perturbations externes. Il apparaît donc essentiel d'être capable de caractériser la flexibilité des solutions proposées. Très récemment, [Kang and Liu, 2018] ont publié une revue bibliographique sur le sujet. Recensant plus de 160 publications sur le sujet depuis 1972, cet article met en évidence le fort intérêt de la communauté scientifique sur le sujet, intérêt qui s'est accru au cours des années 80-90 [Cerdá et al., 1990]]. Ainsi [Marselle et al., 1982] ont été les pionniers dans la prise en compte de l'opérabilité dans les réseaux d'échangeurs. Ces derniers ont proposé une procédure consistant à calculer manuellement un ensemble de réseaux « optimum » pour différents points de fonctionnement dégradés. [Linnhoff and Kotjabasakis, 1986] ont, pour leur part, défini des matrices de sensibilité pour la synthèse de réseaux d'échangeurs flexibles. Pour mesurer le degré de flexibilité, certains auteurs ont aussi introduit des indicateurs : index de résilience [Saboo et al., 1985] ou index de flexibilité [Swaney and Grossmann, 1985]. La stratégie d'évaluation de ce dernier critère a été définie par [Grossmann and Floudas, 1987].
Dans leur étude, [Kang and Liu, 2018] référencent trois stratégies visant à évaluer la robustesse d'un réseau d'échangeur.

1. **Les méthodes de trajectoires en aval (ou *downstream paths methods*)**.
   [Linnhoff and Kotjabasakis, 1986] introduisent cette méthodologie rendant compte du lien entre une perturbation et une variable de contrôle (par exemple, le débit d'une utilité) dans un réseau d'échangeurs donné. Une table de sensibilité est établie et les points sensibles du réseau peuvent être identifiés. Toutefois, cette méthode ne rend pas compte de l'impact cumulé de perturbations pouvant se produire simultanément et s'avère très complexe à mettre en oeuvre pour des cas de taille industrielle. [Zhu et al., 1996] ont remédié à ces défauts en utilisant la théorie des graphes pour identifier les boucles de charges thermiques (i.e. les boucles éventuellement présentes sur le diagramme double-échelle) et les trajectoires en aval (i.e. les chemins ou *downstream path*), présentes sur les réseaux. Une matrice d'agencement des noeuds du réseau d'échangeurs basée sur la table des courants peut alors être établie. Par ailleurs, [Li et al., 1994] se concentrent sur la simulation de plusieurs variations en température simultannées via les trajectoires en aval. Si cette méthode permet une meilleure compréhension des phénomènes physiques régissant le réseau, elle ne permet pas de quantifier les interactions.

2. **Les méthodes basées sur la simulation**.
   A travers l'utilisation de logiciels de simulation de procédé, une simulation dynamique ou en régime permanent peut simuler la réponse d'un système à une perturbation. [Farel and Bekhradi, 2014] font une liste des logiciels les plus utilisés pour la simulation de procédés dans l'industrie chimie. Le logiciel CAD-HEN, par exemple, développé par [Papastratos et al., 1993], est dédié à la simulation dynamique des réseaux d'échangeurs. Une étude de sensibilité du réseau d'échangeurs peut ainsi être réalisée. Cette analyse va ensuite permettre la modification en conséquence du réseau afin d'améliorer son efficacité énergétique et sa flexibilité [Varga et al., 2010]. Cette approche quantitative paraît cependant très chronophage dans la mise en oeuvre surtout si de nombreux réseaux, complexes, doivent être testés. De plus, elle est très spécifique à chaque procédé étudié.

3. **Les méthodes basées sur des équations**.
   Les méthodes basées sur des équations permettent d'effectuer l'analyse de sensibilité d'un

réseau en se basant sur les équations régissant les réseaux en régime permanent ou dynamique. Cette méthode rigoureuse permet de traiter plusieurs facteurs d'influence à la fois et d'obtenir des résultats quantitatifs quant à la réponse du réseau. [Jeżowski et al., 2000] par exemple se concentrent sur l'influence des variations en débit sur la position du pincement dans le réseau. [Floquet et al., 2016] évaluent l'influence de perturbation en températures et débit (encrassement des échangeurs) sur la robustesse des réseaux. En établissant des équations de fonctionnement du réseau d'échangeurs, ces méthodes rigoureuses permettent ainsi de calculer l'influence de différents facteurs, en simultané et de manière quantitative. Une approche probabiliste basée sur les équations d'un échangeur de chaleur a ici été développée afin de rendre compte de la robustesse du réseau.

Concernant les procédures de synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables, deux approches se distinguent : la première consiste à évaluer et à améliorer a posteriori le degré de flexibilité d'un réseau optimisé au moyen de l'ajout de bypass par exemple [Floudas and Grossmann, 1987]. La seconde approche consiste, au contraire, à adopter une approche simultanée intégrant le critère de flexibilité dans un modèle multi-période ou multi-scénario (le plus souvent MINLP) [Papalexandri and Pistikopoulos, 1994]. Depuis, un certain nombre de travaux ont été réalisés basés sur ces mêmes principes mais intégrant différentes spécificités ou contextes d'étude (design initial / remodelage [Papalexandri and Pistikopoulos, 1993]). Récemment, [Isafiade et al., 2017] proposent d'intégrer l'utilisation des énergies renouvelables dans cette problématique.

1.3.4.3 Les outils logiciels dédiés à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur

Face à l'intérêt croissant du monde industriel pour la mise en oeuvre de solution concourant à une meilleure efficacité énergétique des procédés, un certain nombre d'outils dédiés à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur ont vu le jour. Citons de manière non exhaustive :

- soit des outils commerciaux exclusivement dédiés à l'optimisation énergétique des procédés et sites industriels basée sur l'analyse pincement.
  Ainsi, SuperTargetTM de l'entreprise KBC [Sup,] est certainement le logiciel le plus complet pour ce qui concerne l'optimisation de l'intégration énergétique des procédés. L'outil HEAT-int (anciennement SPRINT) est aussi un outil dédié à la synthèse de réseau d'échangeurs ; il a été développé à l'université de Manchester dans l'équipe du professeur Smith. D'après la documentation accessible, cet outil est lui aussi très complet et offre la possibilité de simuler et d'optimiser des réseaux d'échangeurs. Malheureusement, cet outil souffre d'un manque d'accessibilité car seuls les membres du consortium régis par la société Process Integration Ltd (PIL) peuvent obtenir une licence pour ce logiciel.
- soit des extensions d'une suite logicielle dédiée notamment à la simulation et l'optimisation des procédés.
  Aspen Energy Analyser [Asp,] est un composant associé à la suite logicielle Aspen Plus. Il permet de procéder à la synthèse ou à l'amélioration d'un réseau d'échangeurs de chaleur pour un procédé qui aurait été préalablement simulé sous ASPEN. L'approche de synthèse de réseau d'échangeurs repose sur une formulation MINLP (« Non Linear Programming ») du problème qui permet certes d'optimiser les coûts du réseau d'échangeurs de chaleur mais qui conduit rapidement à des temps de calcul rédhibitoires lorsqu'il

s'agit de traiter des problèmes de dimension industrielle, le logiciel n'offre aucune flexibilité quant à la formulation des critères et contraintes qui pourraient guider la démarche de synthèse du réseau. Par ailleurs, cet outil, nécessairement couplé au simulateur ASPEN, ne permet pas de réaliser une étude sur un procédé qui n'aurait pas fait l'objet d'une simulation préalable sous ASPEN. Simulis© Pinch [Sim,] est un outil développé par la Société ProSim. Outre la possibilité de réaliser le diagnostic énergétique du procédé, l'outil s'appuie sur une approche « algorithmique » intelligente qui assiste l'ingénieur dans chacun de ses choix de couplage.

- soit enfin des logiciels dédiés libres de droit et accessibles sur internet.
  Citons en premier lieu le logiciel Pinchleni aujourd'hui appelé PinchLight développé à l'Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne [Pin,]. Cet outil est toutefois davantage dédié à la phase d'analyse du système préalable à l'étape de synthèse de réseaux d'échangeurs (extraction des données, sélection du $\Delta Tmin$ optimal, sélection des utilités). Citons aussi des logiciels plutôt dédiés à la formation comme le logiciel THEN [THE,] développé à l'Université de Louisiane aux Etats Unis, ou encore Hint [Martín and Mato, 2008] proposé par l'Université de Valladolid en Espagne.... Dans ces outils, la synthèse des réseaux d'échangeurs s'appuie sur une approche séquentielle consistant à choisir de manière arbitraire ou au mieux guidée par certaines règles heuristiques les courants à coupler. Ces outils ont avant tout une vocation pédagogique et ne permettent en aucun cas de proposer des réseaux « optimisés ». Ils sont par ailleurs limités à des problèmes de petite taille (moins d'une dizaine de courants...).

1.4 Aperçu général de la méthodologie RREFlex

La méthodologie RREFlex a pour objectif de proposer des solutions alternatives d'intégration énergétique à la fois viables, robustes et adaptables via le remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur déjà installés. La mise en perspectives des attendus du projet RREFlex et de l'analyse de la littérature et des outils que nous venons d'exposer a conduit à l'élaboration d'une méthodologie en 4 étapes illustrée sur la figure 1.20). Dans cette section, nous évoquons brièvement chacune de ces étapes en mettant en évidence les points clefs et les contributions de la thèse qui feront l'objet d'une description plus détaillée dans la suite du manuscrit.

◦ **Etape 1 : Collecte de données avancée**

Cette étape vise à collecter l'ensemble des données nécessaires à la réalisation de l'étude de remodelage. Il s'agit principalement des caractéristiques complètes des échangeurs (échangeurs procédé/procédé et procédé/utilités) déjà existants sur le site. Tout comme dans l'approche introduite par [Gourmelon, 2015], la méthodologie proposée repose essentiellement sur l'utilisation d'un simulateur de procédé. Toutefois, la nécessité de proposer des solutions adaptables et robustes requiert une analyse beaucoup plus détaillée du « vécu » du procédé afin d'être capable d'identifier et de caractériser les différents cas de marche auxquels est soumis le procédé, ainsi que les perturbations susceptibles de se produire sur l'ensemble des paramètres clefs du système (principalement température, débits). L'approche développée dans ce manuscrit enrichit donc la méthodologie déjà existante d'une étape d'analyse statistique des données PI du système. Des données supplémentaires telles que les informations relatives aux utilités, des contraintes ou objectifs précis formulés par l'ingénieur du site ou encore des informations relatives à la topologie du procédé peuvent être collectées à ce stade.

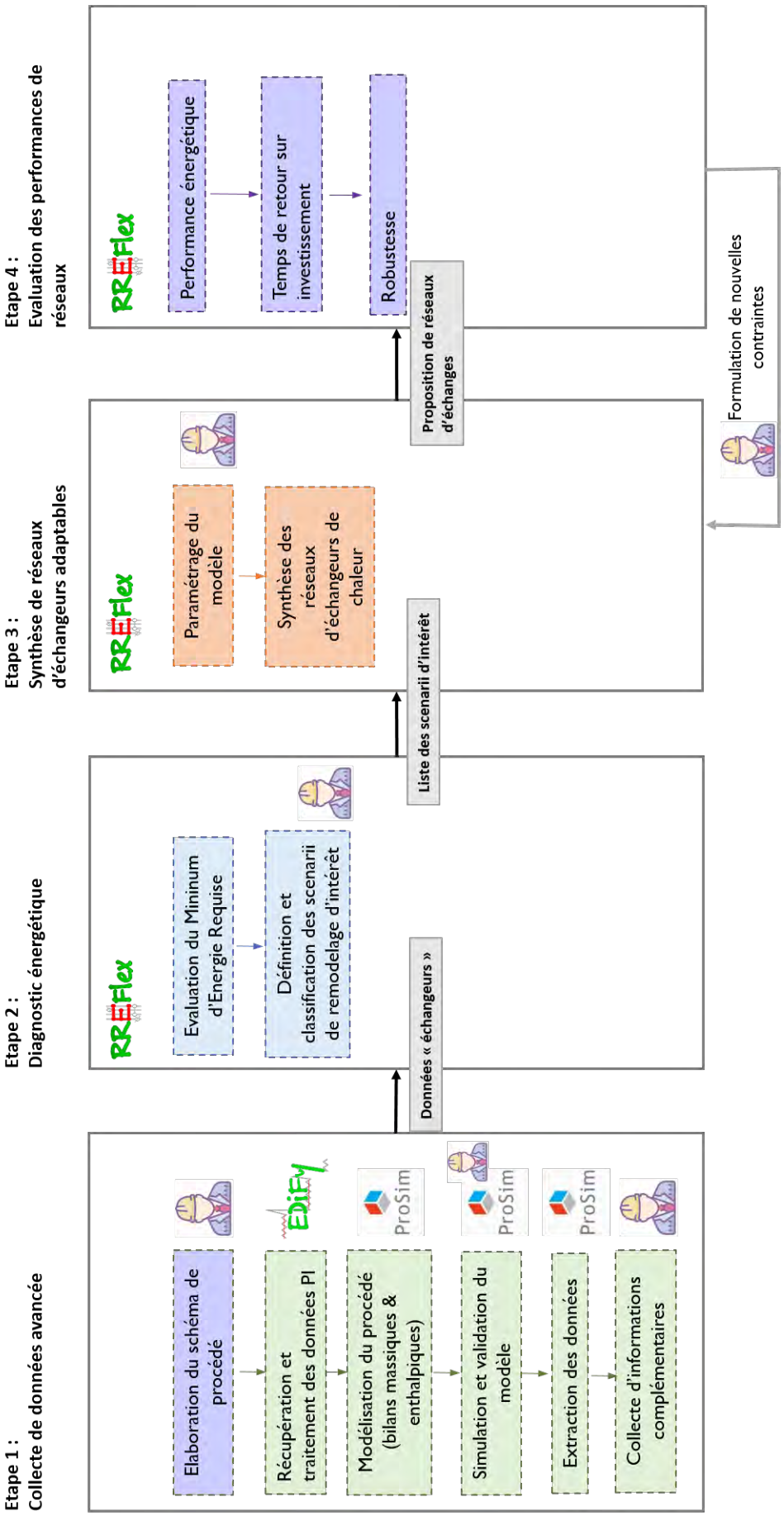


Figure 1.20 : *Organigramme général de la méthode RREFlex.*

◦ **Etape 2 : Diagnostic énergétique - Sélection et évaluation des scenarii**

L'ensemble des données ayant été collecté, les étapes suivantes visent à permettre à l'ingénieur responsable de site de commencer à élaborer un projet de remodelage raisonnable c'est-à-dire une solution pour laquelle chaque réaménagement du site (échangeur supprimé, échangeur ajouté...) pourra être motivé par un réel gain énergétique associé. Si d'après la littérature, l'approche par optimisation demeure le moyen le plus efficace pour obtenir la « meilleure » solution au regard d'un critère préalablement défini, la formulation a priori de ce critère et de l'ensemble des contraintes associées est un exercice extrêmement délicat. Par ailleurs, appliquées à des problèmes de dimension industrielle, les méthodes d'optimisation doivent rapidement faire face à une augmentation du temps calcul qui peut s'avérer rédhibitoire pour l'analyse. Une étape dédiée à une analyse préliminaire du problème permettant de bien définir les contours du problème d'optimisation apparait comme indispensable. L'étape 2 est donc une étape dédiée :

- au diagnostic énergétique du procédé existant qui permet à l'ingénieur du site d'évaluer la marge d'économie atteignable (calcul du MER),
- à l'analyse du procédé nominal visant à identifier rapidement quels échangeurs d'intégration déjà installés sur le site auraient intérêt à être soit démantelés, soit repositionnés (l'ensemble de ces alternatives seront précisément définies au chapitre 4).

A l'issu de cette étape qui repose sur une approche purement thermodynamique, l'ingénieur aura ainsi identifié un ensemble de scenarii de remodelage (définis chacun par un ensemble d'échanges du procédé nominal à conserver ou à démanteler) qui feront l'objet d'une analyse plus détaillée au cours de l'étape 3.

◦ **Etape 3 : Synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur adaptables**

Dans cette étape, les scenarii de remodelage sélectionnés lors de l'étape 2 font l'objet d'une étude plus détaillée visant à générer pour chacun d'entre eux un (ou plusieurs) réseaux d'échangeurs. Dans le cas où le procédé fait état de plusieurs cas de marche, la configuration obtenue consistera en un réseau d'échangeur « adaptable » c'est-à-dire capable de s'adapter à chaque cas de marche via l'installation de bypass sur le réseau. Compte tenu de la complexité des problèmes de dimension industrielle et afin de garantir l'obtention d'un ensemble de « bonnes solutions » qui feront l'objet d'une analyse multicritère par l'ingénieur du site, une approche PLM (Programmation Linéaire Mixte) a été préférée à l'approche PNLM (Programmation Non Linéaire Mixte).

◦ **Etape 4 : Evaluation des performances des réseaux et analyse critique**

Dans cette étape, les différents réseaux obtenus pour les différents scenarii sont évalués en termes de performance énergétique, de temps de retour sur investissement et en terme de robustesse.

A ce niveau, l'étude doit être réalisée en impliquant le plus possible l'ingénieur du site, seule personne en capacité de valider la faisabilité technique des solutions proposées. C'est en effet au moment de réunion de « brainstorming » organisé autour de la proposition d'une première série de solution que de nouvelles idées émergent et que de nouvelles contraintes sont formulées, contraintes qu'il n'aurait pas été capable de formuler a priori lors de la phase de collecte de données. Une boucle de rétroaction est prévue dans la démarche, permettant d'introduire dans le modèle ces nouveaux paramètres et ainsi de « converger » vers une solution parfaitement adaptée aux contraintes du site.

1.5 Organisation du manuscrit

Le manuscrit s'organise en quatre parties, elles-même décomposées en plusieurs chapitres.

La **première partie** comprend ce chapitre introductif.

La **deuxième partie** s'intéresse à la première étape de la méthodologie qui consiste en la collecte de données avancée pour le remodelage des réseaux d'échangeurs.

- Le chapitre 2 évoque la démarche à adopter pour procéder à une collecte de données en vue du remodelage d'un réseau d'échangeurs de chaleur déjà existant.
- Le chapitre 3 introduit une approche originale consistant en une analyse statistique des données issues des systèmes PI pour l'identification et la caractérisation des cas de marche existant sur un procédé.

La **troisième partie** détaille les trois étapes suivantes qui sont au coeur de la méthodologie RREFlex et qui vise à la proposition de solutions de remodelage viables, adaptables et robustes des réseaux d'échangeurs de chaleur.

- Le chapitre 4 développe l'étape dédiée au diagnostic énergétique et à la sélection des scenarii de remodelage d'intérêt.
- Le chapitre 5 présente les modèles d'optimisation dédiés à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur adaptables.
- Enfin le chapitre 6 définit les différents critères retenus pour évaluer les réseaux d'échanges proposés. Parmi les critères évoqués, la définition du critère de robustesse constitue une des principales contributions de la thèse.

La **quatrième partie** enfin se propose d'appliquer les concepts développés dans la thèse à deux études de cas industriels.

- Le chapitre 7 traite du site de production de Mono chlorure de Vinyle de la Société VYNOVA à Tessenderlo en Belgique.
- Le chapitre 8 se propose pour sa part, d'aborder le cas d'un train de préchauffe dans une raffinerie située sur un site de la Société TOTAL.

Le manuscrit se termine enfin sur une conclusion qui résume les contributions de la thèse, en établit les conclusions et dresse les perspectives pour de futurs travaux.

Figures

1.1 Flux annuels de CO2 vers l'atmosphère et les réservoirs terrestres par sources [SOeS, 2017]. 6

1.2 Évolution de la consommation d'énergie primaire d'origine fossile et part des énergies fossiles dans la consommation d'énergie primaire [SOeS, 2017]. 6

1.3 Les différents leviers concourant à l'amélioration de l'efficacité énergétique (adapté de [Fawkes et al., 2016]) 8

1.4 Approche COOPERE pour l'amélioration de l'efficacité exergétique des procédés. [Gourmelon, 2015]) 9

1.5 Diagramme «Oignon». 10

1.6 Exemple simple de procédé intégré. 12

1.7 Exemple simple : échelle de consommations. 13

1.8 Exemple simple : réseau d'échangeurs nominal. 14

1.9 Exemple simple : réseau d'échangeurs nominal avec la température de pincement. 15

1.10 Exemple simple : réseau d'échangeurs remodelé (diagramme double-échelle). . . 15

1.11 Exemple simple : réseau d'échangeurs remodelé (vue flowsheet). 16

1.12 Processus itératif de construction d'une solution. 18

1.13 Robustesse d'un réseau d'échangeurs (flexibilité intrinsèque). 19

1.14 Utilisation de by-pass pour modifier les caractéristiques d'échange. 19

1.15 Approche « path analysis » [Reisen et al., 1995]. 20

1.16 Criss-cross Heat Exchange [Nordman and Berntsson, 2001]. 21

1.17 « Retrofit Thermodynamic Diagram » [Lakshmanan and Bañares Alcántara, 1996]. 22

1.18 Diagramme de STEP d'un réseau remodelé pour un exemple à 3 échangeurs sur une nouvelle approche développée par [Qing et al., 2018]. 22

1.19 Diagramme de STEP d'un réseau remodelé pour un exemple à 15 courants [Lai et al., 2018]. 22

1.20 Organigramme général de la méthode RREFlex. 28

Deuxième partie

COLLECTE DE DONNEES AVANCEE POUR LE REMODELAGE DES RESEAUX D'ECHANGEURS

Chapitre 2

Méthodologie globale de collecte de données

Ce chapitre présente la méthode classique de collecte de données dans ses grandes lignes. Elle est ensuite adaptée en particulier au cas des procédés existants dans le but du diagnostic énergétique et du remodelage du réseau d'échangeur. Un exemple fil rouge est présenté et exploité tout au long du chapitre.



Sommaire

Résumé **35**
Introduction **37**
2.1 Différents contextes d'analyse **37**
2.1.1 Conception initiale d'un procédé 37
2.1.2 Remodelage d'une installation en exploitation 40
2.2 Collecte des données pour un procédé en exploitation **42**
2.2.1 Construction du modèle de procédé 43
2.2.2 Récupération des données «capteurs » 47
2.2.3 Paramétrage du modèle de simulation 47
2.2.4 Simulation et validation du modèle 49
2.2.5 Extraction de données 54
2.2.6 Récupération des données supplémentaires 57
2.2.6.1 Données nécessaires à l'évaluation économique 57
2.2.6.2 Données optionnelles 58
2.3 Limites de la démarche **60**
2.3.1 Application de la collecte de données 60
Table des figures **62**

Introduction

Comme toute démarche dédiée à l'amélioration de réseau d'échangeurs de chaleur d'un site industriel, la méthodologie RREFlex s'appuie sur une phase préalable de collecte de données. Cette étape est cruciale car la pertinence des solutions proposées dépendra nécessairement de la précision des données collectées.
La collecte de données à mettre en oeuvre nécessite une méthodologie adaptée aux objectifs de l'étude [ADEME, 2014]. Dans le cas d'un site d'assemblage de véhicules automobiles par exemple, l'amélioration de la performance énergétique nécessiterait probablement de suivre les appels de puissance électrique. Dans le cas qui nous concerne, on s'intéresse davantage aux sites issus de l'industrie chimique où la performance énergétique est liée à la consommation en énergie thermique (calorie et frigorie). Plus précisément, la méthodologie RREFlex vise à remodeler les réseaux d'échangeurs de chaleur ; il s'agit donc de collecter les données relatives aux sources (courants chauds) et aux puits (courants froids) d'énergie du procédé et, dans le cas d'un procédé déjà en exploitation, l'ensemble des informations concernant la fabrication d'utilités (chaudes et froides) du site.

Dans ce chapitre, les enjeux de la phase de collecte de données seront précisés que cela soit dans le cadre de la conception initiale d'un procédé ou dans le cadre, plus complexe, du remodelage. Dans de dernier cas, la démarche de l'analyse, le type de données nécessaires ainsi que les méthodes existantes seront détaillés. Enfin les limites de ces méthodes pour la proposition de solutions viables et flexibles seront mises en avant.

2.1 Différents contextes d'analyse

Dans le cadre de l'intégration énergétique de procédés, il convient de distinguer deux types de contexte : le cas de la conception initiale d'un procédé («Grassroot») et le cas du remodelage de procédés existants («Retrofit»).

2.1.1 Conception initiale d'un procédé

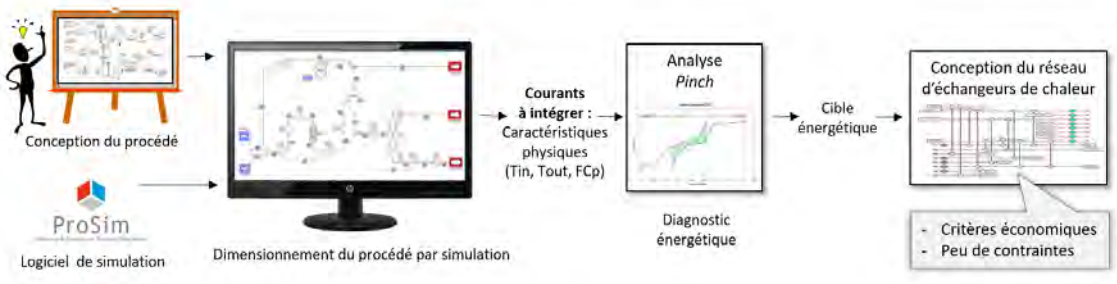


Figure 2.1 : *Méthodologie de collecte de données en conception de procédé.*

La méthodologie de collecte de données classiquement adoptée pour un procédé à concevoir est présentée en figure 2.1. Le procédé à concevoir n'existe en effet que «sur le papier». Les valeurs des données représentatives du procédé (température, pression, composition, quantité de chaleur,...) sont exclusivement issues de bilans matière et énergie réalisés le plus souvent à

l'aide d'un simulateur de procédés. L'intégralité des valeurs représentatives est donc disponible et n'est entachée d'aucun bruit.

Dès lors, il est aisé d'exploiter le modèle du procédé pour extraire les données nécessaires à la réalisation de l'étude.



Application au procédé HDA

Pour illustrer la méthode de collecte de données en conception de procédé, un exemple académique (Cf. [Douglas, 1988]) sera utilisé. Il s'agit d'un procédé de production de benzène par hydrodéalkylation du toluène, noté procédé HDA par la suite, dont le PFD est fourni en figure 2.2.
Ce procédé, relativement simple, est constitué de deux alimentations ; l'une contenant du dihydrogène et des traces de méthane et une autre en toluène. Ces courants d'alimentation sont mélangés et préchauffés dans un four pour atteindre la température de 650°C qui est la température d'entrée du réacteur. Ce dernier est supposé adiabatique, à une pression de 36 bar en entrée et permet la conversion de toluène et de dihydrogène en benzène et méthane, selon la réaction suivante :

$$C_7H_8 + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + CH_4 \tag{2.1}$$

Les pertes de charge au réacteur sont fixées à 1,5 bar pour avoir une pression de sortie à 34,5 bar. La deuxième partie du procédé sert à séparer les différents composés du courant de sortie du réacteur. Dans un premier temps, le courant de sortie du réacteur est refroidi jusqu'à une température de 38°C puis détendu à 32 bar pour permettre la condensation du benzène, toluène et diphényle. Les incondensables tels que l'hydrogène et le méthane sont récupérés en tête d'un flash (adiabatique). Ceci permet de recycler une grande partie du dihydrogène. A noter qu'une partie de ce courant de recyclage doit être purgée pour éviter l'accumulation du méthane dans le système. Pour ce qui est de la sortie en pied du flash, le courant est détendu à 10,2 bar et entre dans une colonne à distiller à condenseur partiel pour éliminer les traces d'incondensables.

Le résidu de la première colonne devient alors l'alimentation (détendue à 1,8 bar) d'une deuxième colonne ayant pour objectif de récupérer le benzène ultra-pur (99,7% molaire) au distillat. De même, le résidu - mélange de toluène et de diphényle principalement - est envoyé dans une troisième et dernière colonne à distiller. Le léger (toluène) est recyclé en début de procédé tandis que le lourd (diphényle) est sous-refroidi à 30°C avant de sortir du système. A partir de la simulation réalisée sous ProSimPlus©, toutes les données concernant les courants sont disponibles et présentées sur le tableau 2.1.

A partir de ces informations, les courants chauds et froids du procédé sont extraits automatiquement grâce au simulateur de procédé et présentés dans le tableau 2.2 où les courants chauds sont symbolisés en rouge et les courants froids en bleu.
Par souci de clarté, les sources et les puits de chaleur ont été identifiés sur la figure 2.2.

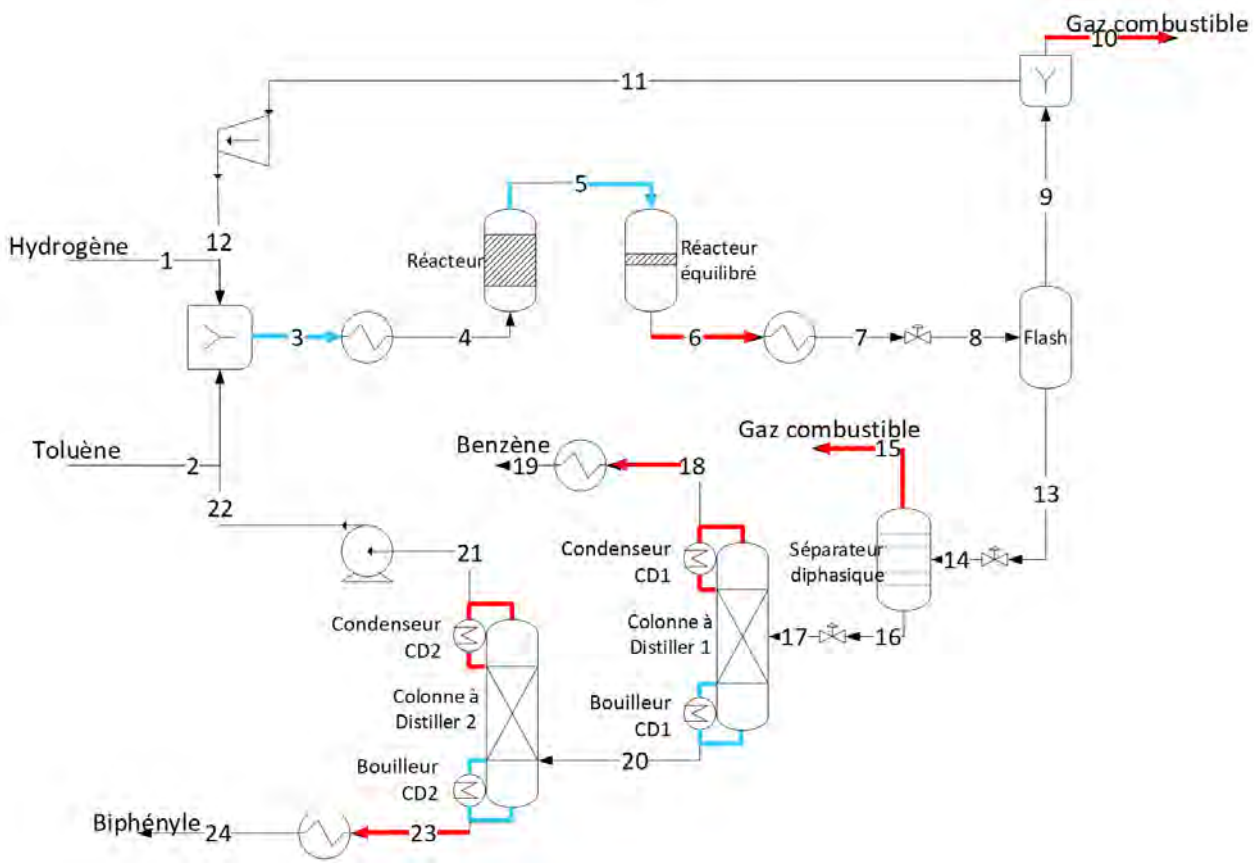


Figure 2.2 : *Schéma du procédé HDA.*

Tableau 2.1 : *Données du procédé HDA.*

Courant		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Débit (kg/h)		542,96	11693,10	41590,00	41590,00	41590,00	41590,00	41590,00	41590,00	27935,50	2234,84	25700,70	25700,70
%massique	METHANE	0,30	0,00	0,55	0,55	0,60	0,60	0,60	0,60	0,88	0,88	0,88	0,88
	BENZENE	0,00	0,00	0,03	0,03	0,27	0,26	0,26	0,26	0,05	0,05	0,05	0,05
	TOLUENE	0,00	1,00	0,37	0,37	0,09	0,09	0,09	0,09	0,01	0,01	0,01	0,01
	BIPHENYL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
	HYDROGEN	0,70	0,00	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,06	0,06	0,06	0,06
Température (°C)		37,85	37,85	55,13	650,00	650,00	650,00	38,00	37,51	37,51	37,51	54,54	37,51
Pression (bar)		37,00	37,00	37,00	36,00	34,50	34,50	34,00	32,00	32,00	32,00	37,00	32,00

Courant		13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Débit (t/h)		13731,30	13731,30	216,17	13515,10	13515,10	9378,99	9378,99	4136,10	3673,64	3673,64	462,46	462,46
%massique	METHANE	0,02	0,02	0,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	BENZENE	0,68	0,68	0,00	0,69	0,69	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	TOLUENE	0,27	0,27	0,00	0,27	0,27	0,00	0,00	0,89	1,00	1,00	0,01	0,01
	BIPHENYL	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,11	0,00	0,00	0,99	0,99
	HYDROGEN	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Température (°C)		37,51	35,42	35,42	35,42	32,70	93,49	30,00	139,37	110,21	113,75	255,90	30,00
Pression (bar)		32,00	10,20	10,20	10,20	1,80	1,50	1,00	2,00	1,00	37,00	1,20	1,00

Tableau 2.2 : *Liste des courants du procédé de HDA.*

Courant	FCp (kW/°C)	Tin (K)	Tout (K)	Q (MW)
6	41,61	686,3	38	26973,56
10	1,90	37,5	30	14,25
15	0,15	35,4	30	0,81
Condenseur CD1	4549,35	94	93,5	2274,675
Condenseur CD2	409,61	111,2	110,2	409,61
18	5,07	93,5	30	321,945
23	0,25	255,9	30	56,475
5	2240,71	686,3	686,3	0,00
Bouilleur CD1	963,58	136,5	139,4	-2794,38
Bouilleur CD2	6,89	200,7	255,9	-380,33
3	42,15	55,1	650	-25072,54

A partir des données courants du tableau 2.2, l'ingénieur en charge de la conception du procédé est donc en mesure de réaliser l'analyse pincement qui le conduira à la mise en oeuvre d'un réseau d'échangeurs. Le tableau 2.3 résume les critères à prendre en compte dans ce cadre.
Pour la conception de réseau d'échangeurs de chaleur, les qualités attendues du réseau concernent essentiellement son coût et l'économie qu'elle contribuera à réaliser par rapport à un procédé non intégré.
L'exercice de synthèse prendra en compte des contraintes de type incompatibilité de courants et pourra le cas échéant viser à s'adapter à différents cas de marche. En ce qui concerne la topologie, notons que le procédé n'existant pas encore, il semblera opportun d'adapter dans la mesure du possible, son implantation finale au réseau établi. Ce critère n'est donc pas à prendre en compte.

Tableau 2.3 : *Critères pris en compte par l'intégration énergétique en conception de procédé.*

Type de critère	Critère	Pris en compte ?	Remarque
Economie	CAPEX	✓	
	OPEX	✓	
	TRI	✓	
Environnement	Recyclage d'échangeurs	✗	
Sécurité/ Durabilité	Incompatibilité des courants	✓	
Opérabilité	Robustesse	✗	
	Adaptabilité	✓	Plusieurs cas de marche peuvent être envisagés
Maintenance	Facilité d'implantation	✗	L'implantation du procédé pourra s'adapter au réseau imaginé

2.1.2 Remodelage d'une installation en exploitation

La situation la plus fréquente à laquelle un ingénieur est susceptible d'être confronté concerne un site déjà en exploitation qui ferait l'objet d'une étude visant à améliorer ses performances énergétiques. Dans ce cas, la tâche de collecte de données s'avère beaucoup plus complexe car, le procédé étant déjà en exploitation, les solutions de récupération mise en oeuvre doivent s'adapter à l'existant. Par ailleurs, il n'est pas rare que le procédé ait déjà fait l'objet d'analyse de récupération énergétique ayant conduit à l'installation d'échangeurs d'intégration. Il serait déraisonnable d'un point de vue économique et environnemental de mettre en cause l'intégralité du réseau d'échangeurs.
Le tableau 2.4 récapitule les critères à prendre en compte dans ce cas de figure et identifie les données à collecter pour compléter l'analyse. Citons :

- *Les données économiques*
  Les données nécessaires au calcul du CAPEX (Capital Expenditure, coût d'investissement), qui concernent le coût des nouveaux échangeurs à mettre en place, sont à récupérer. Le CAPEX prend en compte le coût brut de l'échangeur sans le coût d'installation qui peut représenter jusqu'à trois fois le coût d'un échangeur.
  Les données permettant le calcul de l'OPEX (Operational Expenditure, coût opératoire), qui concernent les coûts énergétiques de l'installation, sont également nécessaires. Ce coût correspond au coût des utilités utilisées sur le site.
  Enfin l'évaluation du TRI (Temps de Retour sur Investissement), qui est le rapport entre le coût d'investissement demandé (CAPEX) et l'économie annuelle réalisée (OPEXnominal - OPEXnouveau) sur le coût opératoire du site industriel, peut s'effectuer grâce aux

données précédentes. Un ordre de grandeur du TRI pour la mise en place d'une solution d'intégration énergétique de procédé est fixé par l'ingénieur. Il dépend de la politique mise en place par l'entreprise sur le plan de revalorisation énergétique.

- *Les données techniques liées au recyclage des échangeurs*
  Pour un procédé en exploitation, il est primordial d'intégrer la possibilité de réutiliser des échangeurs qui seraient remis en cause dans l'étude. Il faut alors disposer des informations concernant le réseau d'échangeurs existant (couplages, fluides participants à l'échange, aires d'échange ...). L'ingénieur du site peut également proposer d'autres échangeurs à recycler, extérieurs à la zone étudiée. Les mêmes informations techniques sont alors nécessaires pour ces équipements.
- *Les données liées à la sécurité*
  Certains groupes de fluides peuvent être jugés incompatibles par les ingénieurs du site pour diverses raisons notamment des raisons liées à la sécurité. Une mise en contact entraînerait une réaction chimique violente (génération de fumées, explosion...). Le risque d'un échange entre les fluides serait alors trop grand en cas de fuite. L'ingénieur fournit ces renseignements sur les fluides incompatibles à prendre en compte dans la réalisation du réseau d'échangeurs.
- *Les données liées à la flexibilité*
  Dans la mesure où les objectifs de cette thèse visent à proposer des réseaux flexibles, il s'agit là d'un point essentiel des travaux développés dans ce manuscrit. Celui-ci a donc fait l'objet de développements spécifiques qui seront introduits à la fin de ce chapitre et développés dans le chapitre 3. Dans la suite de ce chapitre, on supposera que le procédé étudié fait état d'un cas de marche unique pour lequel les données sont constantes dans le temps.
- *Les données topologiques liées à la facilité d'implantation des nouveaux échangeurs :*
  Le plan de l'installation permet de rendre compte de la distance qui sépare les points chauds et froids du procédé. Certains couplages peuvent alors être favorisés ou non par rapport au critère de distance. Il faut alors repérer sur le plan de l'installation : les échangeurs implantés ; les courants qui les traversent ; les lignes de canalisation par lesquelles s'écoulent les courants ; des obstacles à prendre en compte lorsqu'un échange entre deux courants est proposé.

Tableau 2.4 : *Critères pris en compte par l'intégration énergétique en remodelage d'une installation en exploitation.*

Type de critère	Critère	Pris en compte ?	Données à récupérer	Remarque
Economie	CAPEX	✓	Coût échangeur	Ces trois paramètres intéressants dépendent du contexte de l'entreprise.
	OPEX	✓	Coûts utilités du site	
	TRI	✓	Données économiques	
Environnement	Recyclage d'échangeurs	✓	Réseau existant Caractéristiques techniques de l'échangeur	
Sécurité/ Durabilité	Incompatibilité des courants	✓	Contraintes formulées par l'ingénieur	
Flexibilité	Robustesse	✓	Variabilité des mesures	Traité au chapitre 3
	Adaptabilité	✓	Différents cas de marche	Traité au chapitre 3
Maintenance	Facilité d'implantation	✓	Topologie du procédé	

Une méthodologie a été mise en place pour récupérer toutes ces données et répondre aux différentes attentes de l'analyse énergétique et du remodelage du procédé en exploitation. Elle est explicitée dans la partie suivante.

2.2 Collecte des données pour un procédé en exploitation

L'objet de notre étude s'intéresse exclusivement à l'exercice de remodelage d'atelier existant. Cette section se propose de développer la procédure dans ce cas précis.

La figure 2.3 résume la méthodologie à mettre en oeuvre dans le cas du remodelage des procédés déjà en exploitation. Contrairement au cas des procédés à concevoir, l'information de départ est constituée ici par le procédé lui-même. La procédure est constituée de six étapes majeures :

1. *Construction d'un schéma du procédé*
   Les informations fournies par les ingénieurs (PFD Process Flow Diagram, explications, visite de site...) permettent d'avoir une première vue globale du procédé à étudier. Cette première approche permet d'identifier les problématiques du site et de formuler les attentes des ingénieurs (TRI, procédé soumis à des variations, plusieurs cas de marche, ...)

2. *Récupération des données issues des capteurs*
   Parallèlement à la construction du schéma, les données historisées issues du système de supervision du procédé PI sont récupérées. Des valeurs moyennes sur une période de temps peuvent être calculées par PI.

3. *Construction et paramétrage du modèle de simulation*
   A partir du schéma préliminaire et des valeurs moyennes des mesures, un logiciel de simulation de procédé est utilisé pour la modélisation du procédé en exploitation.

4. *Simulation et validation du modèle*
   Une fois paramétré, le modèle de simulation permet d'obtenir des bilans matières et énergies complets qui assurent la cohérence des données. Une étape de comparaison entre les données brutes et les données issues de la simulation permet de vérifier la cohérence des données brutes et d'estimer les données manquantes. Une phase de consultation des ingénieurs du site permet de valider le modèle ou, le cas échéant, de procéder à des ajustements du modèle.

5. *Extraction de données*
   Les données ainsi récupérées et validées sont ensuite mises aux formats adéquats pour la phase ultérieure de diagnostic énergétique («vue courants» et «vue échangeurs»).

6. *Récupération de données complémentaires*
   Même si elles ne sont pas indispensables, des données complémentaires liées à la compatibilité des courants, aux utilités en place sur le site et aux échangeurs existants permettent éventuellement de compléter le diagnostic énergétique et d'affiner les solutions de réseau d'échangeurs proposées.

Les sections suivantes se proposent de détailler la procédure d'extraction de données dans ce cas en l'illustrant sur l'exemple Biodiesel.

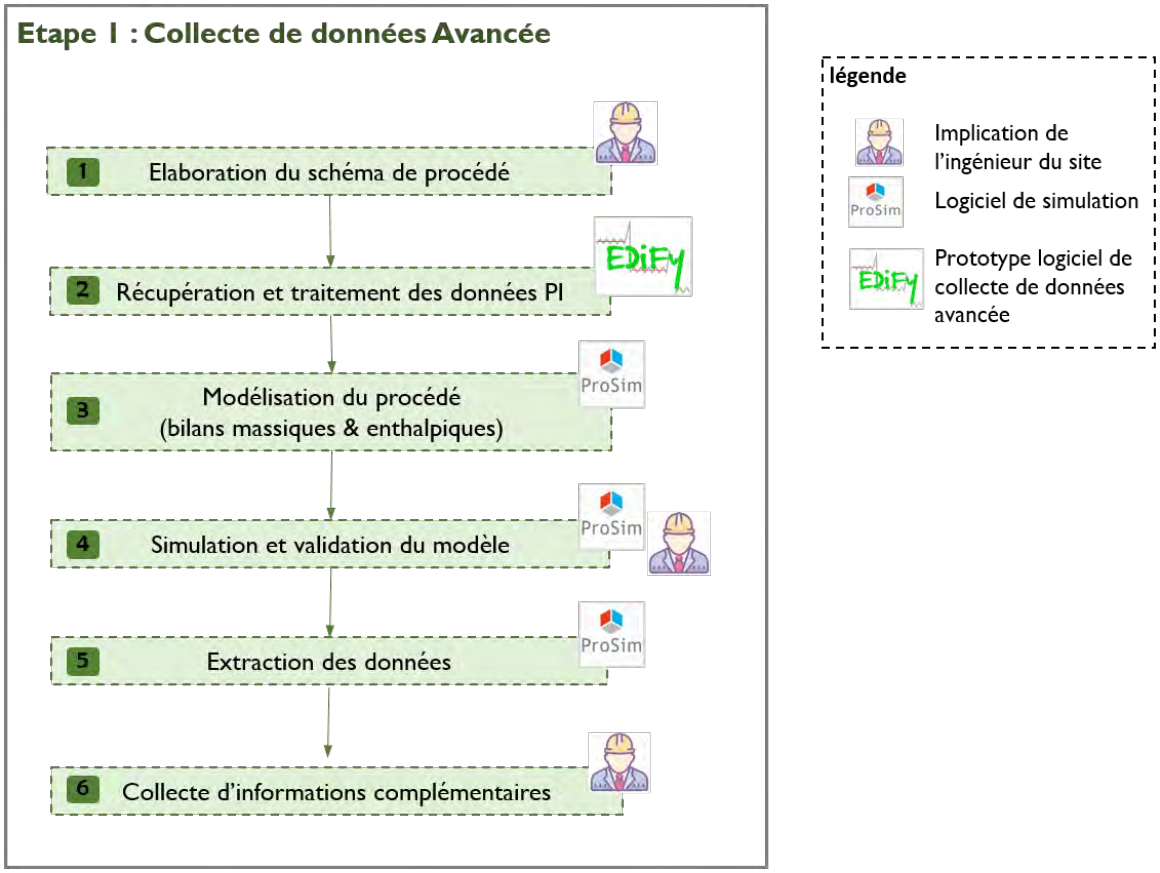


Figure 2.3 : *Méthodologie de collecte de données pour le remodelage d'une installation en exploitation.*

2.2.1 Construction du modèle de procédé

Cette étape est une prise de connaissance du procédé à étudier. Les ingénieurs du site fournissent les plans de procédé (PFD) et des informations concernant son fonctionnement. Une visite du site peut être organisée afin de se rendre compte des contraintes notamment topologiques du site en exploitation. Au cours de ces premières réunions sont évoqués les objectifs attendus en terme d'économie d'énergie notamment.
L'établissement d'un modèle de simulation d'un site industriel peut être relativement complexe et nécessite de mettre en oeuvre une démarche rigoureuse. D'après [Gourmelon, 2015], le niveau de précision de modélisation doit s'adapter à l'objectif recherché.

La figure 2.4 détaille les différents niveaux de modélisation existant d'après [Gourmelon, 2015]. La figure 2.5, extraite de [Gourmelon, 2015] illustre ce propos. Ce procédé consiste en la mise en oeuvre d'une réaction exothermique en phase gaz entre deux produits P1 et P2 dans un réacteur isotherme, suivie d'une séparation diphasique nécessitant une compression et un refroidissement préalable.
Si la modélisation du site est réalisée en vue de la synthèse préliminaire d'un procédé ou d'un suivi simple de production, par exemple, les données de températures peuvent être supposées connues et seul le bilan matière est utilisé. Dans ce cadre, une bonne représentation des équilibres entre phases est nécessaire (cas du flash). Il est donc absolument indispensable de porter son attention sur le choix d'un modèle thermodynamique pertinent. L'ingénieur se place alors dans le cadre d'un premier niveau de modélisation (haut de la figure 2.5).

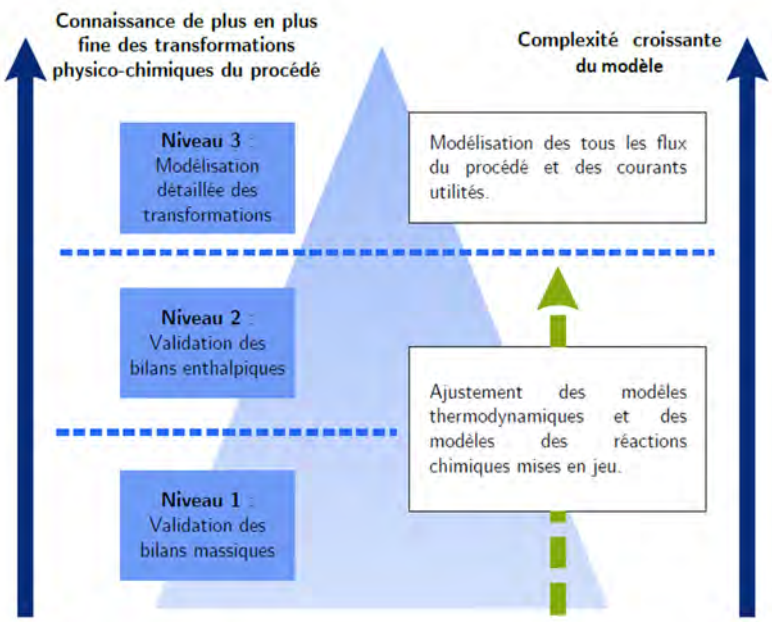


Figure 2.4 : *Les différents niveaux de modélisation d'un procédé selon [Gourmelon, 2015].*

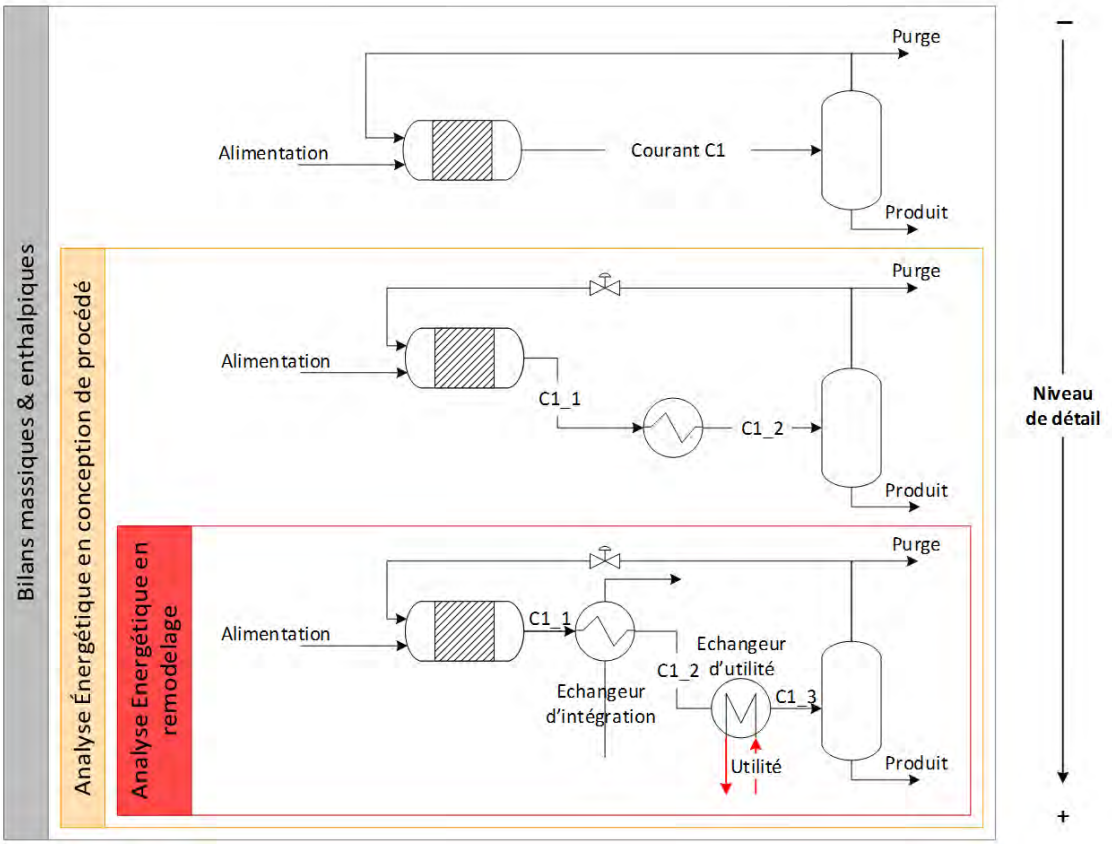


Figure 2.5 : *Les différents niveaux de modélisation appliqués à une partie du procédé Biodiesel.*

Dans le cas de la conception détaillée d'un procédé ou du suivi de températures sur un procédé, par exemple, il est important d'avoir accès par le modèle aux puissances requises en tout point du procédé (puissances requises au niveau des compresseurs, quantités de chaleur transférées par les échangeurs, etc) ; il sera nécessaire de préciser la modélisation en découplant les phénomènes.

Le choix du modèle thermodynamique est là aussi déterminant si on veut évaluer les quantités de chaleur à évacuer au niveau du réacteur ou à apporter au niveau de l'échangeur, ou les pertes thermiques éventuelles. Le choix du modèle doit être pertinent pour mener à bien des bilans enthalpiques et une connaissance des enthalpies de formation des constituants, par exemple, est nécessaire pour l'évaluation des chaleurs de réaction (modélisation de niveau 2).
Dans le cadre d'une analyse pincement dédiée au remodelage du procédé (niveau 3, bas de la figure 2.5), le modèle doit s'avérer aussi pertinent et représentatif de la réalité en ce qui concerne les procédés «auxiliaires» de fourniture ou de retrait d'énergie (utilitaires chaud et froid) et ce, de manière à être capable de procéder à un diagnosic énergétique pertinent.
En effet, la modélisation d'un site industriel en vue du remodelage de son réseau d'échangeurs implique une définition fine de toutes les opérations nécessitant un apport ou un soutirage de chaleur. La définition de tous les fluides impliqués est donc indispensable. Dans cette étude, le troisième niveau de modélisation sera donc adopté.



Application au Biodiesel

Afin d'illustrer la méthodologie, un cas industriel qui a déjà fait l'objet d'une étude dans la thèse de [Gourmelon, 2015] dans le cadre du projet ANR COOPERE [ANR,]. Il s'agit d'un atelier de traitement des esters du site industriel de traitement d'oléagineux basé en Roumanie.
Le site étudié a une production d'environ 110 000 t/an de biodiesel, produit presque exclusivement à partir d'huile brute de colza. La figure 2.6 représente le schéma fonctionnel de cette installation.
Le site industriel est constitué de quatre unités fonctionnelles :

1. La partie raffinage : lors de cette étape, les impuretés présentes initialement dans l'huile brute de colza sont extraites par centrifugation. L'huile est ensuite séchée pour éliminer l'eau résiduelle.

2. L'étape d'estérification : l'huile raffinée subit ensuite une réaction de transestérification avec le méthanol pour former du biodiesel et de la glycérine.

3. L'unité de traitement des esters : le biodiesel et la glycérine sont ensuite traités et purifiés.

4. La section de recyclage du méthanol : enfin, la dernière unité fonctionnelle permet de séparer un courant eau/méthanol issu de plusieurs récupérations tout au long du procédé.

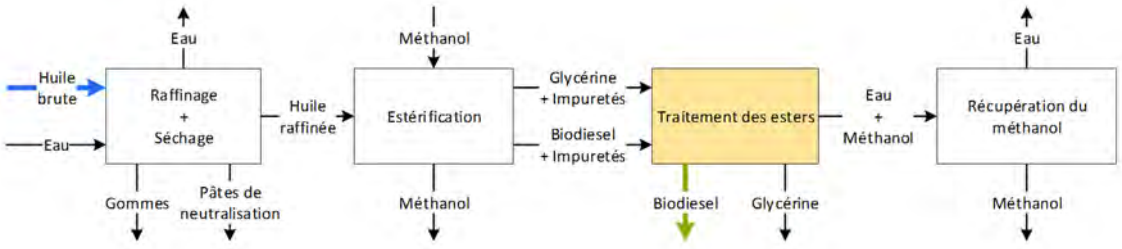


Figure 2.6 : *Schéma bloc du procédé de production de biodiesel.*

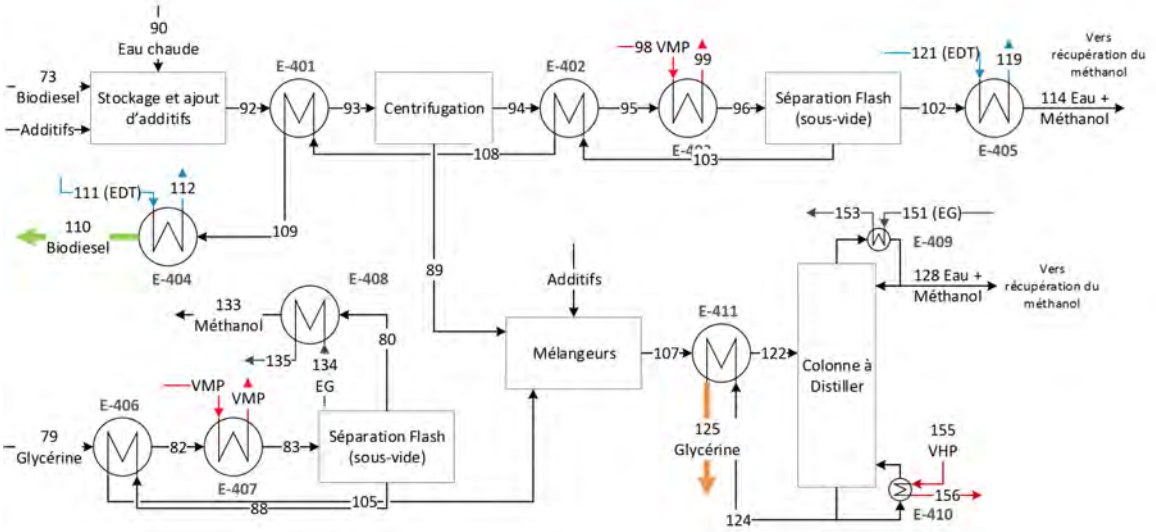


Figure 2.7 : *Schéma du procédé de l'étape de traitement des esters du site de production de Biodiesel.*



Une description complète du procédé est fournie dans la thèse de [Gourmelon, 2015]. Dans ce travail, la partie traitement des esters est utilisée et est choisie comme exemple fil rouge qui illustre la méthodologie RREFlex.
La figure 2.7 présente le schéma du procédé de l'atelier de purification des esters.

1. Le biodiesel impur issu de l'étape d'estérification est mélangé à de l'acide citrique (i. e. additifs) et de l'eau chaude dans un réservoir. Le mélange est ensuite chauffé par l'ester purifié dans l'échangeur E-401 puis centrifugé et à nouveau chauffé en E-402 et E-403. Le mélange chauffé est ensuite détendu dans un ballon sous-vide. Le biodiesel récupéré en pied est refroidi par les échangeurs d'intégration E-402 et E-401, puis par l'échangeur E-404 utilisant de l'eau de tour pour atteindre la température souhaitée. La tête de la colonne de séparation sous-vide composée d'eau et de méthanol est envoyée à l'unité de récupération de méthanol après avoir été refroidie à l'eau de tour (E-405).

2. La seconde partie du procédé concerne la séparation de la glycérine et du méthanol. Lors de cette étape, le courant de glycérine préalablement préchauffé dans les échangeurs E-406 et E-407 pénètre dans un séparateur flash fonctionnant sous-vide. Le méthanol sortant en tête est ensuite condensé en E-408 par de l'eau glacée. Le courant de glycérine récupéré en pied du séparateur flash, mélangé à la glycérine issue de l'étape de centrifugation de la ligne de purification du biodiesel, puis est chauffé avant d'alimenter une colonne à distiller. La glycérine pure récupérée en pied sert à préchauffer l'alimentation (E-411). Le mélange eau-méthanol en tête est envoyé vers l'atelier de récupération du méthanol. Le bouilleur (E-410) et le condenseur (E-409) de la colonne sont alimentés par de la vapeur haute pression et de l'eau glacée respectivement.

La collecte de données pour ce site a été effectuée par VERI (Véolia Environnement Recherche et Innovation) dans le cadre du projet ANR COOPERE et est reportée

dans la thèse de [Gourmelon, 2015].

2.2.2 Récupération des données «capteurs »

Afin de paramétrer le modèle de simulation, les données qui font l'objet d'un suivi en salle de contrôle sont collectées grâce aux outils PI, le plus souvent disponibles sur le site considéré.
Dans le cas où le procédé opère sur un ou plusieurs cas de marche et que ces derniers sont relativement stables et aisément identifiables par une date de début et une date de fin, il est possible d'exploiter l'outil PI pour évaluer une valeur moyenne de chacune des données suivies en salle de contrôle. C'est précisément le cas sur le procédé de fabrication du biodiesel.



Application au Biodiesel
Pour l'exemple Biodiesel, l'extraction de données a été réalisée par VERI (Véolia Environnement Recherche et Innovation) et reportée dans la thèse de [Gourmelon, 2015]. La figure 2.8 présente les résultats de cette extraction. Il faut toutefois remarquer que certaines données sont manquantes (par exemple, la température de l'acide citrique injecté dans l'unité de stockage d'ester en jaune sur la figure). Les étapes suivantes permettent de traiter ce type de données.

Dans le cas où les données PI font état d'une grande variabilité, nous verrons dans le chapitre 3 la méthode à mettre en oeuvre.

2.2.3 Paramétrage du modèle de simulation

L'objectif de la modélisation est multiple et dépend de la qualité et de la quantité d'informations disponibles et mesurées sur le site.
La réconciliation de données est une problématique très largement développée en génie des procédés et a fait l'objet de la rédaction de nombreux ouvrages, notamment ceux de [Ragot, 1990] et [Romagnoli and Sanchez, 1999]. D'après ces ouvrages, «réconcilier les données» consiste à corriger des mesures de manière à les contraindre à satisfaire les équations décrivant le fonctionnement du procédé (type «bilans matières»).
Selon [Ragot, 1990], en validation de données, il convient de distinguer deux grandes catégories de mesures :

- les variables observables : il s'agit de grandeurs mesurées ou de grandeurs déductibles à l'aide des relations de bilan matière ou énergie.
- les variables inobservables : il s'agit de grandeurs qu'il est impossible d'évaluer directement avec les informations disponibles.

Dans le cas où la quantité d'informations disponibles est très importante - on parle alors de redondance d'informations [Ragot, 1990] - la modélisation du procédé permet une réconciliation de données.
Dans la collecte de données, certaines mesures sont bien souvent manquantes. Il faut alors savoir si elles sont estimables.

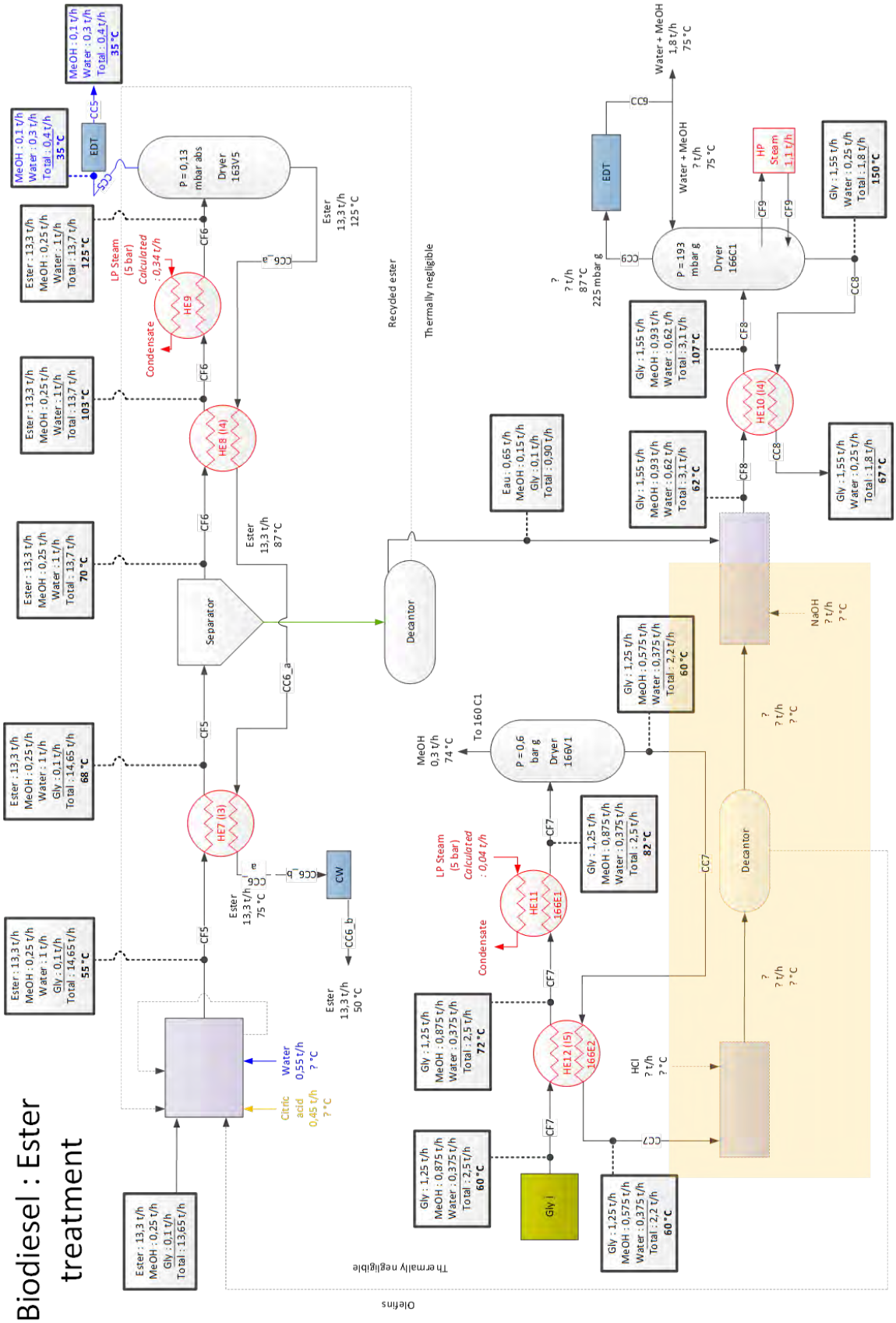


Figure 2.8 : *Schéma du procédé avec les moyennes des valeurs mesurées issues des capteurs.*



Application au Biodiesel

Pour le procédé du Biodiesel sur la figure 2.8, les variables manquantes (symbolisées par un « ?») sont potentiellement inobservables. La température de l'eau (en bleu) et de l'acide citrique (en jaune) en entrée de la cuve de stockage peut être déterminée par un bilan thermique sur les autres courants : elle est observable. Par contre, le débit et la température d'HCl en entrée du mélangeur (zone jaune en bas à gauche de la figure) ne sont pas déductibles à cause du manque d'information, ils sont inobservables. Des mesures supplémentaires devront être effectuées sur site (à l'aide d'un thermomètre à infrarouge par exemple pour la température) pour rendre ces mesures observables.

Dans le cas de figure où la quantité d'informations disponibles est en surabondance, il est possible de valider les mesures et les calculs réalisés par bilan et, le cas échéant, de détecter la présence de capteurs défaillants.
Notons toutefois que sur des procédés réels de grande taille, il est très rare de bénéficier d'une redondance de données sur l'intégralité du procédé. Dans ce cas, le modèle sera plutôt exploité pour évaluer des données manquantes.
Afin de structurer la démarche, [Ragot, 1990] et [Romagnoli and Sanchez, 1999] ont proposé la classification suivante pour les variables du modèle (tableau 2.5). Pour les variables mesurées, la redondance assure une grande fiabilité de la mesure alors qu'une mesure non estimable doit être exploitée avec plus d'attention. Pour les variables non mesurées, la simulation va permettre de déduire certaines variables. Pour les variables non déductibles, une intervention sur le site pour prendre des mesures complémentaires sera nécessaire.

Tableau 2.5 : *Classification des variables issues du modèle du procédé.*

		Signification	Fiabilité	Utilisation
Variable mesurée	Estimable	Mesurée et redondante	+ + +	Utilisée pour valider le modèle
	Non estimable	Mesurée non redondante	+	A recouper avec d'autres informations
Variable non mesurée	Déductible	Estimable grâce à la modélisation	+	A calculer par le modèle
	Non déductible	Manque d'information	−	Mesure sur le site nécessaire



Application au Biodiesel

Pour le cas du Biodiesel, la plupart des valeurs mesurées sont estimables (figure 2.8). Seules les valeurs de température de l'acide citrique (en jaune) et de l'eau (en bleu) sont non mesurées mais déductibles. Quant à la ligne de traitement de la glycérine (ligne en bas du schéma), des mesures supplémentaires sont nécessaires car les variables non mesurées y sont non déductibles.

2.2.4 Simulation et validation du modèle

Le modèle ainsi établi, la simulation permet ensuite de générer un jeu de données cohérent. Une étape de validation est alors nécessaire afin de vérifier la cohérence avec le fonctionnement réel

du procédé. A cet effet, l'écart entre les données issues de la simulation et celles issues de la collecte de données est évalué. Un écart faible (par exemple, inférieur à 10%) permet de valider le modèle. Pour les valeurs incohérentes, il convient de déterminer si l'écart est dû à une hypothèse erronée dans le modèle ou à un capteur défaillant.
C'est en concertation avec l'ingénieur du site que l'origine de l'écart est explicitée et que l'action corrective est effectuée. Il s'agira alors soit d'une modification du modèle, soit de l'élimination des capteurs et de l'utilisation de la mesure. Ce premier exercice permet de valider les données une à une. Afin de juger de la cohérence globale du modèle et d'évaluer l'impact des écarts entre valeurs mesurées et simulées, la consommation énergétique globale simulée est finalement comparée à la facture énergétique.



Application au Biodiesel

La modélisation du procédé du Biodiesel a été réalisée sur le logiciel ProSimPlus ©. Le schéma du modèle réalisé est illustré en figure 2.9 et les valeurs de simulation sont présentées dans le tableau 2.6.
Pour le procédé de Biodiesel, l'écart entre les données récoltées et la modélisation est de 5,5% au maximum pour les flux de procédé et de 8% pour la consommation de vapeur. L'étape de modélisation a donc été validée par les ingénieurs de VERI qui ont réalisé cette extraction de données (Cf [Gourmelon, 2015]). Les valeurs retenues sont mentionnées en marron sur la figure 2.10.

Tableau 2.6 : *Bilan massique de l'unité de traitement des esters*

Courants		**73**	**79**	**80**	**82**	**83**	**88**	**89**	**90**	**92**	**93**
Débit (t/h)		12,68	2,11	0,34	2,11	2,11	1,78	0,46	0,55	13,26	13,26
% mass	Eau	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,87	1,00	0,04	0,04
	Trioléine	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Methanol	0,01	0,40	1,00	0,40	0,40	0,28	0,07	0,00	0,01	0,01
	Glycérol	0,00	0,60	0,00	0,60	0,60	0,72	0,06	0,00	0,00	0,00
	Oléate de Méthyle	0,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,95	0,95
Température (°C)		52,2	60,0	74,3	69,0	123,0	74,5	68,0	85,0	54,4	68,0
Pression (atm)		5,9	5,9	0,7	5,9	5,9	5,9	5,9	5,9	5,9	5,9

Courants		**94**	**95**	**96**	**98**	**99**	**102**	**103**	**105**	**107**	**108**
Débit (t/h)		12,79	12,79	12,79	0,33	0,33	0,20	12,59	0,16	2,34	12,59
% mass	Eau	0,01	0,01	0,01	1,00	1,00	0,82	0,00	0,00	0,22	0,00
	Trioléine	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Methanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00	0,28	0,23	0,00
	Glycérol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,72	0,56	0,00
	Oléate de Méthyle	0,98	0,98	0,98	0,00	0,00	0,01	1,00	0,00	0,00	1,00
Température (°C)		68,0	103,0	125,0	165,1	165,1	116,0	116,5	63,8	67,5	79,4
Pression (atm)		5,9	5,9	5,9	6,9	6,9	0,1	5,9	5,9	5,9	5,9

Courants		**109**	**110**	**111**	**112**	**114**	**119**	**121**	**122**	**124**	**125**
Débit (t/h)		12,59	12,59	18,19	18,19	0,20	22,69	22,69	2,34	1,34	1,34
% mass	Eau	0,00	0,00	1,00	1,00	0,82	1,00	1,00	0,22	0,02	0,02
	Trioléine	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Methanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00
	Glycérol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,56	0,97	0,97
	Oléate de Méthyle	1,00	1,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Température (°C)		64,2	50,0	18,0	23,0	35,9	23,0	18,0	95,0	150,0	91,6
Pression (atm)		5,9	5,9	5,9	5,9	0,1	1,0	1,0	5,9	1,2	1,2

Courants		**128**	**133**	**134**	**135**	**151**	**153**	**155**	**156**
Débit (t/h)		1,01	0,34	18,12	18,12	97,83	97,83	1,10	1,10
% mass	Eau	0,47	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
	Trioléine	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Methanol	0,53	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Glycérol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Oléate de Méthyle	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Température (°C)		81,2	55,5	3,0	8,0	3,0	8,0	191,7	191,7
Pression (atm)		5,9	0,7	5,9	5,9	5,9	5,9	12,8	12,8

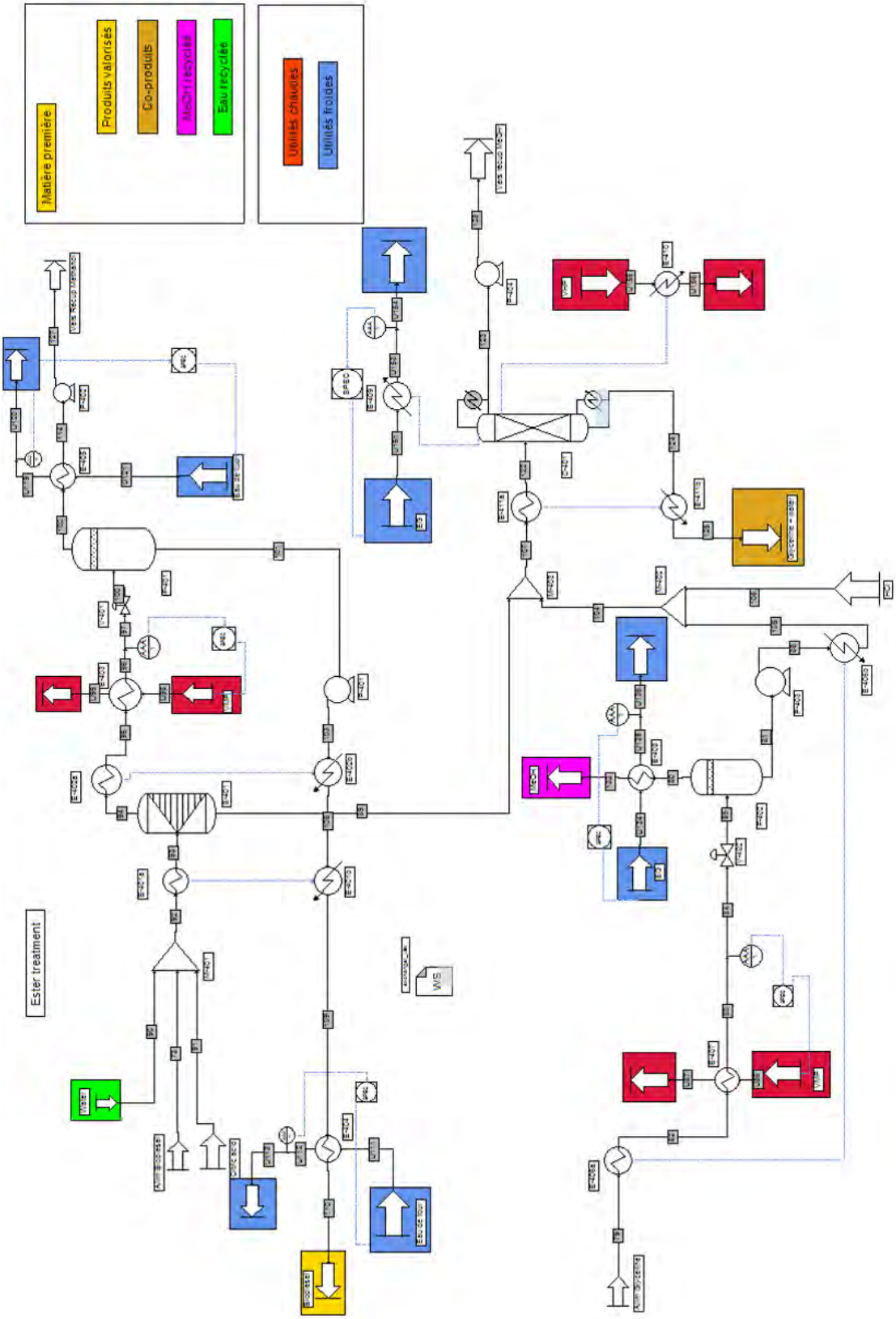


Figure 2.9 : *Schéma de simulation du procédé Biodiesel.*

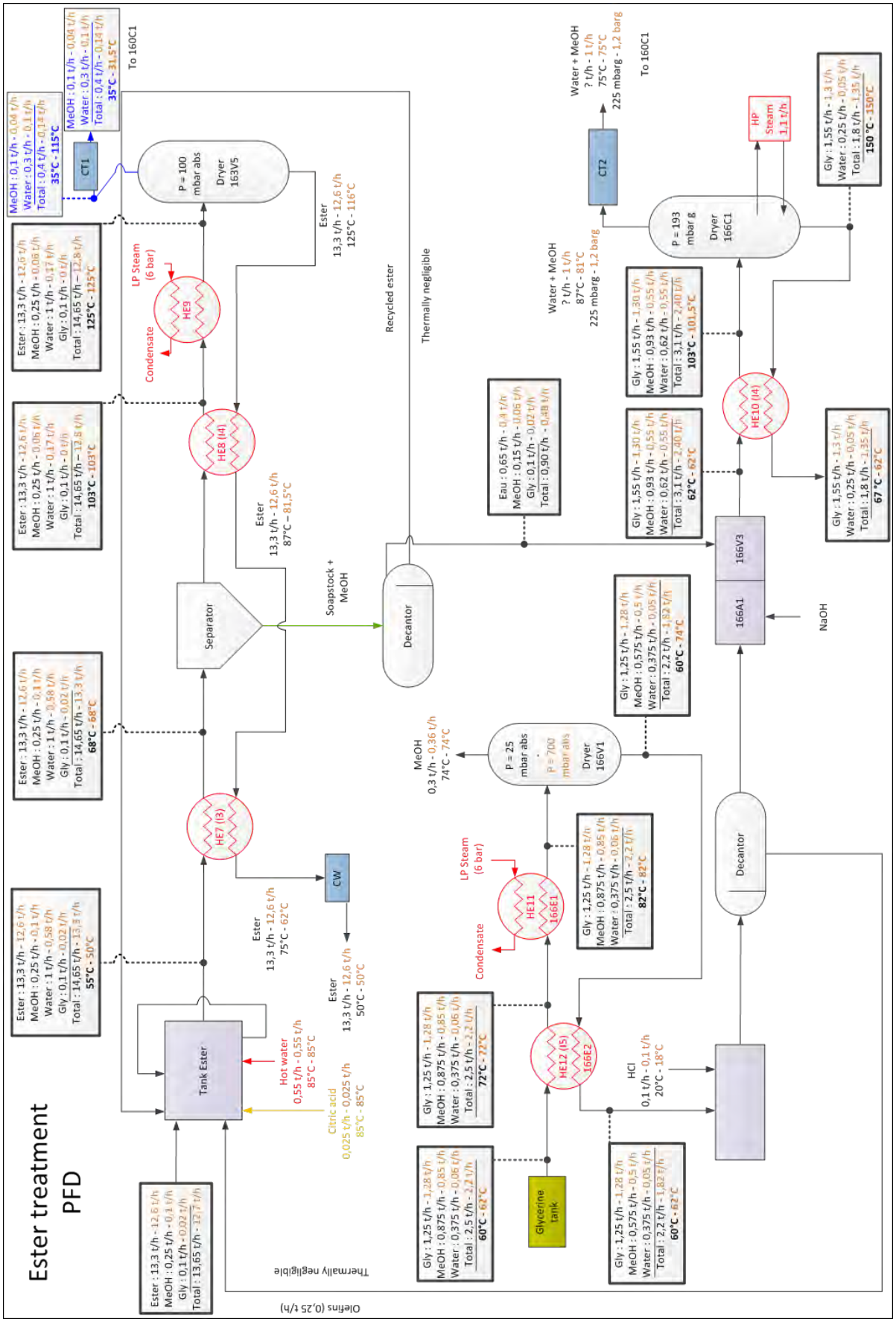


Figure 2.10 : *Schéma comprenant les données validées de l'exemple du Biodiesel.*

2.2.5 Extraction de données

Toutes les données nécessaires à l'étude ayant été validées, il convient d'extraire les données nécessaires au diagnostic énergétique et au remodelage du réseau. A cet effet, on développe la vue échangeurs.

Dans le cadre du projet RREFlex, un modèle VBSCRIPT a été développé au LGC dans ProSimPlus© pour générer automatiquement ces tableaux à partir des résultats de la simulation [Bortone, 2018]

Dans ce tableau, sont rassemblées les caractéristiques de chaque échangeur. Plus précisement, il recense :

- le nom,
- le type (échangeur d'intégration, échangeur avec utilité chaude, échangeur avec utilité froide),
- les flux de chaleur échangée,
- les noms et les caractéristiques du (des) sous-courant(s) procédés associé(s) et du courant utilité dans le cas d'un échangeur avec utilité. [a]

Application au Biodiesel

Les caractéristiques de trois échangeurs de chaque type sont présentées figure 2.11.

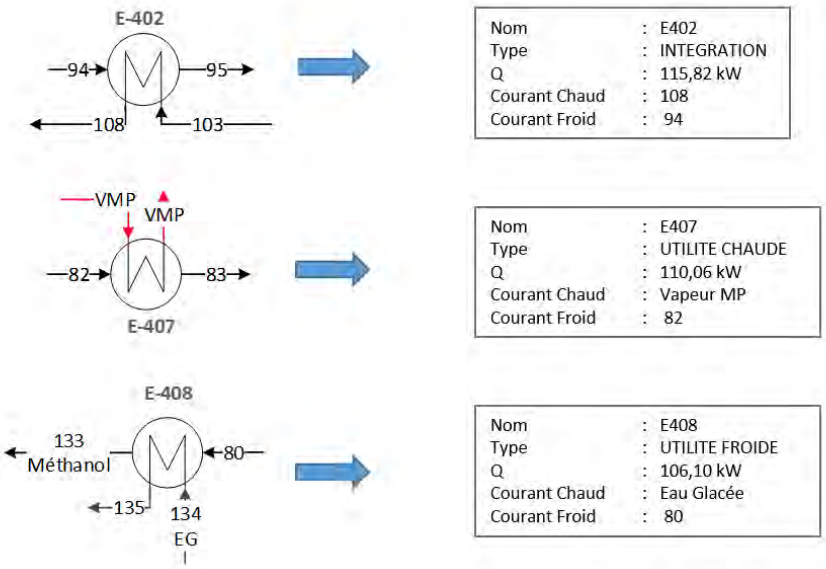


Figure 2.11 : *Informations de la vue échangeurs.*

a. On appellera sous-courant les courants entrant dans un échangeur de chaleur.

En ce qui concerne les courants, les informations récupérées sont :

- le nom du courant
- un numéro d'index
- les températures entrée (Tin) et sortie (Tout) du courant [K] ou [°C]

Pour les courants procédé, on ajoute à ces informations, les informations suivantes :

- le flux calorifique FCp [kW/°C]. Il est supposé constant sur tout l'intervalle de température [Tin ;Tout]. Cette grandeur est déduite de la quantité de chaleur observée sur l'échangeur associé à l'aide de l'équation (2.2).
- des informations relatives à leur positionnement dans le procédé sont aussi récupérées. En effet, il convient de distinguer les courants dont les besoins en chauffe ou en refroidissement sont couverts par un seul échangeur de ceux qui transitent à travers plusieurs échangeurs (souvent un échangeur d'intégration suivi d'un échangeur avec utilité).



Application au Biodiesel

La figure 2.12 illustre ce dernier point. Pour être refroidi, le sous-courant 103 transite par trois échangeurs (E-402, E-401 et E-404). Dans ce cas, si 3 sous-courants sont automatiquement recensés (103, 108 et 109), ils correspondent tous les trois au même besoin de refroidissement du courant 103 depuis la température de sortie de la séparation flash à la température attendue à la sortie du procédé (courant 110). Chacun de ces sous-courants sera qualifié de courant non isolé (IsSingle = false) et les informations relatives aux courants amont et aval de chacun de ces sous-courants seront fournies. Le courant 92 par contre, est un courant isolé (IsSingle=true). Ces informations sont fondamentales et seront exploitées lors de l'étape de diagnostic énergétique (voir chapitre 4). La figure 2.12 donne les informations récupérées pour les 4 sous-courants que nous venons d'évoquer. La vue échangeurs pour l'exemple du Biodiesel est illustrée par le tableau 2.7.

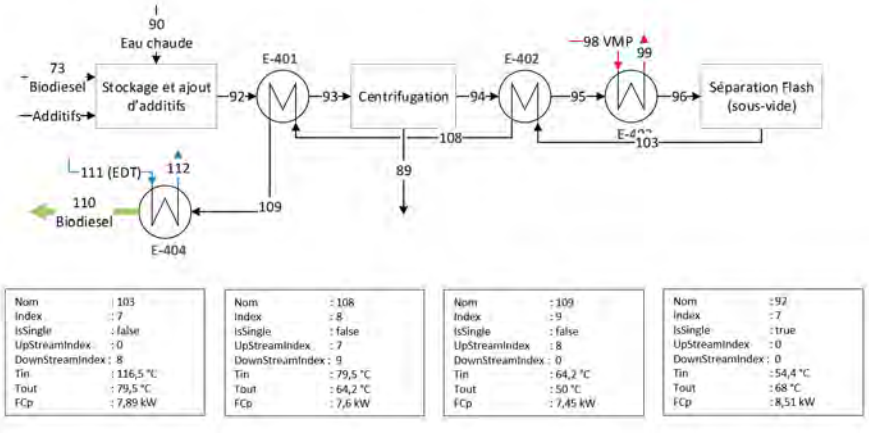


Figure 2.12 : *Informations concernant les courants.*

Tableau 2.7 : *Vue échangeurs pour le cas Biodiesel.*

Nom module	Type échangeur	Q (kW)	COURANT CHAUD								COURANT FROID							
			Nom	Index	Is single	Upstream index	Downstream index	Tin (°C)	Tout (°C)	Fcp (kW/K)	Nom	Index	Is single	Upstream index	Downstream index	Tin (°C)	Tout (°C)	Fcp (kW/K)
E-401	Intégration	115,82	108	8	0	7	9	79,45	64,22	7,61	92	4	1	0	0	54,39	68,00	8,51
E-402	Intégration	292,70	103	7	0	0	8	116,54	79,45	7,89	94	5	0	0	6	68,00	103,00	8,36
E-403	Utilité chaude	194,55	Vapeur 6bar	0	1	0	0	165,15	165,15	0	95	6	0	5	0	103,00	125,00	8,84
E-404	Utilité froide	105,88	109	9	0	8	0	64,22	50,00	7,45	Eau de Tour	0	1	0	0	18,00	23,00	0
E-405	Utilité froide	132,60	102	13	1	0	0	116,05	35,89	1,65	Eau de Tour	0	1	0	0	18,00	23,00	0
E-406	Intégration	15,66	88	3	1	0	0	74,54	63,84	1,46	79	1	0	0	2	60,00	69,00	1,74
E-407	Utilité chaude	110,06	Vapeur 6bar	0	1	0	0	165,12	165,12	0	82	2	0	1	0	69,00	123,01	2,04
E-408	Utilité froide	106,10	80	12	1	0	0	74,28	55,48	5,65	Eau glacée	0	1	0	0	3,00	8,00	0
E-409	Utilité froide	572,99	Cond. C-401	15	1	0	0	95,92	80,96	38,30	Eau glacée	0	1	0	0	3,00	8,00	0
E-410	Utilité chaude	617,11	Vapeur 12bar	0	1	0	0	192,00	192,00	0	Bouill. C-401	14	1	0	0	101,35	150,00	12,68
E-411	Intégration	66,62	124	11	1	0	0	150,00	91,60	1,14	107	10	1	0	0	67,50	95,00	2,42

2.2.6 Récupération des données supplémentaires

En plus de l'extraction des données de procédé issues des capteurs, et dans le cas où ces informations sont disponibles, des données complémentaires permettent d'affiner l'analyse énergétique et les réseaux d'échangeurs de chaleur proposés. Ces compléments d'information peuvent être classés en deux catégories : des données nécessaires à l'analyse économique et des données optionnelles pour affiner l'étude.

2.2.6.1 Données nécessaires à l'évaluation économique

Pour évaluer le temps de retour sur investissement de la solution, il est nécessaire de collecter les informations nécessaires au calcul des coûts d'investissement et des coûts de fonctionnement.

Données concernant les utilités

En général, le site industriel dispose de sa propre centrale d'utilités. Il faut alors réaliser l'inventaire des utilités disponibles sur le site.

Le tableau 2.8 recense l'ensemble des informations à récupérer.

Tableau 2.8 : *Informations relatives aux utilités.*

Chaleur latente	Chaleur sensible
- Type d'utilité : chaude ou froide	
- Nom	
- Index	
- Cout : €/tonne	
- Capacité de production de la centrale : débit min. débit max	
Tin : température d'entrée Tout : température de sortie Cp : Capacité calorifique	T : température de changement d'étap DHf : chaleur latente de changement de phase

Données technologiques concernant les échangeurs

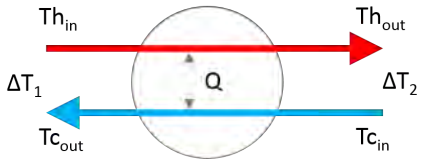


Figure 2.13 : *Schéma d'un échangeur de chaleur à contre-courant.*

La figure 2.13 présente un échangeur de chaleur à contre-courant avec ses caractéristiques principales.
Les données technologiques relatives aux échangeurs déjà installés sur le site permettent d'analyser l'opportunité de la réutilisation de ces équipements sur le nouveau réseau d'échangeurs. La relation entre la quantité de chaleur échangée et les températures entrée/sortie de l'échangeur est donnée par :

$$Q = UA \cdot \Delta T_{ml} \tag{2.2}$$

Où :

- A est l'aire d'échange de l'équipement,
- U est le coefficient d'échange dépendant de la technologie de l'échangeur de chaleur et des propriétés physiques des fluides qui échangent,

- ΔT_{ml} est la moyenne logarithmique des écarts de température entre le courant chaud et le courant froid donnée pour un échangeur à contre-courant par :

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(Th_{in} - Tc_{out}) - (Th_{out} - Tc_{in})}{\ln\left(\frac{Th_{in} - Tc_{out}}{Th_{out} - Tc_{in}}\right)} \tag{2.3}$$

Comme nous le soulignerons dans la suite de ce manuscrit, deux cas de figure sont susceptibles de se présenter :

- l'échangeur de chaleur est conservé sur la même paire de courant mais fonctionne sur des plages de températures différentes : dans ce cas, il est aisé de déduire de la « vue échangeurs », la valeur de UA car la quantité de chaleur Q y est référencée et ΔT_{ml} ne dépend que des températures aux bornes de l'échange
- l'échangeur de chaleur est placé sur une autre paire de courant : dans ce cas le coefficient global d'échange doit être évalué.

Le coefficient global d'échange U doit être déterminé. Le coefficient global d'échange caractérise la qualité de l'échange entre les deux fluides et dépend des paramètres de construction de l'échangeur et des propriétés physiques des fluides en contact. Il est défini par l'équation (2.4), où h est le coefficient de transfert thermique de film interne ou externe relatif au fluide chaud ou froid en $\frac{W}{m^2K}$ et e est l'épaisseur en m de la séparation entre les fluides, ayant pour conductivité thermique λ en $\frac{W}{m.K}$.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_h} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_c} \tag{2.4}$$

Le calcul des coefficients de transfert thermique requiert de nombreuses informations sur l'état physique des fluides, leur écoulement et les propriétés techniques de l'échangeur. Il implique des facteurs adimensionnels tels que le nombre de Reynolds, de Nusselt etc. Une approximation de coefficient global d'échange est alors préféré puisque des tables de valeurs sont disponibles dans la littérature pour le cas le plus répandu de l'échangeur tube et calandre. Le Handbook of Heat Exchange [Rohsenow et al., 1998] propose des valeurs du coefficient global d'échange U détaillées dans le tableau 2.9.

2.2.6.2 Données optionnelles

Données concernant la compatibilité des courants

La compatibilité des courants peut être prise en compte si l'ingénieur dispose de l'information. En effet, pour des raisons d'efficacité de l'échange (échange gaz/gaz par exemple), certains couplages ne sont pas recommandés. D'autres couplages sont tout simplement interdits pour des raisons de sécurité. En effet, deux courants aux propriétés explosives si mis en contact pourraient avoir des conséquences désastreuses sur le procédé en cas de fuite. Les ingénieurs doivent établir une matrice de compatibilité des courants chauds et froids. La matrice de compatibilité établit la compatibilité potentielle entre tous les courants chauds et froids du système : 0 désignant un échange interdit ; 1 désignant un échange possible.

Tableau 2.9 : *Approximation du coefficient global d'échange pour un échangeur tube et calandre issue du Handbook of Heat Exchange [Rohsenow et al., 1998].*

Coefficient global d'échange U en W/(m²K)									
		Type de fluide chaud							
		Gaz à 10^5 Pa	Gaz à 2.10^5 Pa	Eau de procédé	Fluide organique (1 à 5 mPa.s)	Liquide visqueux (> 100 mPa.s)	Vapeur condensée	Hydrocarbure condensé	Hydrocarbure condensé et gaz inerte
Type de fluide froid	Gaz à 10^5 Pa	55	93	102	99	63	107	100	86
	Gaz à 2.10^5 Pa	93	300	429	375	120	530	388	240
	Eau traitée	105	484	938	714	142	1607	764	345
	Fluide organique (1 à 5 mPa.s)	99	375	600	500	130	818	524	286
	Liquide visqueux (> 100 mPa.s)	68	138	161	153	82	173	155	124
	Eau bouillante	105	467	875	677	140	1432	722	336
	Liquide organique bouillant (< 1 mPa.S)	99	375	600	500	130	818	524	286

Tableau 2.10 : *Matrice de compatibilité des courants du procédé de Biodiesel.*

Matrice de compatibilité des courants									
		Courants chauds							
		103	108	109	102	88	80	cond.	124
Courants froids	92	1	1	1	1	1	1	1	1
	94	1	1	1	1	1	1	1	1
	95	1	1	1	1	1	1	1	1
	79	1	1	1	0	1	1	1	1
	82	1	1	1	0	1	1	1	1
	bouil.	1	1	1	1	1	1	1	1
	107	1	1	1	1	1	1	1	1



Application au Biodiesel

La matrice de compatibilité est renseignée sur le tableau 2.10. Pour des raisons purement démonstratives, l'échange entre les courants froids 79 et 82 et le courant chaud 102 est interdit.Toutes les autres combinaisons sont envisageables sans restriction.

Données concernant l'implantation

Lors des échanges entre l'expert « pinch » et l'ingénieur du site, il est particulièrement utile de disposer d'un plan d'implantation du site permettant à chacun d'évaluer la faisabilité des associations envisagées. Pour cela, la topologie du procédé peut être renseignée grâce à une vue aérienne du site industriel. Sur ce plan, on positionne alors les courants chauds et les courants froids et les obstacles. Sur la figure2.14, deux courants sont positionnés, un chaud en rouge et un froid en bleu. Les lignes de canalisations sont figurées en jaune. Ainsi en envisageant un échange entre ces deux courants, la distance pourrait être évaluée. ProSim© a développé un module qui permet la saisie des coordonnées bidimensionnelles des données d'implantation.

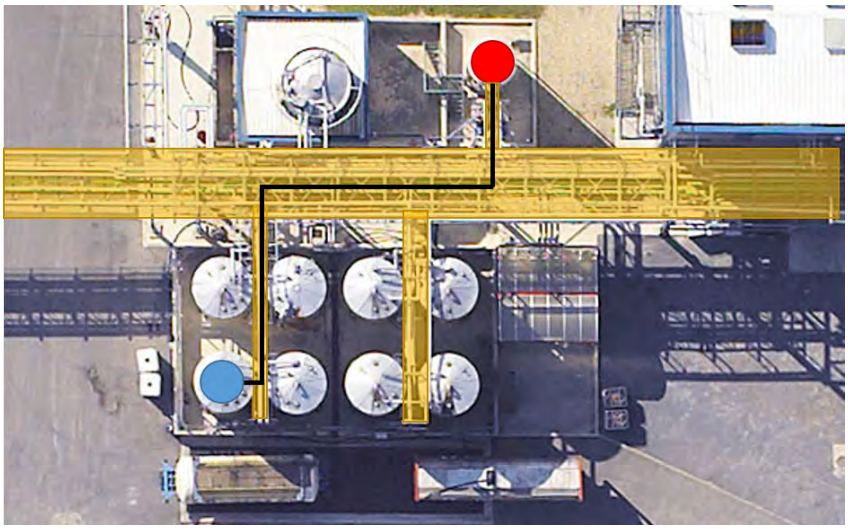


Figure 2.14 : *Vue aérienne d'un site industriel sur lequel sont renseignés les courants.*

2.3 Limites de la démarche

2.3.1 Application de la collecte de données

Dans ce chapitre, la démarche à adopter pour collecter l'ensemble des données nécessaires au remodelage du réseau d'échangeurs de chaleur a été détaillée. Pour ce qui concerne la collecte des grandeurs caractéristiques des courants, il a été supposé dans un premier temps que les profils de valeurs récupérées en salle de contrôle sont constants et que le procédé étudié ne fait état que d'un seul cas de marche.
Dans le cadre de notre étude, cette hypothèse est beaucoup trop contraignante et comme nous aurons l'occasion de le souligner lors des études de cas industriels traités dans les derniers chapitres de ce manuscrit, elle est rarement vérifiée. La figure 2.15 présente le profil de débit observé sur un des capteurs du site de Tessenderlo qui fera l'objet d'une analyse détaillée dans le chapitre 8. Précisons que l'horizon retenu sur cette figure 2.15 avait été identifié par les ingénieurs du site comme une période « stable ».

Comme nous pouvons le constater, le profil de cette mesure est relativement perturbé. En effet, cette mesure de débit a un coefficient correcteur de 1400 pour obtenir des kg/h. Ainsi, on observe une variation de la mesure entre 4,3 et 6,1 ce qui équivaut à une variation de débit entre 6 et 8,5 t/h. Il est alors légitime de s'interroger sur la validité de cette mesure et de se

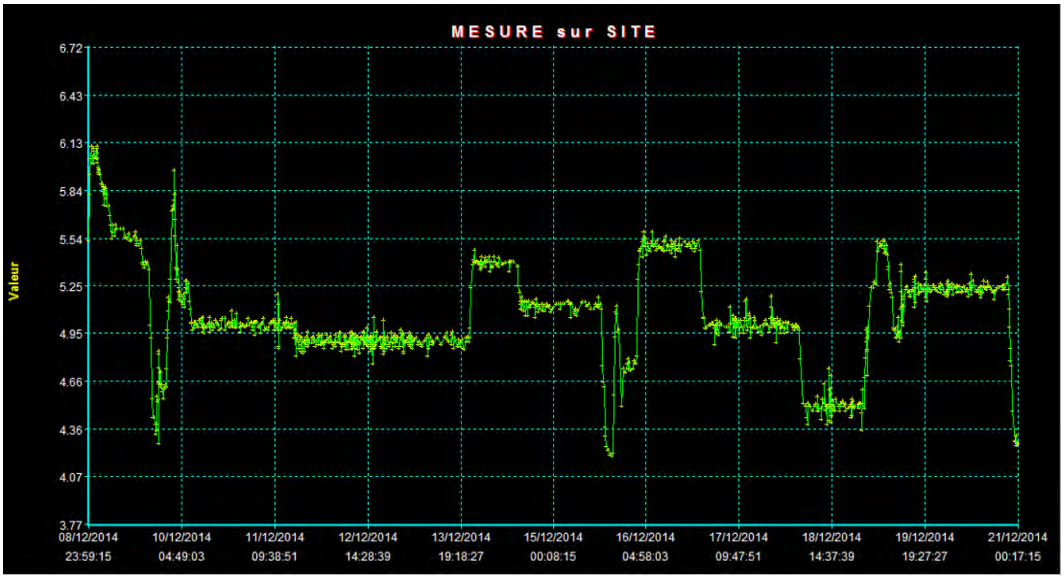


Figure 2.15 : *Exemple de mesure de débit extraite du site de Vynova Tessenderlo.*

demander notamment si l'horizon de temps considéré pour le calcul est vraiment caractéristique d'un seul cas de marche. Dans le cas contraire, assimiler la grandeur mesurée par ce capteur à une valeur moyenne risque d'engendrer un certain nombre de problèmes car l'incohérence des données déduites d'un simple calcul de moyenne risque d'être préjudiciable à la mise au point du modèle de représentation du procédé fiable. D'autre part, assimiler l'ensemble des grandeurs caractéristiques à une valeur moyenne prive l'ingénieur de la richesse de l'information apportée par les profils de mesures récupérées dans les systèmes PI. Or, ces informations pourraient s'avérer extrêmement précieuses pour la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur adaptables et l'analyse de la robustesse de ces derniers.

Dès lors, il s'avère nécessaire de mettre en place une démarche s'appuyant sur une analyse statistique des données historisées visant à :

- exploiter l'ensemble des capteurs pour identifier le(s) régime(s) de fonctionnement stable(s),
- caractériser chacun des régimes permanents en déterminant pour chacun des capteurs, la valeur moyenne et l'écart type de la mesure.

Le chapitre suivant vise à expliciter le principe de la démarche qui a été mise en place dans le cadre de ces travaux.

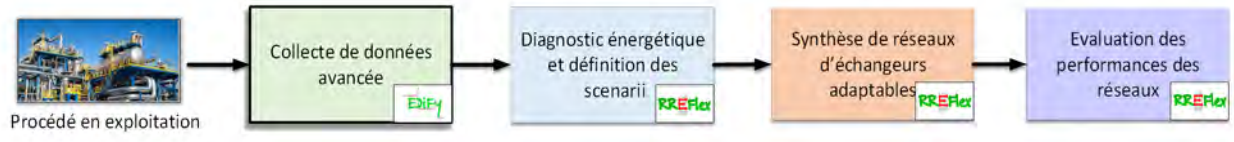
Figures

2.1 Méthodologie de collecte de données en conception de procédé. 37
2.2 Schéma du procédé HDA. 39
2.3 Méthodologie de collecte de données pour le remodelage d'une installation en exploitation. 43
2.4 Les différents niveaux de modélisation d'un procédé selon [Gourmelon, 2015]. . 44
2.5 Les différents niveaux de modélisation appliqués à une partie du procédé Biodiesel. 44
2.6 Schéma bloc du procédé de production de biodiesel. 45
2.7 Schéma du procédé de l'étape de traitement des esters du site de production de Biodiesel. 46
2.8 Schéma du procédé avec les moyennes des valeurs mesurées issues des capteurs. 48
2.9 Schéma de simulation du procédé Biodiesel. 52
2.10 Schéma comprenant les données validées de l'exemple du Biodiesel. 53
2.11 Informations de la vue échangeurs. 54
2.12 Informations concernant les courants. 55
2.13 Schéma d'un échangeur de chaleur à contre-courant. 57
2.14 Vue aérienne d'un site industriel sur lequel sont renseignés les courants. 60
2.15 Exemple de mesure de débit extraite du site de Vynova Tessenderlo. 61

Chapitre 3

Analyse de données avancée

*Ce chapitre présente la méthode d'analyse de données historisées nécessaire à la collecte de données avancée. La méthode **EDiFy**, développée à cet effet, est décrite en détail. La mise en oeuvre de cette méthode d'analyse statistique, dont les principes sont rappelés, permet l'identification des régimes stationnaires des capteurs et la détection des cas de marche du site industriel.*



Sommaire

Résumé **63**
Introduction **65**
3.1 Méthodes d'extraction de données **66**
3.2 Principe du module d'analyse statistique $EDiFy$ **70**
3.3 Nature des données traitées par le module $EDiFy$ **71**
3.3.1 Traitement des mesures pour le stockage 71
3.3.2 Qualité et fiabilité des grandeurs physiques 73
3.3.2.1 Incertitude dans un mesurage 74
3.3.2.2 Variabilité inhérente au procédé soumis à des perturbations . 75
3.3.3 Modélisation statistique d'une mesure 75
3.3.3.1 Modèle statistique d'une mesure 75
3.3.3.2 Caractéristiques de la loi normale 76
3.3.3.3 Estimation des paramètres de la loi normale associé à une grandeur mesurée 77
3.4 Méthode d'identification des régimes stationnaires d'un capteur . . **77**
3.4.1 Principes 77
3.4.2 Le $test - t$ de Student 78
3.4.3 Exploitation du *test-t de Student* pour la détection des régimes stationnaires 81
3.4.4 Détermination de la taille de la fenêtre glissante et de la fenêtre de détection 85
3.5 Recherche des cas de marche du procédé **88**
3.6 Conclusion sur la méthodologie mise en oeuvre **91**
Table des figures **92**

Introduction

Le chapitre précédent a mis en évidence la nécessité d'une analyse approfondie des données issues des capteurs. L'objectif de cette partie est de présenter la méthode développée pour répondre à cette problématique. L'étape d'analyse de données est une des premières étapes de la collecte de données.
Plus précisément, rappelons que l'objectif de cette étape est de construire de manière automatique un jeu de données initial mais partiel, car basé sur les capteurs présents sur l'installation. Il est ensuite utilisé comme *données d'entrée* afin de paramétrer un modèle de simulation du procédé étudié. Ce dernier permettra au final d'établir le jeu de données complet et cohérent qui sera exploité pour la phase de diagnostic énergétique (cf. figure 3.1).

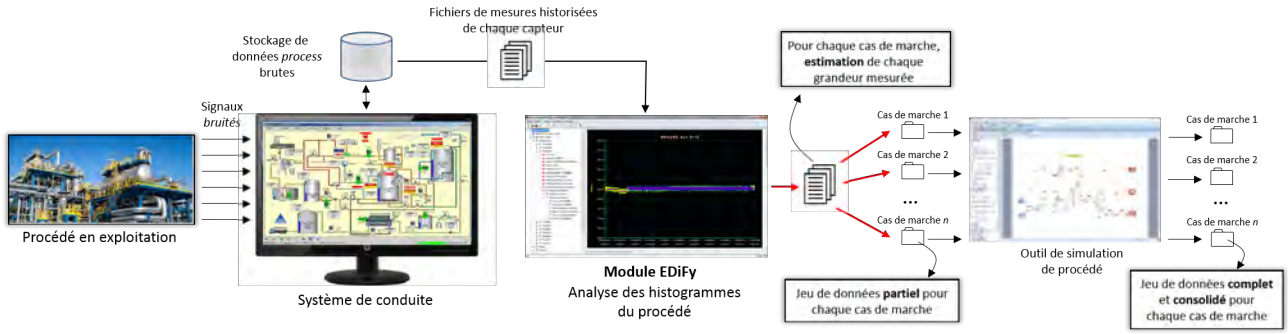


Figure 3.1 : *Position du module EDiFy dans le processus d'extraction des données.*

Ce jeu de données initial est construit uniquement sur la base d'historiques de mesures issues du système de conduite présent sur le site industriel et acquises sur une période de temps définie. La figure 3.2 montre un exemple de relevé de mesures réalisé sur un capteur de température d'un des sites partenaires.

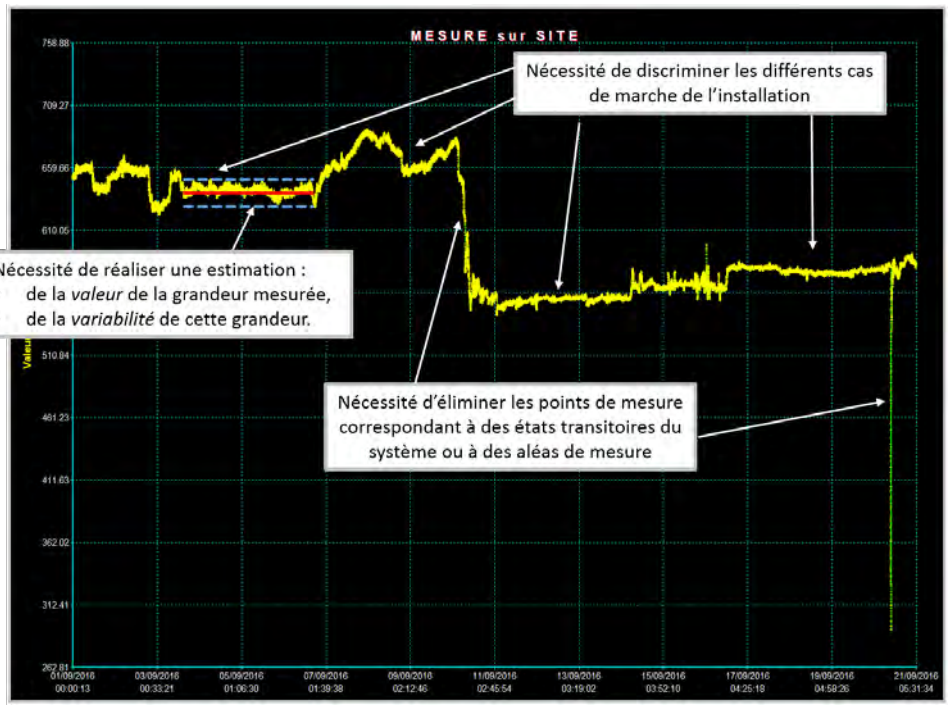


Figure 3.2 : *Exemple d'historique de mesures d'un capteur de température.*

L'analyse de ce graphique illustre parfaitement le fait qu'il n'est pas possible d'extraire directe-

ment d'un historique de mesures, une valeur «exacte» et unique pour chaque grandeur physique mesurée :

- en premier lieu, l'existence de plusieurs cas de marche sur le procédé induit qu'une même grandeur physique peut potentiellement prendre différentes valeurs sur l'horizon d'analyse. Comme les dates de début et de fin de chaque cas de marche sont a priori inconnues (ou, du moins, mal connues), il est de ce fait nécessaire de mettre en oeuvre des techniques d'analyse permettant de détecter les régimes pseudo-stationnaires de chaque grandeur, puis de discriminer les différents cas de marche successifs du procédé en considérant l'ensemble des capteurs disponibles.
- en second lieu, une fois qu'un régime pseudo-stationnaire d'une grandeur physique est localisée temporellement, il reste à quantifier sa valeur sur cette période. Le signal étant non-constant et entaché de bruit, il est donc nécessaire d'introduire des techniques permettant de réaliser une estimation de cette valeur, ainsi que de la dispersion autour de cette valeur (paramètre utile notamment dans la cadre de l'évaluation de la robustesse des réseaux d'échangeurs synthétisés).

Compte tenu de ces éléments, la suite de ce chapitre est organisée de la manière suivante :

- tout d'abord, une étude bibliographique des méthodes d'extraction de données existantes est proposée,
- ensuite, la méthodologie EDiFy (Etude de Données avancée pour l'analyse de Flexibilité des réseaux d'échangeurs de chaleur - Enhanced Data collectIon for the Flexibility AnalYsis of HEN) est détaillée en deux sous-parties :
  - la caractérisation (quantification et localisation temporelle) des régimes pseudo-permanents de chaque signal remonté par les capteurs de l'installation,
  - et la constitution d'un jeu de données représentatif de chaque cas de marche du procédé,
- enfin, le logiciel développé pour implémenter la méthodologie EDiFy est abordé.

3.1 Méthodes d'extraction de données

L'extraction des données (connue aussi sous l'expression de *fouille de données*) a pour objet l'extraction de connaissances à partir de grandes quantités de données par des méthodes automatiques ou semi-automatiques. Dans la littérature, de nombreuses approches traitant le problème d'extraction de données ont été proposées, approches issues de diverses communautés scientifiques telles que l'*automatique*, la *productique*, les *statistiques*, l'*intelligence artificielle* ou l'*informatique*. Ces méthodes se différencient non seulement par la nature de la connaissance disponible sur le système physique, mais également par la manière dont cette connaissance est exploitée. La suite de cette section propose un bref panorama des méthodes couramment rencontrées.

De façon générale, un premier niveau de classification définit trois grandes familles de méthodes :

1. les **méthodes à base de modèles** :
   Ces méthodes nécessitent une connaissance approfondie du système physique et s'appuient sur un modèle structurel de son comportement basé sur des principes physiques fondamentaux. Ces modèles peuvent être de type *qualitatif*, exprimés par exemple sous forme de relations logiques, ou bien de type quantitatif, exprimés sous forme d'équations mathématiques. Dans ce dernier cas, ces modèles se basent généralement sur les équations MESH (*bilan matière/enthalpie, équations d'équilibre entre phase, etc.*).

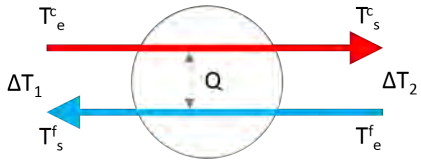


Figure 3.3 : *Schéma d'un échangeur de chaleur à contre-courant isolé.*

Par exemple, pour un échangeur de chaleur à contre-courant isolé, illustré sur la figure 3.3, le système va être décrit par les équations de bilan thermique suivantes :

$$\Delta T_1 = T_e^c - T_s^f \tag{3.1}$$

$$\Delta T_2 = T_s^c - T_e^f \tag{3.2}$$

$$Q = U.A.\Delta T_{ml} = U.A.\frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta_{T_1}}{\Delta_{T_2}}\right)} \tag{3.3}$$

$$Q_c = FCp_c * (T_e^c - T_s^c) \tag{3.4}$$

$$Q_f = FCp_f * (T_s^f - T_e^f) \tag{3.5}$$

$$Q = Q_c = Q_f \tag{3.6}$$

Où :

- T_j^i est la température en K ; i peut valoir c pour chaud ou f pour froid ; j peut valoir e pour entrée et s pour sortie.
- Q, Q_i est la quantité de chaleur échangée en kW.
- U est le coefficient de transfert thermique en $kW/K/m^2$.
- A est l'aire d'échange en m^2.
- ΔT_{ml} est la moyenne logarithmique de la température.
- FCp est la capacité calorifique du courant en kW/K.

Ainsi, si les données de températures et les capacités calorifiques des fluides (FCp) sont connues et supposées constantes, on peut déterminer la quantité de chaleur échangée Q.

2. les **méthodes à base de connaissance** (*experte*) :
   Au contraire des précédentes, ces méthodes ne nécessitent pas de connaissance approfon-

die du système physique. Elles exploitent les compétences, le raisonnement et les connaissances des experts sur le procédé pour les transformer en règles de manière à résoudre des problèmes spécifiques. Ces méthodes utilisent donc une connaissance puisée dans les expériences passées, dite aussi «superficielle». Ce type d'approche est souvent utilisé, soit lorsque l'étude à réaliser ne nécessite pas de mettre en oeuvre un modèle rigoureux du système, soit lorsque la modélisation physique du système industriel est difficile, voire impossible à obtenir, du fait de la complexité des phénomènes mis en jeu.

3. les **méthodes à base de données historiques** (*history-based methods*) :
   Les méthodes à base de données historiques cherchent à découvrir des informations, sous forme d'exemple type ou de tendances, au sein de mesures provenant de l'instrumentation du procédé pouvant identifier l'état ou le comportement du procédé.

Le module *EDiFy* s'appuyant exclusivement sur des données historiques, seule cette dernière catégorie de méthodes est abordée dans la suite. Dans ce cadre, une classification est fournie sur la figure 3.4, classification adaptée de celle proposée dans [Venkatasubramanian et al., 2003].

Cette classification distingue notamment deux classes de méthodes en fonction de la nature des grandeurs mesurées :

1. les méthodes dites **qualitatives** qui s'appuient sur des mesures qualitatives du système. Ces données sont traitées automatiquement au moyen de *systèmes experts*, par exemple. Outils issus de l'intelligence artificielle, ils codifient les mécanismes cognitifs d'un expert humain et ont la capacité de représenter et de restituer les connaissances acquises par les spécialistes d'un domaine particulier. Les connaissances utilisées reposent sur l'apprentissage des relations entre les causes et les effets observés. Ils ne font pas seulement qu'emmagasiner des données : ils accumulent également des règles qui peuvent être utilisées pour manipuler ces données, ceci dans le but de répondre à des questions les concernant.

2. les méthodes dites **quantitatives** qui traitent de mesures de grandeurs quantifiées numériquement. Ces méthodes nécessitent généralement un large éventail de données pour être fiables. L'idée est alors d'analyser ces données par différentes techniques afin d'extraire de l'information ou de proposer un modèle de comportement. Dans cette sous-catégorie, deux types de techniques sont classiquement mis en oeuvre : les approches basées sur des méthodes statistiques détaillées et celles basées sur les réseaux de neurones.

Pour le module *EDiFy*, objet de ce chapitre, une méthode statistique a été mise en oeuvre. Celle-ci est décrite en détail dans la suite.

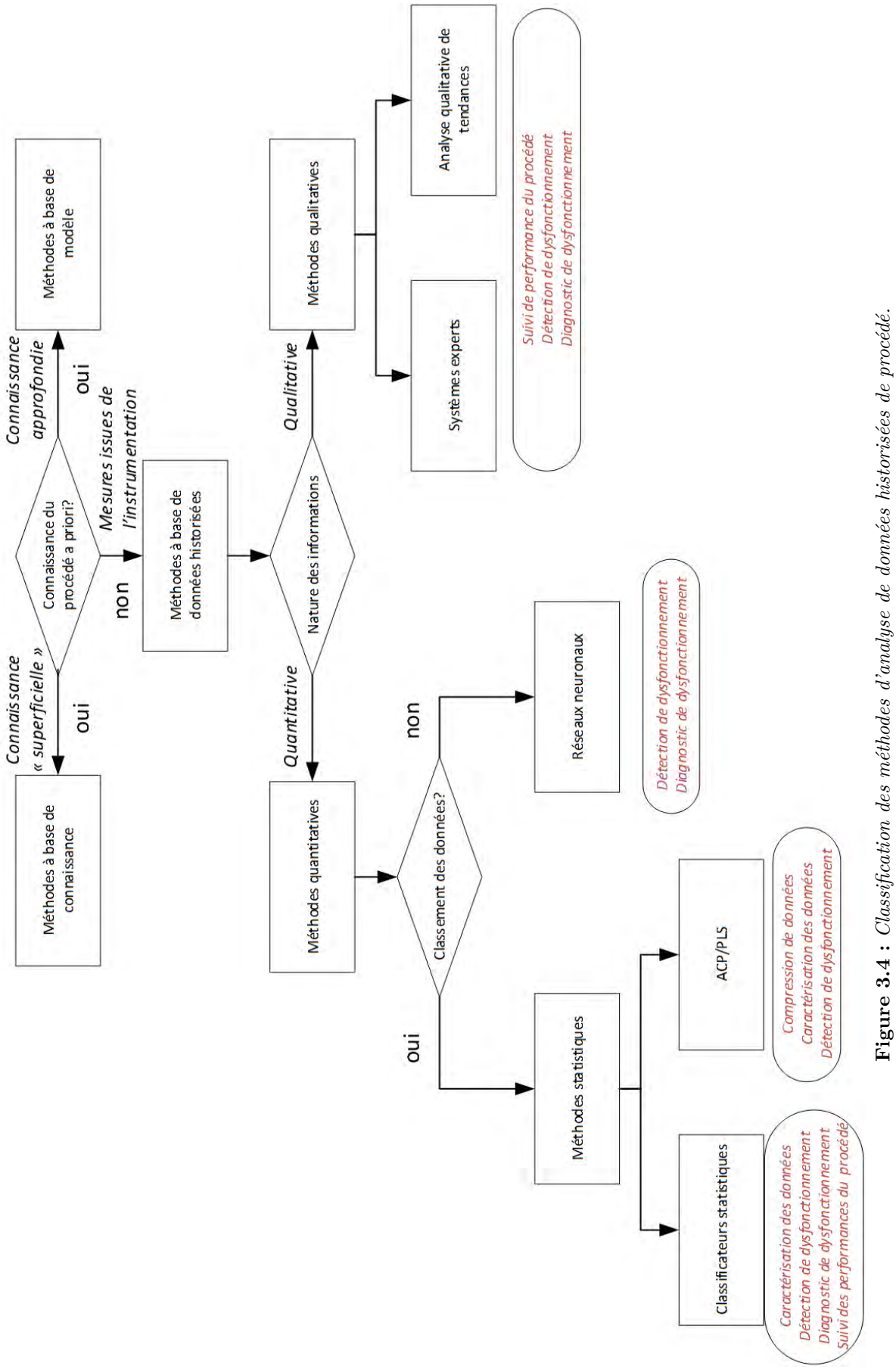


Figure 3.4 : *Classification des méthodes d'analyse de données historisées de procédé.*

3.2 Principe du module d'analyse statistique $EDiFy$

Rappelons qu'afin de mettre en oeuvre une méthode d'extraction de données adaptable et fiable, une approche hybride couplant une analyse statistique et un modèle de simulation de procédé a été développée. L'étape qui exploite le modèle de simulation ayant été présentée au chapitre 2, cette section présente les principes de la phase préliminaire d'analyse statistique de la méthode de collecte de données.

Comme précisé précédemment, l'objectif du module $EDiFy$ est de constituer le jeu de données initial nécessaire au paramétrage du modèle de simulation. Construit à partir des mesures réalisées sur l'installation, ce jeu de données s'avère souvent incomplet. En effet, le coût important de l'instrumentation conduit généralement à restreindre les mesures aux grandeurs utiles à la conduite du procédé. L'exploitation du modèle de simulation permet alors de compléter ce jeu de données initial et surtout, de valider la cohérence de ces données pour chaque cas de marche potentiellement identifié. Cette validation est évidemment primordiale pour s'assurer de la fiabilité et de la précision du diagnostic énergétique qui sera réalisé ensuite.

Comme le montre l'organigramme de la figure 3.5, l'analyse de données réalisée au sein de ce module se déroule en deux principales étapes :

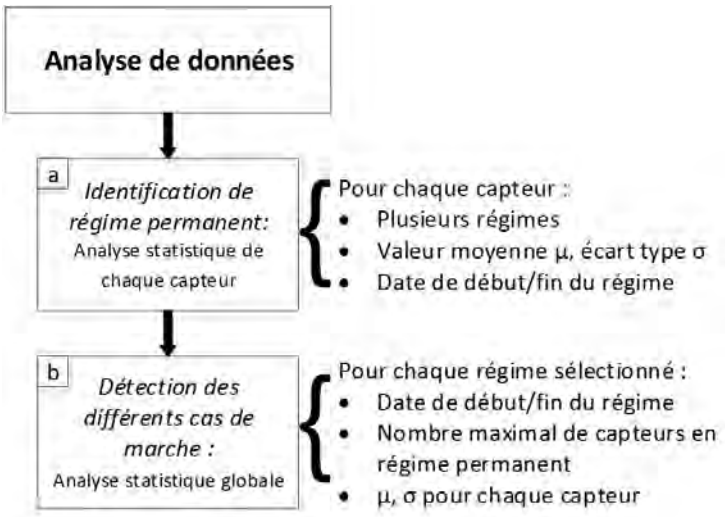


Figure 3.5 : *Méthodologie EDiFy d'analyse de données historisées.*

a) **Identification des régimes quasi-stationnaires de chaque signal :**

Cette première étape traite tous les capteurs du système de manière complétement indépendante. Pour chaque capteur, elle vise à localiser et à caractériser des périodes de temps (i.e. une série de mesures consécutives) durant lesquelles la grandeur mesurée est considérée comme ayant atteint un régime quasi-stationnaire. Pour déterminer si le signal est dans un tel régime, un test statistique est mis en oeuvre. Plus précisément, celui-ci consiste en un test de similitude entre des échantillons de points successifs via un mécanisme de fenêtre glissante. Chaque régime détecté est alors délimité par une date de début et de fin et la grandeur est modélisée selon une loi de distribution normale caractérisée par une valeur moyenne et un écart type.

b) **Identification des cas de marche du procédé :**

La seconde étape réalise une analyse globale en considérant l'ensemble des capteurs. Un échéancier d'événements constitués par les dates de début et de fin de tous les régimes de tous les capteurs est d'abord construit. Ensuite, une procédure analogue à une *simulation à événements discrets* permet de comptabiliser le nombre de capteurss considérés en régime quasi-stationnaire simultanément dans chaque période de temps délimitée par deux événements successifs. Une série de périodes consécutives dans lesquelles le nombre de capteurss répertorié est supérieur à un certain seuil (% par rapport au nombre total de capteur) est identifiée comme étant un cas de marche du procédé. Un jeu de données associé à ce cas de marche est alors constitué en regroupant la valeur moyenne des mesures (estimée à l'étape précédente) de chaque capteur associé à cet intervalle de temps.

Les points théoriques et les procédures de calcul mises en oeuvre au sein de ces deux étapes sont repris de manière détaillée dans la suite.

3.3 Nature des données traitées par le module $EDiFy$

Dans la plupart des systèmes de conduite actuels, la mesure d'une grandeur physique continue (telle qu'une température, un débit, une pression, etc.) est réalisée par des organes d'acquisition numériques associés aux automates industriels (API). La numérisation est ainsi réalisée par échantillonnage du signal à fréquence fixe et quantification (codage binaire de l'amplitude de chaque échantillon).Une fois la mesure réalisée, celle-ci est transmise vers l'organe de supervision qui visualise en temps réel cette donnée sur le synoptique du procédé et/ou vers un MES (Manufaturing Execution System) qui la sauvegarde dans une base de données afin de pouvoir être exploitée ultérieurement. Néanmoins, ces mesures brutes subissent généralement des traitements particuliers afin de faciliter leur sauvegarde et d'améliorer leur qualité.

3.3.1 Traitement des mesures pour le stockage

Selon le nombre de capteurs installés sur le procédé, la fréquence d'échantillonnage mise en place et l'horizon de temps pour lequel ces données seront conservées, la capacité de stockage nécessaire peut rapidement atteindre un niveau extrêmement élevé. Pour cette raison, la plupart des systèmes PI actuels réalisent un traitement des données avant leur sauvegarde dans la base de données pour limiter la masse de données historisées. L'objectif de ce prétraitement est de ne conserver que les données significatives, permettant ainsi de régénérer des valeurs par interpolation si nécessaire. Pour cela, deux tests, bien connus dans la littérature (cf. [Hale and Sellars, 1981], [Watson et al., 1998]), sont réalisés sur les données pour les compresser.

- ***Un test d'exclusion :***

  Le premier test consiste à comparer des points successifs suivant une fenêtre horizontale. Comme indiqué sur la figure 3.6, tant que les points sont à l'intérieur de cette fenêtre, les valeurs sont exclues (points gris). Dès qu'un point sort de la fenêtre horizontale de test, il

est conservé et la fenêtre est repositionnée sur ce nouveau point de départ pour continuer le test. Sur la figure 3.6, sur les 24 points de cet exemple, seuls 10 sont conservés après le test d'exclusion.

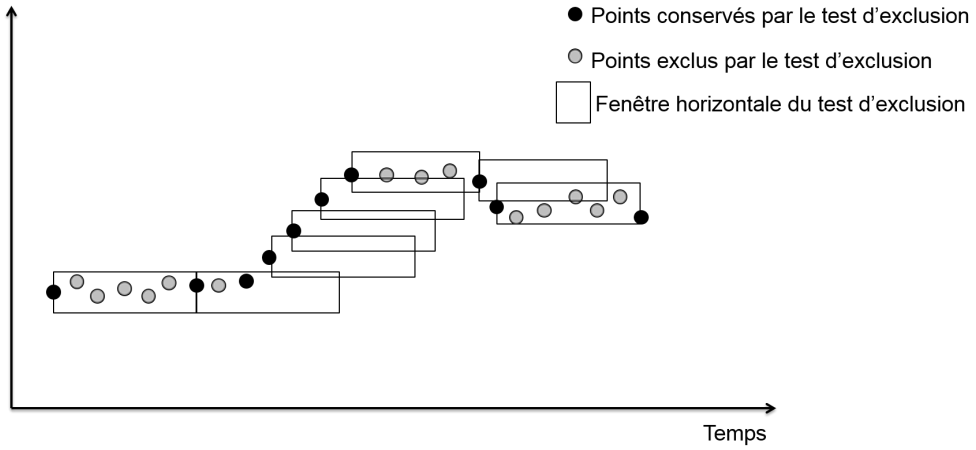


Figure 3.6 : *Exemple pour le test d'exclusion.*

- ***Le test de compression*** **:**
  L'objectif de ce second test est d'exclure les points pouvant être regénérés par régression linéaire. Ainsi, s'il y a un lien de linéarité entre plusieurs points successifs, seuls les deux points extremum sont conservés. Sur la figure 3.7, le test de compression s'effectue également grâce à une fenêtre en rapport avec la précision des capteurs. La fenêtre est positionnée entre un point de référence 0, en ligne droite avec le point suivant 1 et prolongée jusqu'au point suivant 2. Le test s'effectue sur le point 1 :

  - Si le point 2 est dans la fenêtre, le point 1 n'est pas conservé (points jaunes sur la figure 3.7). Le test se poursuit entre les points $0, 2$ et 3.
  - Si le point 2 est à l'extérieur de la fenêtre alors le point 1 est conservé (points noirs sur la figure 3.7). L'analyse reprend avec les points $1, 2$ et 3.

  A partir des 10 points restants du test d'exclusion, 6 points sont conservés.

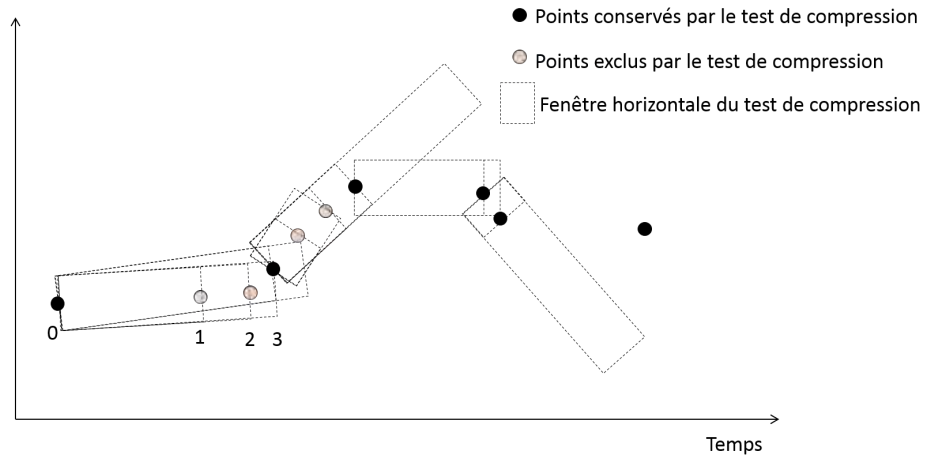


Figure 3.7 : *Exemple pour le test de compression.*

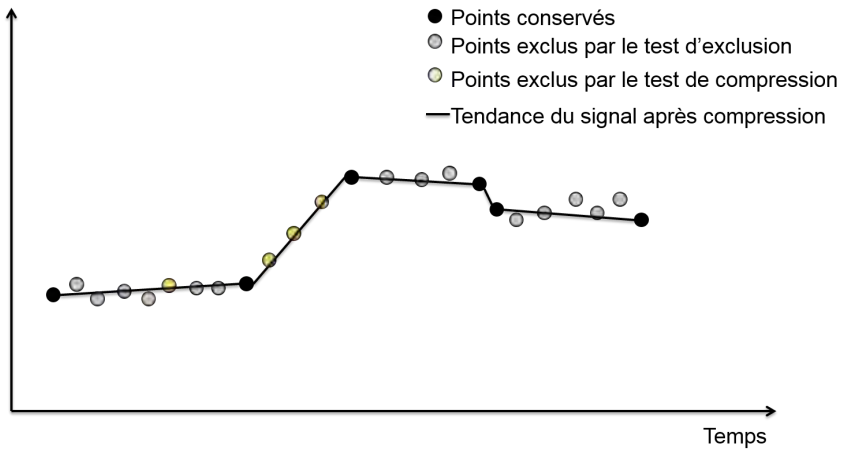


Figure 3.8 : *Résultats des tests de compression des données.*

Ainsi, la figure 3.8 présente le résultat des points conservés après la mise en oeuvre des deux tests. Sur les 24 points de départ, seuls 6 sont significatifs et vont permettre la reproduction du signal à toute fréquence d'échantillonnage par régression linéaire.

3.3.2 Qualité et fiabilité des grandeurs physiques

Le résultat de l'acquisition est le plus souvent, un ensemble de points de mesure conduisant à une courbe plus ou moins erratique, telle que le montre la figure 3.9.

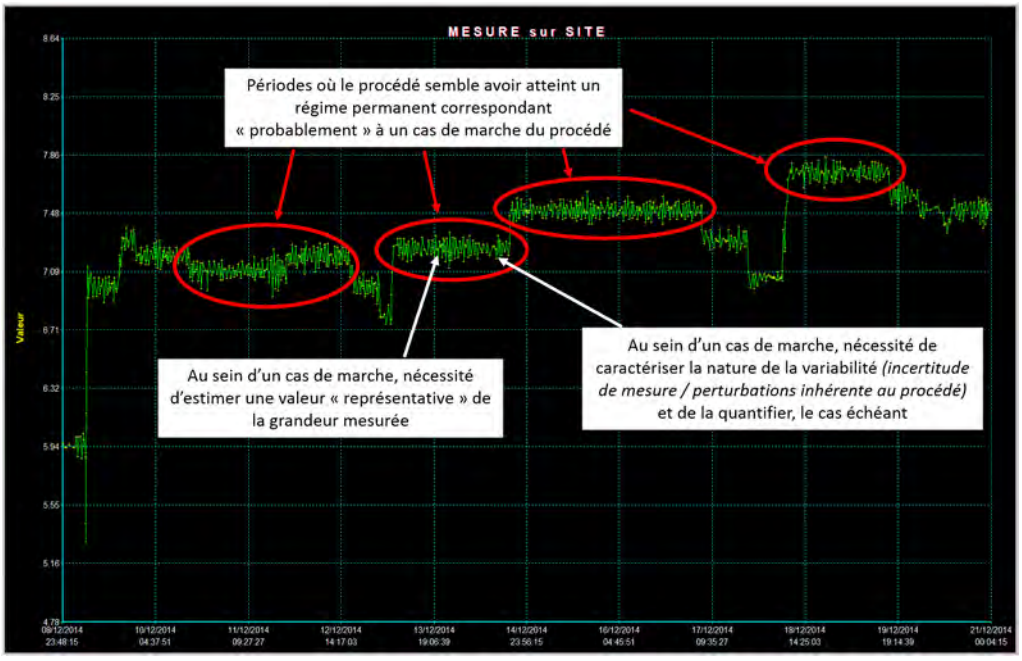


Figure 3.9 : *Exemple de courbe obtenue après acquisition d'un signal analogique.*

En l'état, une telle courbe n'est pas directement exploitable pour les besoins de l'analyse énergétique visée. En effet, par définition, un cas de marche correspond à un intervalle de temps où le procédé est censé avoir atteint un régime permanent. Par conséquent, de cette mesure, il faut pouvoir déterminer un point de fonctionnement supposé constant (donc, une valeur unique pour la grandeur mesurée) sur la durée du cas de marche considéré. En supposant que ce dernier a été

localisé temporellement, il est nécessaire de «filtrer »le sous-ensemble de mesure correspondant afin d'en extraire les informations recherchées, à savoir :

- une valeur représentative de la grandeur durant le cas de marche,
- une estimation de la variabilité de cette valeur, le cas échéant.

Précisons ici que la variabilité que nous souhaitons estimer est celle inhérente au procédé lui-même soumis à des perturbations. En conséquence, comme le montre la suite, il convient de la distinguer de la variabilité due à l'incertitude de mesure.

3.3.2.1 Incertitude dans un mesurage

Le résultat d'une mesure d'une grandeur physique donnée x s'écrit souvent sous la forme suivante :

$$x = x_m \pm \Delta x \tag{3.7}$$

où :

- x_m est la meilleure estimation de la grandeur mesurée x
- Δx est l'incertitude sur la mesure.

L'estimation de l'incertitude Δx ne doit pas être négligée. En son absence, il devient difficile de comparer des résultats entre eux. En effet, sans connaitre l'incertitude, comment savoir si une grandeur a évolué (ou non) entre deux mesures, en d'autres termes, comment savoir si la différence éventuellement observée entre deux mesures est réellement significative ou bien si elle est uniquement due à des phénomènes aléatoires (ou non) mal maitrisés ?

Les causes de ces variations, généralement qualifiées d'*erreurs systématiques*, peuvent être de différentes natures. Les plus courantes sont :

- les conditions d'ambiance (température environnante, conditions électrique ou magnétique, etc.) qui peuvent influer sur la qualité d'une mesure,
- les défauts intrinsèques aux capteurs et aux instruments utilisés pour la mesure et avec lesquels le système est mis en interaction tels que :
  - temps de réponse fini du système d'acquisition,
  - réponse non linéaire d'un capteur,
  - effet d'hystérésis,
  - justesse (ou exactitude) de l'instrument de mesure,
  - précision (ou sensibilité) de l'instrument de mesure.

Il est classique de différencier la justesse d'un instrument -le fait que celui-ci ne soit pas biaisé- de la précision de celui-ci. Le premier critère est évité par des ajustements normatifs ou *calibrages* réalisés périodiquement et qui permettent de compenser les erreurs systématiques. Le second critère est une mesure intrinsèque de la qualité du capteur, fournie habituellement par le constructeur de celui-ci (classe de l'instrument,...)
Dans notre cas, cette *incertitude de mesure*, quantifiée par la précision des capteurs installés sur les unités de nos partenaires industriels, sera un des paramètres pris en compte lors de la recherche des cas de marche.

3.3.2.2 Variabilité inhérente au procédé soumis à des perturbations

Un procédé industriel est, par nature, un système dynamique qui évolue continuellement dans le temps. L'organisation de la production en campagne est la cause principale des fréquents changements de régime ou *cas de marche*. Dans ce cadre, ses évolutions sont voulues et maitrisées par l'exploitant.

Dans les autres cas, les fluctuations observées sur le procédé sont souvent indésirables et subies. On parle alors de *perturbations* et sont assimilées à des *phénomènes aléatoires*. Ainsi, même les unités continues (qui sont censés fonctionner en régime «permanent») sont constamment soumises à des perturbations extérieures.

Lorsque la grandeur perturbée est un paramètre opératoire critique, sa variabilité est maitrisée (ou au moins bornée) au moyen d'équipements de régulation plus ou moins sophistiqués. Quoiqu'il en soit, la majorité des signaux engendrés par les capteurs d'un procédé en exploitation, sont soumis à une certaine variabilité. C'est pourquoi il convient de mettre en oeuvre une approche probabiliste pour modéliser et quantifier ces signaux. Ainsi, puisque la réalisation d'une mesure comporte nécessairement une part d'aléatoire, la grandeur physique x n'est alors plus caractérisée par une valeur «exacte» mais par la probabilité de trouver telle ou telle valeur autour de x.

3.3.3 Modélisation statistique d'une mesure

3.3.3.1 Modèle statistique d'une mesure

D'après le *théorème de la limite centrale*, la *distribution normale* (également connue sous le nom de «*gaussienne* ») correspond à la distribution limite associée à la mesure d'une grandeur x sujette à des fluctuations aléatoires [Ragot, 1990]. Ainsi, un capteur fonctionnel mesurant une grandeur supposée en régime stationnaire (ou «permanent») suivra une loi normale caractérisée par une valeur moyenne μ et un écart type σ. Cette hypothèse, largement admise dans la littérature en ce qui concerne les procédés chimiques [Romagnoli and Sanchez, 1999], est aussi l'hypothèse de base sur laquelle s'appuie le module *EDiFy*, mais aussi la méthodologie *RREFlex* lors de l'évaluation de la robustesse d'un réseau d'échangeurs de chaleur.

Cependant, on notera qu'en réalité, aucune mesure n'est jamais distribuée exactement suivant la loi gaussienne. Si on répète un grand nombre de fois la mesure d'un paramètre et qu'on trace l'histogramme de ces mesures en fonction de la valeur trouvée, la forme de l'histogramme tend vers une répartition de *Gauss* lorsqu'on fait tendre le nombre de mesures vers l'infini. Ceci est illustré sur la figure 3.10 pour un capteur mesurant une température à une fréquence de 1 mesure /minute pendant 12 h (soit 720 points).

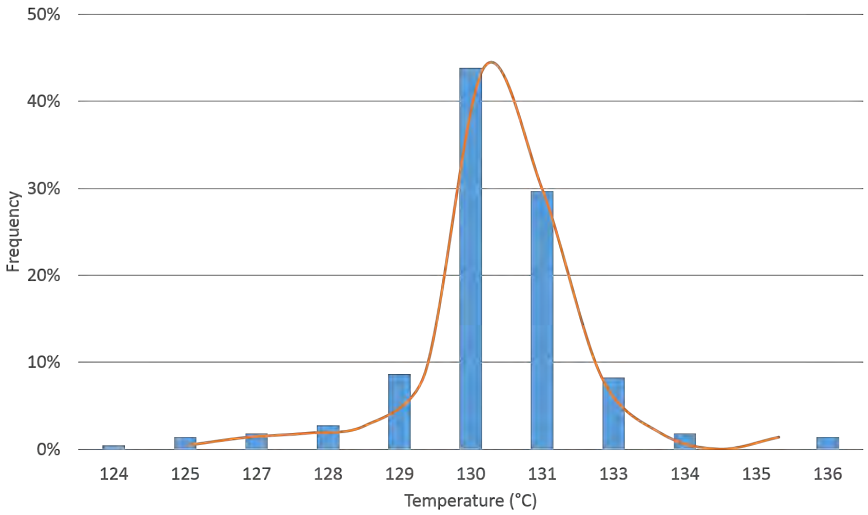


Figure 3.10 : *Histogramme de mesure d'un capteur de température.*

3.3.3.2 Caractéristiques de la loi normale

La loi normale est une loi de probabilité à deux paramètres μ et σ, dont la densité est fournie par :

$$G(x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{1}{2}\cdot(\frac{x-\mu}{\sigma})^2} \tag{3.8}$$

Celle-ci est symétrique par rapport à μ et le paramètre σ caractérise la dispersion autour de μ. Le paramètre μ correspond à l'espérance mathématique de la variable x :

$$E(x) = \mu = \langle x \rangle = \int_{-\infty}^{+\infty} xG(x)dx \tag{3.9}$$

Le paramètre σ correspond à l'écart-type de la variable aléatoire x :

$$\sigma^2 = E(x^2) - E^2(x) \tag{3.10}$$

Le paramètre σ^2 est encore appelé variance $V[x]$ de la loi de probabilité.

La loi normale centrée réduite, d'espérance 0 et d'écart type 1 est obtenue par régularisation de la loi normale.

$$Z = \frac{x - \mu}{\sigma} \tag{3.11}$$

Pour celle-ci et toutes les grandeurs gaussiennes par extension, on connait les divers quantiles associés (tableau 3.1).

La fonction de répartition $F(a) = Pr(z \leq a)$ qu'une mesure de la grandeur z soit plus petite que la valeur a peut être calculée de la manière suivante :

$$F(a) = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^{a} e^{\frac{-z^2}{2}} dz \tag{3.12}$$

Correspondant à l'aire de la gaussienne située à gauche de la limite $z = a$, cela permet ainsi de déterminer la probabilité que z soit contenu dans tout intervalle $b \leq z \leq a$:

$$Pr(b \leq z \leq a) = F(a) - F((b) \tag{3.13}$$

Avec cette formulation, il est possible de calculer la probabilité $Pr(-t.\sigma \leq z \leq +t.\sigma)$, souvent appelée **niveau de confiance**, que le résultat de la mesure se trouve dans un intervalle de t fois son écart-type σ autour de la valeur moyenne μ. Evidemment, quand la largeur de cet intervalle augmente, cette probabilité tend rapidement vers l'unité. Le tableau 3.1 donne quelques valeurs caractéristiques de cette probabilité en fonction de t :

Tableau 3.1 : *Probabilité qu'une mesure z se trouve un intervalle de $\pm t.\sigma$*

t	1	1.96	2	3
$Pr(-t.\sigma \leq z \leq +t.\sigma)$	68.2%	95%	95.4%	99.7%

Pour un niveau de confiance de 95 % par exemple, le risque encouru de trouver une mesure x_i au-delà des bornes de l'intervalle $[\mu - 1,96.\sigma, \mu + 1,96.\sigma]$ est seulement de 5 %.

3.3.3.3 Estimation des paramètres de la loi normale associé à une grandeur mesurée

Soit un échantillon de mesure constitué d'une série de n valeurs x_i pour la mesure d'une grandeur x. Si on suppose que cette série de valeur suit une répartition gaussienne, l'objectif est de déterminer un estimateur m de la valeur moyenne μ.
Les estimateurs habituels de l'espérance mathématique et de la variance sont :

$$m = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} x_i \tag{3.14}$$

$$s^2 = \frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}(m - x_i)^2 \tag{3.15}$$

Ces estimateurs sont sans biais et convergent (tendant vers μ et σ lorsque $n \to \infty$). C'est ceux que nous choisirons par la suite.

L'apparition du facteur $n-1$ dans l'expression est cohérente avec le fait qu'une seule mesure est insuffisante pour estimer l'écart-type de la distribution de probabilité associé à la mesure. Ceci définit la notion de **degré de liberté** pour l'obtention des estimateurs :

- l'estimateur m de la moyenne μ est fondé sur les n points de mesure, c'est-à-dire n degrés de liberté,
- l'estimateur s^2 de la variance σ^2 est obtenu avec seulement $n-1$ degrés de liberté,

3.4 Méthode d'identification des régimes stationnaires d'un capteur

3.4.1 Principes

La méthode d'identification des régimes stationnaires des capteurs est illustrée sur la figure 3.11.

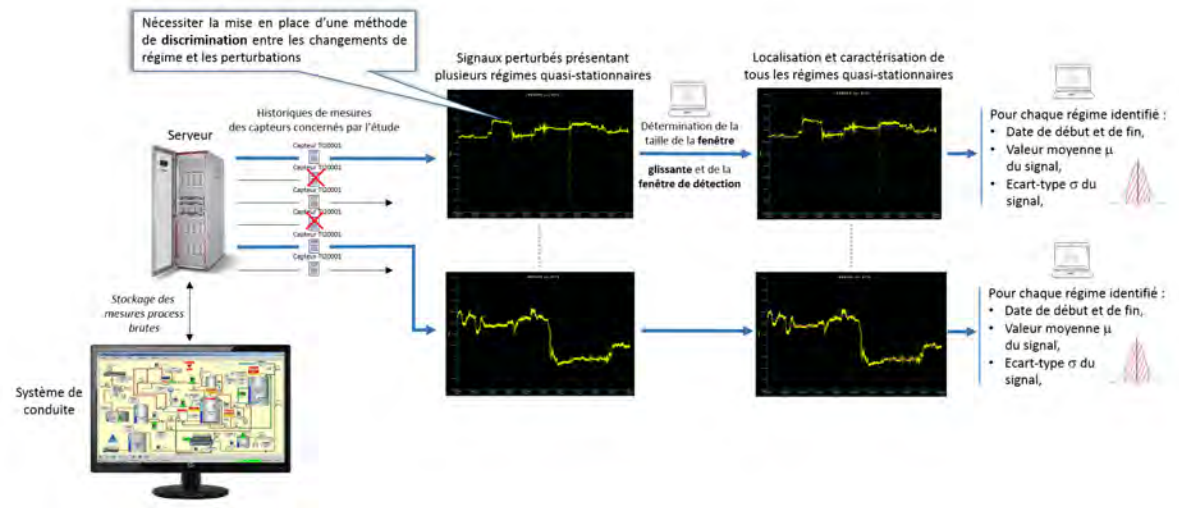


Figure 3.11 : *Processus d'identification des régimes permanents.*

Tout d'abord, la liste des capteurs nécessaires à l'étude doit être constituée. Un filtre permet d'éliminer les capteurs ne faisant pas partie du périmètre de la section de procédé considérée par l'étude énergétique.
Ensuite, pour chaque capteur, un test statistique est mis en oeuvre pour localiser et caractériser les périodes de temps (c'est-à-dire, une série de mesures consécutives) durant lesquelles la grandeur mesurée est considérée comme stationnaire. Un test de similitude basé sur le *test t de Student* est effectué sur des échantillons de points appartenant à des intervalles de temps consécutifs. Les échantillons sont constitués via un mécanisme de *fenêtre glissante* sur tout l'horizon d'étude. La durée de cette fenêtre est fixée par l'utilisateur en s'appuyant sur sa connaissance de la dynamique du procédé, notamment la durée moyenne d'un cas de marche (généralement corrélée à la durée des campagnes de production). La taille des échantillons (et donc de la fenêtre glissante en nombre de points) est alors calculée en fonction de la durée de cette fenêtre et de la fréquence d'échantillonnage du signal. Lorsque le test statistique de similitude est négatif, cela indique que le signal (et donc le procédé) est potentiellement en phase d'évolution. Cette hypothèse est confirmée lorsque le nombre de test négatif consécutif devient supérieur à la taille d'une fenêtre de détection. La durée de la *fenêtre de détection* en heure est ici encore fixée par l'utilisateur en se basant notamment sur la durée moyenne de la phase transitoire entre deux cas de marche successifs. La procédure complète mise en place est décrite dans les sections suivantes. Lorsqu'un régime stationnaire du signal est détecté, celui-ci est délimité par une date de début et une date de fin. L'ensemble des points de mesure situés dans cet intervalle est alors exploité pour modéliser la grandeur physique selon une loi de distribution normale caractérisée par des estimateurs de la valeur moyenne et de l'écart type tels que définis dans la section 3.3.3.3.

3.4.2 Le $test - t$ de Student

Un test paramétrique est une procédure de prise de décision qui consiste à rejeter une hypothèse statistique (appelée *hypothèse nulle* et notée H_0) vis-à-vis d'une hypothèse alternative avec une certaine probabilité connue ($p - value$) de se tromper (i.e. rejeter H_0 alors que celle-ci est adéquate).

Deux classes de tests statistiques sont disponibles :

- les tests dits *paramétriques* dont l'objet est une prise de décision sur les paramètres d'une distribution. On peut citer dans cette catégorie les tests d'égalité de moyenne, de variance,...
- les tests *non paramétriques* dont l'objet est une prise de décision plus globale sur la distribution (e.g. test de conformité à une loi théorique comme les tests de normalité, test d'indépendance de deux séries de mesures,...)

Le **test-t de Student** est un *test statistique paramétrique* où la statistique de test calculée suit une *loi de Student* lorsque l'*hypothèse nulle* est vraie. Ce test permet notamment de *comparer les moyennes* de deux séries de mesure, ou plus exactement, de déterminer si les moyennes de ces deux séries sont significativement différentes du point de vue statistique.

Notons que le *test-t de Student* est applicable sous l'hypothèse que les séries de mesure considérées suivent une **loi normale**. Par ailleurs, plusieurs variantes de ce test statistique existent. Citons par exemple :

- le *test-t de Student* pour *échantillon unique* : Il s'agit ici de comparer une *moyenne observée* m à une *moyenne théorique* (μ).
- le *test-t de Student non apparié* : dans ce cas de figure, il s'agit de comparer deux moyennes observées émanant de deux échantillons A et B n'ayant aucun lien (donc indépendant) et dont leurs variances sont égales et inconnues. Dans le cas où leurs variances sont différentes et inconnues, le **test t de Welch** est à privilégier.
- le *test-t de Student apparié* : ce test permet de comparer la moyenne de deux séries de valeurs ayant un lien (donc dépendantes).

Cette statistique de test suit une *loi de Student* à k degrés de liberté dont la densité est représentée sur la figure 3.12.

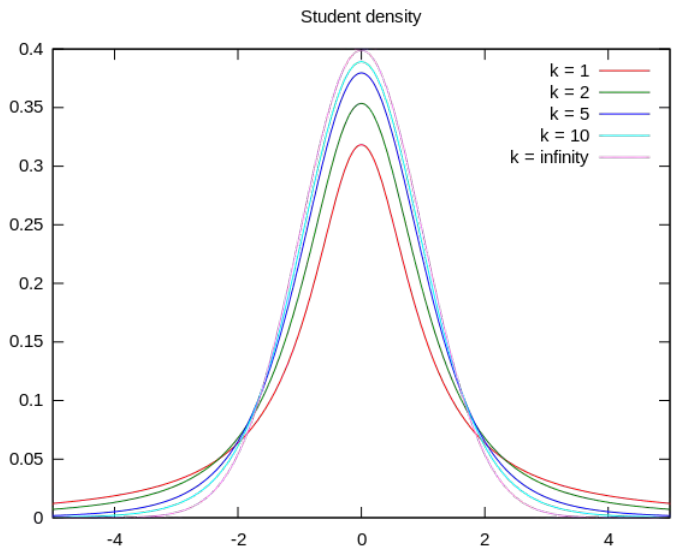


Figure 3.12 : *Densité de probabilité de la loi de Student.*

Le *degré de liberté* correspond au nombre de variables aléatoires qui ne peuvent être fixées ou déterminées par une équation. On peut remarquer que lorsque le degré de liberté k est grand, la *loi de Student* peut être approchée par la *loi normale centrée réduite*.

Dans notre cas, il s'agit de comparer les moyennes de deux séries de mesure d'un même signal obtenues par un même capteur mais dont l'acquisition a été réalisée dans deux périodes de temps distinctes. Elles sont donc de variances égales. Par conséquent, le *test-t de Student* à mettre en oeuvre consiste à comparer deux séries de mesures indépendantes (puisqu'il n'y a pas d'appariement entre la $i^{ème}$ valeur de la série 1 et la $i^{ème}$ valeur de la série 2). Dans ce cas, la statistique de test s'énonce de la manière suivante :



Mise en oeuvre du test-t de Student non apparié pour la comparaison de deux moyennes observées

- soit A et B, les deux séries de mesures à comparer et composées respectivement de n_A et n_B points, soit $A = a_{i(}i = 1, ..., n_A)$ et $B = b_{i(}i = 1, ..., n_B)$. Les mesures sont supposées suivre une loi normale de moyenne μ et d'écart type σ non connu.
- soit m_A et m_B, les estimateurs de la moyenne de la série A et de la série B respectivement, définis par :

$$m_A = \frac{1}{n_A}\sum_{i=1}^{n_A} a_i \quad et \quad m_B = \frac{1}{n_B}\sum_{i=1}^{n_B} b_i \tag{3.16}$$

- soit s^2, l'estimateur sans biais de la variance, supposée commune aux deux séries de mesure et calculée de la manière suivante :

$$s^2 = \frac{\sum_{i=1}^{n_A}(a_i - m_A)^2 + \sum_{i=1}^{n_B}(b_i - m_B)^2}{(n_A - 1) + (n_B - 1)} \tag{3.17}$$

La statistique de test suit une loi de Student à k degrés de liberté définie par la valeur t de Student et donnée par la formule suivante :

$$t = \frac{m_A - m_B}{\sqrt{\frac{s^2}{n_A} + \frac{s^2}{n_B}}} \quad avec \quad k = n_A + n_B - 2 \tag{3.18}$$

Pour un risque α donné, la valeur critique $q_{k,\alpha}$ (ou quantile) est lue dans la table des valeurs du quantile de la loi de Student (voir annexe C) pour le degré de liberté k. Ainsi, pour chaque valeur de α, le quantile donné est tel que la probabilité pour qu'une variable aléatoire x suivant une loi de Student à k degrés de liberté lui soit inférieure est de $1 - \alpha$. La décision est alors déterminée, selon le test voulu, de la manière suivante :

- pour tester si $H_0 : m_A = m_B$ (= au sens de «il est crédible que »)

  si $|t|$ est supérieur au quantile $q_{k,\alpha}$ d'ordre $1 - \frac{\alpha}{2}$ de la loi de Student à $k = n_A + n_B - 2$ degrés de liberté, alors on rejette l'hypothèse nulle,
- pour tester si $H_0 : m_A \leq m_B$

  si t est supérieur au quantile $q_{k,\alpha}$ d'ordre $1 - \alpha$ de la loi de Student à $k = n_A + n_B - 2$ degrés de liberté, alors on rejette l'hypothèse nulle,
- pour tester si $H_0 : m_A \geq m_B$

si t est inférieur au quantile $q_{k,\alpha}$ d'ordre α de la loi de Student à $k = n_A + n_B - 2$ degrés de liberté, alors on rejette l'hypothèse nulle,

Le degré de significativité ou p-value correspond au risque indiqué par la table de Student pour la valeur de $\mid t \mid$.

3.4.3 Exploitation du *test-t de Student* pour la détection des régimes stationnaires

Pour identifier les régimes stationnaires des paramètres opératoires d'un procédé, il est d'abord nécessaire de «nettoyer»le signal afin de ne considérer que son mouvement principal. Dans ce cadre, la **moyenne mobile centrée** (ou *moyenne glissante*) est une moyenne statistique couramment utilisée comme filtre. Elle permet d'extraire d'une série chronologique de mesures brutes, une série lissée ne reflétant que la tendance majeure du signal, en éliminant les fluctuations aléatoires non significatives (*bruit*). Celle-ci est calculée de façon continue, en utilisant à chaque itération un sous-ensemble de points dans lequel une nouvelle mesure remplace la plus ancienne. Les sous-ensembles de mesures dont la moyenne est calculée sont définis via un mécanisme de *fenêtre glissante*. L'effet de lissage de la moyenne mobile centrée sur un signal est illustré sur la figure 3.13.

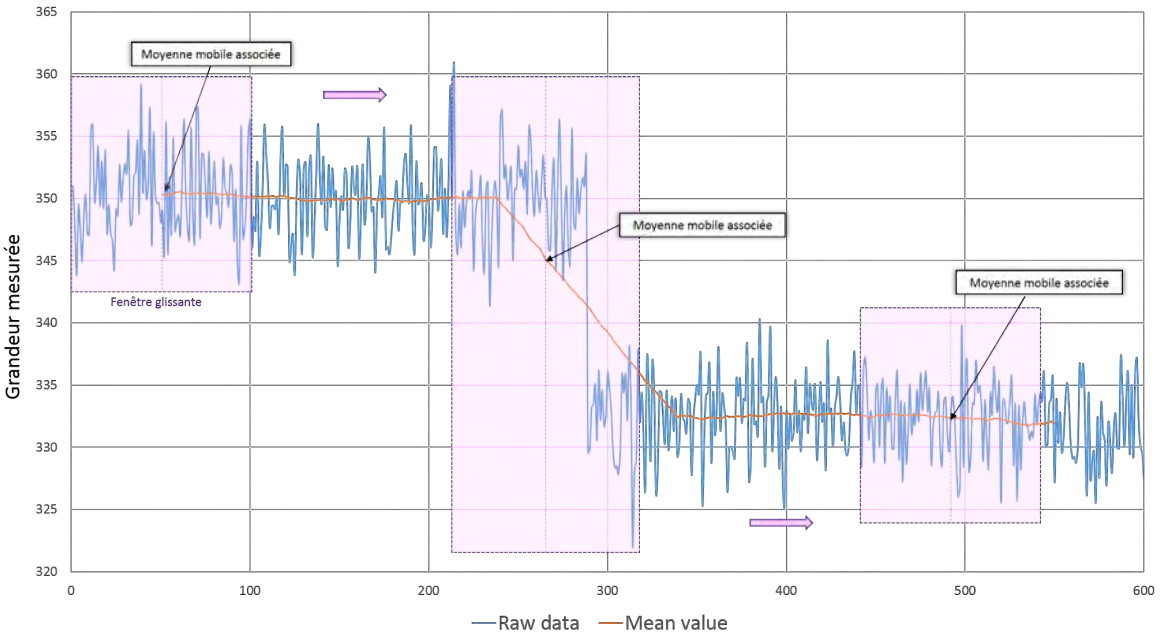


Figure 3.13 : *Lissage d'un signal par calcul de la moyenne mobile.*

Dans le module *EDiFy*, le principe de base de la méthode de recherche des régimes stationnaires d'un signal consiste donc à comparer les moyennes mobiles centrées de deux séries consécutives de points. Si ces moyennes apparaissent identiques, alors ces deux ensembles de points sont considérées comme appartenant au même régime stationnaire. Dans le cas contraire, c'est le signe d'un potentiel changement de régime. Une procédure à horizon glissant permet de réitérer cette comparaison sur tout l'horizon d'étude en décalant d'un point vers la droite les deux séries de mesures. Cette méthode de base présente néanmoins deux écueils majeurs :

- d'une part, compte tenu de la variabilité des signaux mesurés et de la taille finie des séries, il est a priori impossible d'obtenir des valeurs moyennes qui seront strictement identiques (au sens mathématique). C'est pourquoi nous avons choisi de mettre en oeuvre un test statistique, mieux adapté à ce contexte puisqu'il s'appuie sur une *approche probabiliste*.
- d'autre part, même si un niveau de confiance est défini sur l'égalité des moyennes, la non satisfaction du test n'indique pas forcément qu'un changement de régime stationnaire survient. En effet, il ne peut s'agir que d'un *artefact* ponctuel du signal que nous qualifierons de *fausse alarme*. Dans ces conditions, il est nécessaire de mettre en place un mécanisme supplémentaire qui permettra de ne pas confondre ces fausses alarmes avec un réel changement de régime.

Comme indiqué dans la section 3.4.1, le premier verrou est résolu par la mise en oeuvre du *test-t de Student* décrit dans la section précédente. On note x_j , la valeur du $j^{ème}$ point et swl, la taille de la fenêtre glissante, i.e. le nombre de points composant une série de mesures. Notons ici que la valeur de swl doit obligatoirement être impaire afin que les points soient équirépartis autour de la valeur centrale comme détaillé sur la figure 3.14. L'estimateur de la valeur moyenne mobile centrée m_i relative au point d'indice i et l'estimateur sans biais de la variance s_i^2 relative au point d'indice i sont calculés de la manière suivante :

$$m_i = \frac{1}{swl} \sum_{j=i-(swl-1)/2}^{i+(swl-1)/2} x_j \tag{3.19}$$

$$s_i^2 = \frac{1}{2.(swl-1)} \left(\sum_{j=i-swl}^{i-1} (x_j - m_{i-(swl-1)/2})^2 + \sum_{j=i}^{i+swl-1} (x_j - m_{i+(swl-1)/2})^2 \right) \tag{3.20}$$

Le test statistique est alors exploité pour vérifier si les moyennes m_i et m_{i+swl} relatives à deux séries consécutives de points, sont identiques au sens statistique. L'hypothèse nulle est donc $H_0 : m_i = m_{i+swl}$. La *valeur* t_j *de Student* relative au point d'indice j est calculée par la formule suivante :

$$t = \frac{m_{i-(swl-1)/2} - m_{i+(swl-1)/2}}{s_j \cdot \sqrt{\frac{2}{swl}}} \tag{3.21}$$

La figure 3.14 illustre ce principe sur le cas de séries consécutives de $swl = 101$ points de mesure. A titre d'exemple, les moyennes mobiles des deux premières séries, nommées respectivement m_{51} et m_{153}, sont calculées au moyen de la formule 3.26. Les indices correspondent aux indices des points x_j médian de chaque série. Par ailleurs, l'évolution de la valeur t_j pour les mesures de cet exemple est tracé sur la figure 3.14. Concernant le degré de liberté, il est égal à :

$$k = 2.(swl - 1) \tag{3.22}$$

Dans le module *EDiFy*, il a été choisi de réaliser le test avec un risque $\alpha = 5\%$. La table en annexe C permet d'obtenir la valeur du quantile $q_{k,\alpha}$ d'ordre $1 - \alpha/2$ à k degrés de liberté. Connaissant $q_{k,\alpha}$, si une valeur t_j de Student est hors de l'intervalle $I_{k,\alpha} = [-q_{k,\alpha}; q_{k,\alpha}]$, alors

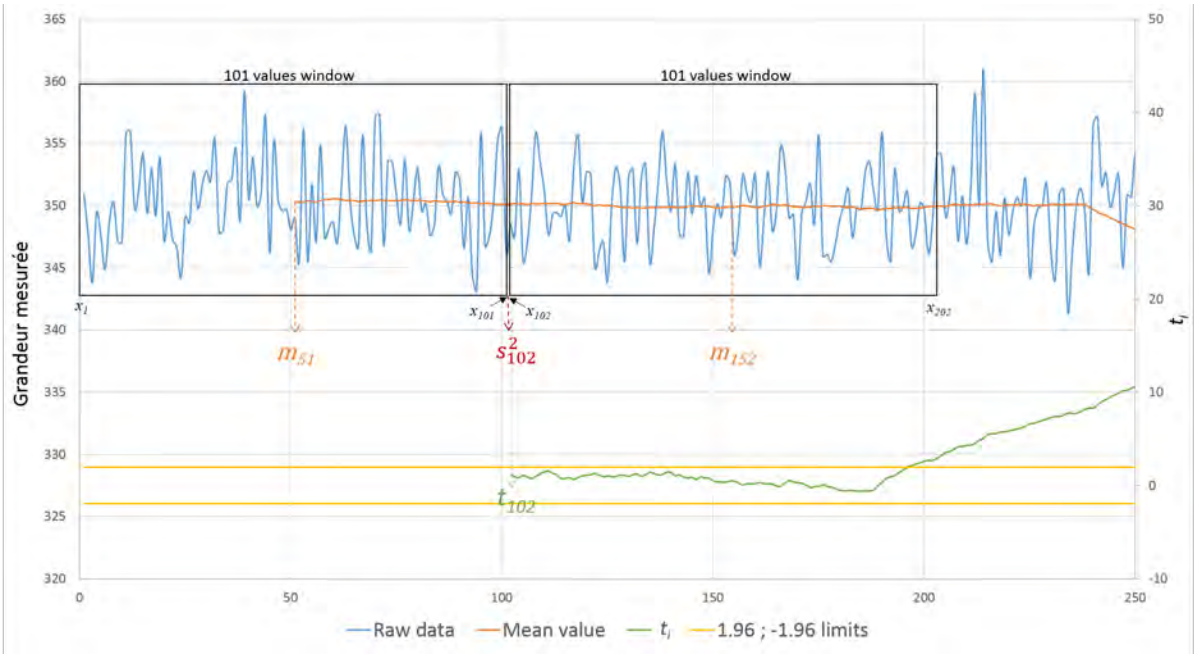


Figure 3.14 : *Principe de la méthode de recherche des régimes stationnaires.*

l'hypothèse nulle H_0 est rejetée au seuil de confiance α, indiquant que les moyennes comparées sont significativement différentes. Au contraire, si la valeur t_j reste comprise dans cet intervalle $I_{k,\alpha}$, alors on ne peut pas rejeter l'hypothèse H_0 avec un risque α de se tromper (i.e. on peut conclure que les deux séries de points appartiennent au même régime stationnaire).



Illustration

Avec un risque $\alpha = 5\%$, la table permet d'établir que le quantile d'ordre $1-\alpha/2 = 0{,}975$ (soit 97,5 %) à k degrés de liberté avec $k \to \infty$, tend vers la valeur $q_{\infty,5\%} = 1,96$ d'où un intervalle $I_{\infty,5\%} = [-1,96; 1,96]$. Sur la figure 3.14, les bornes de l'intervalle $I_{\infty,5\%}$ ont été tracées, ainsi la courbe T des t_j successifs. Sur cette figure, on peut constater que la courbe T franchit le seuil haut un peu avant le point de mesure d'indice 200. Ce franchissement signifie que le signal est potentiellement en phase d'évolution vers un autre régime.

La figure 3.14 est en fait un zoom de la figure 3.15 ci-dessous. Sur la figure 3.15, il apparait très nettement deux régimes stationnaires distincts : un premier situé dans l'intervalle de temps $[0, 280]$ et un deuxième dans l'intervalle $[290, 600]$. La réalisation du test statistique sur tout l'horizon d'étude fait apparaitre une courbe T en forme de pic, portion de courbe correspondant à des valeurs de t_j situées hors de l'intervalle $I_{\infty,5\%}$. Ce pic permet de détecter distinctement la période durant laquelle s'effectue la transition du premier vers le second régime stationnaire. Cependant, l'observation de cette figure amène deux remarques :

- d'une part, le pic est atteint à l'instant précis de la commutation entre les deux régimes. Cependant, lorsque la transition entre régimes est plus lente, la courbe T apparait en forme de cloche et est plus étalée.
- d'autre part, on peut observer qu'à partir du point 480, la courbe T franchit à nouveau l'intervalle $I_{\infty,5\%}$. Pourtant, il n'y a manifestement pas de changement de régime du

signal. En fait, cette série de quelques mesures successives pour lesquelles la valeur t_j est hors bornes, correspond à un phénomène «accidentel »du signal. Ce dernier peut être un évènement purement aléatoire (dont la probabilité d'occurrence est a priori très faible, le risque ayant été fixé à $\alpha = 5\%$,) ou un événement expliqué (défaillance très ponctuelle dans la chaine de mesurage, bref incident sur le procédé, etc.). Quelle qu'en soit la raison, ce test positif doit être considéré comme une fausse alarme.

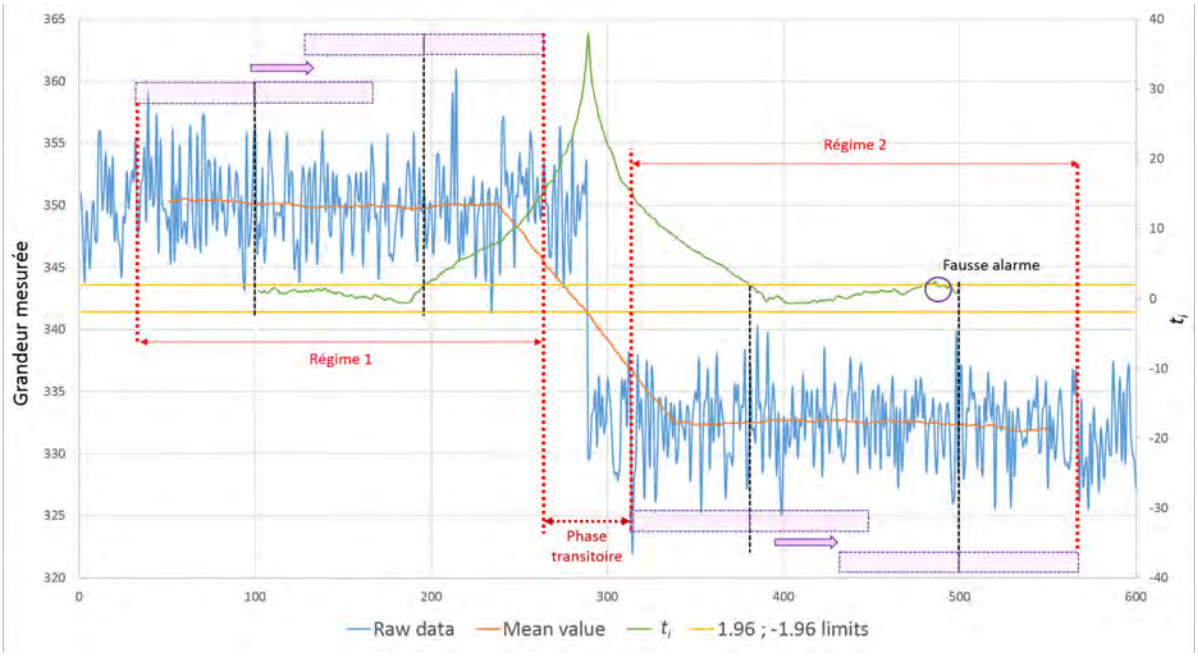


Figure 3.15 : *Détection de régimes stationnaires et de fausses alarmes.*

Les deux remarques précédentes mettent en évidence le fait que lorsque l'hypothèse nulle H_0 est rejetée, l'hypothèse alternative H_1 n'induit pas nécessairement qu'un changement de régime va s'opérer. Pour différencier une fausse alarme d'une réelle phase transitoire entre deux régimes, il est nécessaire de comptabiliser le nombre de mesures successives ayant une valeur de t_j hors bornes. Si ce nombre est supérieur à un certain seuil alors la détection d'un changement de régime est confirmée, sinon l'artefact est attribué à une fausse alarme. Ce seuil est défini à travers la notion de *fenêtre de détection*. Soit *dwl*, la taille de cette fenêtre, i.e. le nombre de mesures successives telle que la valeur t_j du test de Student soit hors de l'intervalle $I_{k,\alpha}$. La valeur *dwl* de la fenêtre de détection est un paramètre essentiel de la méthode car elle influe fortement sur la sensibilité du test et sa capacité à discriminer régimes stationnaires et fausses alarmes. Ce point est discuté dans la section 3.4.4.

Compte tenu de ce qui précède, un régime stationnaire RS peut être défini comme un ensemble de mesures constituant une suite ininterrompue :

- de mesures j pour lesquelles leur valeur $t_j \in I_{k,\alpha}$,
- et de mesures j n'appartenant pas à une série de plus de *dwl* mesures consécutives telles que $t_j \notin I_{k,\alpha}$.

Dans ces conditions, un régime stationnaire est noté :

$$RS = \{x_j\}_{j=j^{start}-swl,\ldots,j^{end}+swl} \tag{3.23}$$

Où :

- j^{start} est l'indice de la première mesure $j \in RS$ telle que $t_j \in I_{k,\alpha}$,
- j^{end} est l'indice de la dernière mesure $j \in RS$ telle que $t_j \in I_{k,\alpha}$,

Pour finir, une fois qu'un régime stationnaire est détecté et localisé, il faut le caractériser, c'est-à-dire, établir avec les formules suivantes :

- sa date de début T_{RS}^{start} et sa date de fin T_{RS}^{end} :

$$T_{RS}^{start} = T_{j^{start}-swl} \quad et \quad T_{RS}^{end} = T_{j^{end}+swl} \tag{3.24}$$

- le nombre de points de mesures n_{RS} concerné :

$$n_{RS} = j^{end} - j^{start} + 2.swl \tag{3.25}$$

- sa valeur moyenne m_{RS} :

$$m_{RS} = \frac{1}{n_{RS}} \sum_{i=j^{start}-swl}^{j^{end}+swl} x_i \tag{3.26}$$

- son écart-type s_{RS}^2 :

$$s_{RS}^2 = \frac{1}{n_{RS}-1} \sum_{i=j^{start}-swl}^{j^{end}+swl} (m_{RS} - x_i)^2 \tag{3.27}$$

3.4.4 Détermination de la taille de la fenêtre glissante et de la fenêtre de détection

Comme souligné dans les sections précédentes, cette méthode statistique est, par nature, d'autant plus précise et fiable que le nombre de points de mesures disponibles est grand. En outre, le choix de la taille de la fenêtre glissante et de la fenêtre de détection est une décision qui impacte notablement l'efficacité de la méthode de localisation des régimes stationnaires. Dans le module *EDiFy*, la détermination de ces paramètres est réalisée en s'appuyant sur des considérations statistiques et sur l'expérience des exploitants concernant la dynamique du procédé.

a) Estimation de la taille de la fenêtre glissante : La taille de la fenêtre glissante correspond en fait à l'*ordre* de la *moyenne mobile centrée*. La détermination de l'ordre «optimal »n'est pas triviale car il dépend de plusieurs facteurs (longueur de l'horizon d'analyse, dispersion globale des mesures, fréquence d'échantillonnage, dynamique du procédé, etc.) et de l'objectif visé. A titre d'exemple, considérons respectivement les signaux S_1 (cf. figure 3.16) et S_2 (figure 3.17) :

   - le signal S_1 est composé de 746 mesures sur un horizon de 20 jours, soit une fréquence d'échantillonnage de $f \approx 37$ mesures/jour (ou encore $f \approx 1{,}5$ mesures/h)
   - le signal S_2 est composé de 65531 mesures sur un horizon de 30 jours, soit une fréquence d'échantillonnage de $f \approx 2184$ mesures/jour (ou encore $f \approx 91$ mesures/h)

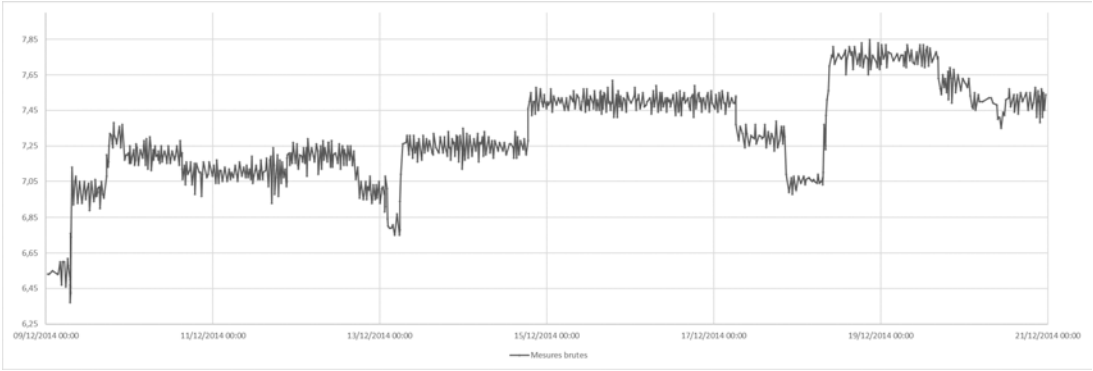


Figure 3.16 : *Mesures brutes du signal S_1.*

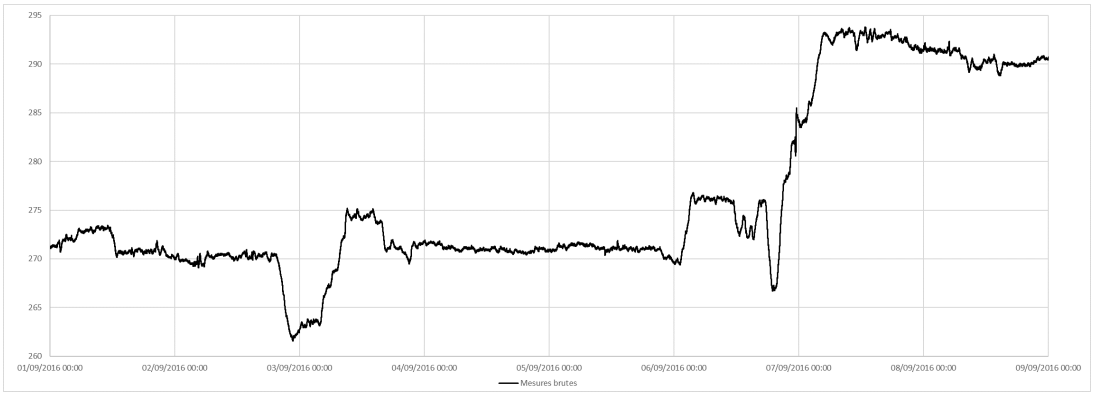


Figure 3.17 : *Mesures brutes du signal S_2.*

D'un point de vue statistique, le quantile q d'ordre $1-\alpha/2 = 0,975$ (pour un risque $\alpha = 5\%$) tend vers la valeur $q = 1,96$ lorsque le degré de liberté k tend vers l'infini. Néanmoins, on admet généralement que cette valeur q est atteinte de manière asymptotique dès $k = 200$ points (cf. table de Student en annexe C). En conséquence, une valeur de swl_{base}= 101 points pourrait être une valeur de base standard pour la fenêtre glissante. Les figures 3.18 et 3.19 montrent les courbes obtenues après calcul de la moyenne mobile avec $swl = swl_{base}$ pour chacun des signaux.

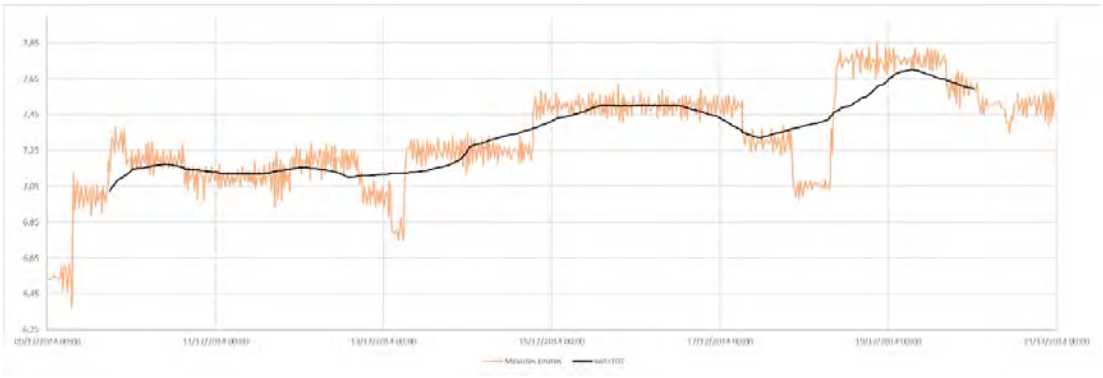


Figure 3.18 : *Lissage du signal S_1 avec swl = 101 points.*

Pour le signal S_1, une telle fenêtre glissante correspond à une durée de $swd = 67h$ (soit 2,8 jours). La moyenne mobile d'ordre $swl = 101$ a pour effet de faire «disparaitre» les fluctuations mais aussi, les régimes stationnaires dont la durée serait très inférieure à swl (action de filtrage). On peut conclure que la durée de la fenêtre glissante est trop «longue» pour ce signal.

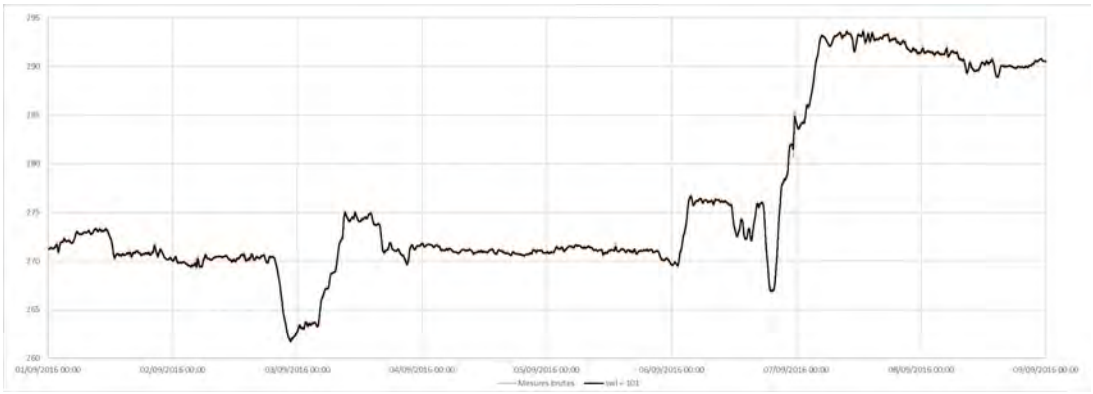


Figure 3.19 : *Lissage du signal S_2 avec swl = 101 points.*

Pour le signal S_2, une telle fenêtre glissante correspond à une durée de $swd = 1,1h$. On peut constater ici que la moyenne mobile n'a quasiment aucun effet de lissage, induisant que la durée de la fenêtre glissante est trop «courte» pour ce signal.

Pour cette raison, il semble judicieux de lier la taille de la fenêtre glissante à l'estimation de la durée moyenne minimale des régimes transitoires du procédé t_d, valeur généralement connue des services *production*. Dans ce cas, selon [Kelly and Hedengren, 2013], la taille (en nombre de points) de la fenêtre glissante *swl* peut être fixée à trois à cinq fois ce temps multiplié par la fréquence de mesures f d'où la formule suivante :

$$3 \times t_d \times f \leq swl \leq 5 \times t_d \times f \tag{3.28}$$

Si cette constante de temps est inconnue, une étude de sensibilité peut être mise en oeuvre. Il faut alors identifier plusieurs capteurs aux changements de régimes remarquables et vérifier que la taille de fenêtre permet bien de les repérer. Un compromis doit être effectué sur les paramètres donnant lieu au plus grand nombre de cas satisfaits.

Concernant le signal S_1, on observe que la durée moyenne minimale des régimes transitoires est de l'ordre de 5 h. En multipliant par 3 cette durée, on obtient une taille de fenêtre glissante de $3 \times 5h \times 1.5 \approx 23$ points. La figure 3.20 montre que la moyenne mobile d'ordre 23 atténue fortement le bruit du signal S_1 mais conserve son allure (ou tendance) générale, rendant ainsi les régimes stationnaires détectables.

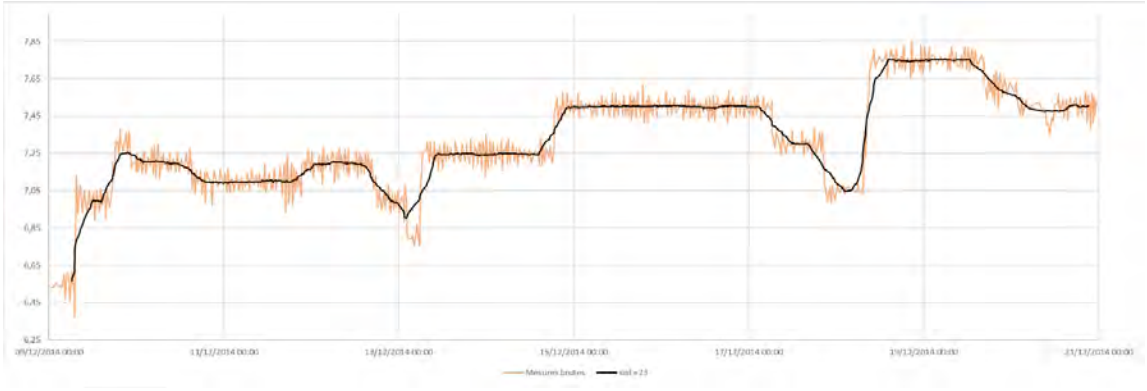


Figure 3.20 : *Moyenne mobile d'ordre swl = 23 appliquée au signal S_1.*

Quant au signal S_2, on suppose que la durée moyenne minimale des régimes transitoires

est aussi de l'ordre de 5h. En multipliant par 4.5 (car on dispose d'un volume important de mesure) cette durée, on obtient une taille de fenêtre glissante de $4.5 \times 5h \times 91 \approx 2047$ points que l'on arrondit à 2001 points. La figure 3.21 montre que la moyenne mobile d'ordre 2001 élimine le bruit et conserve l'allure générale du signal S_2.

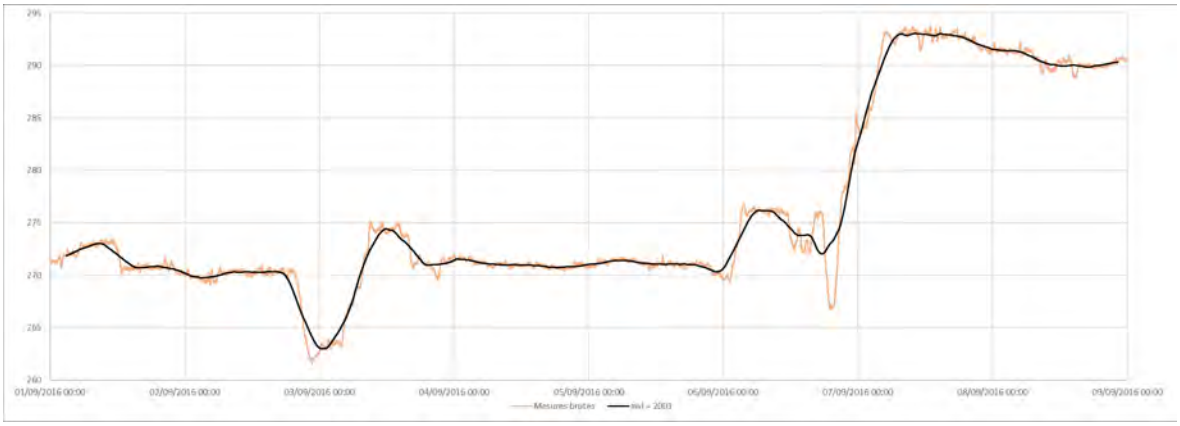


Figure 3.21 : *Moyenne mobile d'ordre* $swl = 2001$ *appliquée au signal* S_2.

b) Estimation de la taille de la fenêtre de détection :

Concernant la fenêtre de détection, son objectif est de permettre de discriminer une fausse alarme d'un «vrai» changement de régime. Ici encore, la taille de la fenêtre de détection peut être calculée en s'appuyant sur l'estimation de la durée moyenne minimale des régimes transitoires entre deux cas de marche.

3.5 Recherche des cas de marche du procédé

L'étape précédente a permis d'établir, pour chaque capteur du procédé, une liste de régimes considérés comme stationnaires. Rappelons que cette analyse s'est effectuée en considérant chaque capteur indépendamment les uns des autres. Connaissant les dates de début et de fin de tous les régimes de tous les capteurs, l'objectif de cette étape est maintenant de localiser les cas de marche du procédé survenus sur l'horizon d'étude. Dans le module *EDiFy*, un cas de marche est détecté dès lors qu'il existe une période de temps durant laquelle le nombre de capteurss en régime stationnaire dépasse un certain seuil SD_{min}. La figure 3.22 résume les points principaux de cette seconde étape.

Dans certains cas, selon la nature et la topologie du procédé, les capteurs peuvent être regroupés par zone afin de tenir compte d'éventuels décalages temporels en rapport avec le temps de séjour de l'installation. En effet, quand une section d'un procédé atteint un régime permanent, les zones en aval à cette section l'atteindront également mais avec un décalage, qui peut être parfois de l'ordre de l'heure pour des installations complexes. Il convient alors de considérer ce potentiel décalage dans les dates de début et de fin des régimes stationnaires des capteurs concernés afin d'augmenter le pourcentage de capteurs en régime stationnaire «simultanément». Notons cependant qu'il est rare d'avoir recours à cette première étape car, le plus souvent, les durées des régimes permanents sont suffisamment longues devant la durée de ces phases transitoires.

Comme indiqué plus haut, la localisation des cas de marche du procédé nécessite de comptabiliser le nombre de capteurss en régime stationnaire au cours du temps. La figure 3.23 illustre le principe du processus de comptage pour un système composé de $NC = 6$ capteurs.

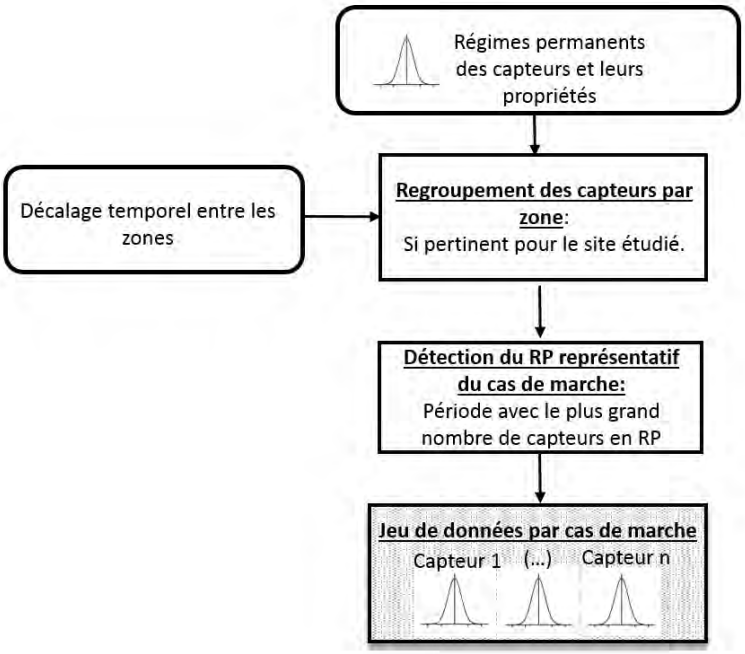


Figure 3.22 : *Méthode de recherche des cas de marche du procédé.*

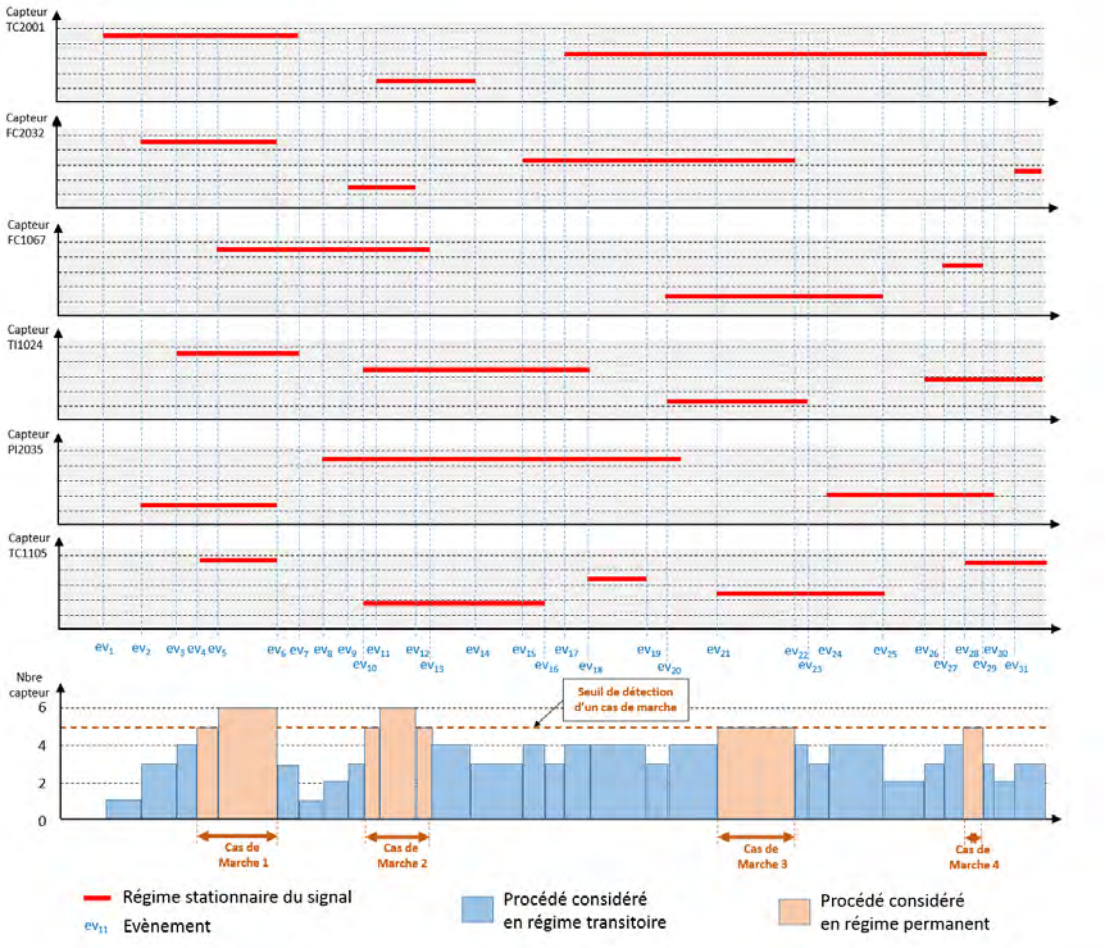


Figure 3.23 : *Principe de la méthode de détection des régimes permanents.*

Un échéancier d'événements est d'abord construit. Chaque régime stationnaire est caractérisé par deux événements, correspondant respectivement à sa date de début et sa date de fin. En parcourant les NC capteurs, l'échéancier est construit en regroupant tous ces évènements sous forme d'une liste. Si on note nrs_c, le nombre de régime stationnaire du capteur c, alors le nombre d'évènements nev composant l'échéancier est donné par :

$$nev = \sum_{c=1}^{NC} 2.nrs_c \tag{3.29}$$

La formule précédente évalue le nombre maximum d'événements de l'échéancier mais la valeur effective peut parfois être inférieure, notamment dans le cas où l'occurrence de certaines dates correspondrait au même instant. Cependant, notons qu'en pratique, ces cas restent extrêmement rares. Une fois regroupée, la liste d'évènements est triée par ordre croissant de date. Deux événements consécutifs ev_k et ev_{k+1} dans la liste délimite un intervalle de temps Int_k. Pour chaque intervalle Int_k, une procédure établit la liste LC_k des capteurs en régime stationnaire durant la période de temps définie par Int_k. Le nombre de capteurss nc_k en régime stationnaire durant l'intervalle Int_k est ainsi égal à la taille de la liste LC_k.

La figure 3.23 montre un histogramme représentant la valeur de nc_k en fonction de l'intervalle Int_k pour l'exemple considéré. On peut observer que $nc_k = NC$ pour deux intervalles de temps. Cette égalité indique que tous les capteurs sont en régime stationnaire et donc, qu'un CdM (ou *cas de marche*) est atteint par le procédé. En pratique, un tel critère ($nc_k = NC$) est souvent trop strict. C'est pourquoi, dans le module *EDiFy*, un cas de marche du procédé est identifié lorsque le nombre de capteurs nck d'un ou plusieurs intervalles Intk consécutifs est supérieur à une valeur seuil SNC (cf. figure 3.24). Paramétrable par l'utilisateur, ce seuil correspond à la proportion de capteurs en régime stationnaire par rapport au nombre total NC de capteurs considérés. Pour les sites de nos partenaires industriels, une valeur $SNC \approx 85\%$ s'est avérée un bon compromis.

Un cas de marche M_i est donc localisé par la série d'intervalles consécutifs $Int_k, k = ks_i, ..., ke_i - 1$ où ks_i et ke_i sont respectivement l'indice du premier et dernier événement délimitant le cas de marche.

Deux types d'informations sont alors extraites :

- d'une part, la durée DM_i du cas de marche M_i est évaluée (paramètre utile pour la mise en oeuvre du modèle de *synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables*). Si on note T_k la date d'occurrence de l'événement ev_k, alors la durée du cas de marche M_i est :

$$DM_i = T_{ke_i} - T_{ks_i} \tag{3.30}$$

- d'autre part, en exploitant les capteurs situés dans les listes LC_k, $k = ks_i, ..., ke_i - 1$, un jeu de données est constitué en affectant à chaque grandeur physique, la valeur moyenne du régime stationnaire associé. Ce jeu de données (possiblement partiel) est alors exploité pour paramétrer un modèle de simulation statique du procédé (description des modèles de simulation utilisés dans le chapitre 2). Le but est de valider et, le cas échéant, de compléter ce jeu de données via des bilans matières et thermiques. Comme chaque état identifié est directement extrait des mesures réalisées sur l'installation, ce jeu de données est a priori cohérent, limitant ainsi les risques de non-convergence de la simulation.

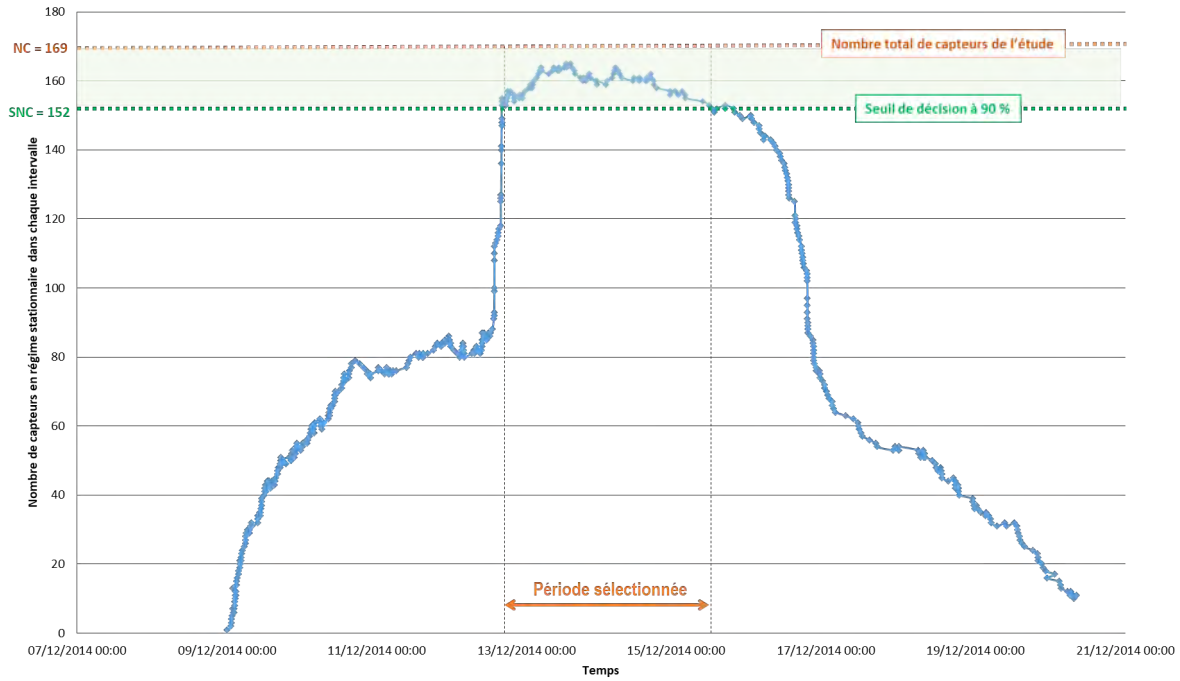


Figure 3.24 : *Seuil de décision pour la localisation d'un cas de marche.*

3.6 Conclusion sur la méthodologie mise en oeuvre

Dans ces travaux, l'objectif de la méthodologie développée est d'obtenir une caractérisation des données historiques, sans connaissance a priori du procédé. Ainsi, à partir des données des capteurs du procédé sur une large plage de temps, une *approche statistique* a été mise en oeuvre pour caractériser ces données. Cette approche quantitative permet d'identifier les cas de marche du procédé ainsi que l'évaluation de la valeur moyenne et du domaine de variation des signaux, informations qui sont nécessaires dans la méthode *RREFlex*. Toutefois, [Venkatasubramanian et al., 2003] insiste sur le fait qu'une approche hybride couplant plusieurs modèles est souhaitable : se baser uniquement sur les valeurs moyennes et écarts types extraits des données brutes sans vérifier la cohérence du point de vue du procédé peut entraîner des erreurs. Cela justifie le fait que les résultats générés par *EDiFy* soient ensuite couplés à une approche à base de modèle à travers la simulation du procédé afin de garantir autant que faire se peut la fiabilité des données extraites.

Le logiciel *EDiFy* qui a été développé fait l'objet d'une description détaillée en annexe A.

Figures

3.1 Position du module EDiFy dans le processus d'extraction des données. 65
3.2 Exemple d'historique de mesures d'un capteur de température. 65
3.3 Schéma d'un échangeur de chaleur à contre-courant isolé. 67
3.4 Classification des méthodes d'analyse de données historisées de procédé. 69
3.5 Méthodologie EDiFy d'analyse de données historisées. 70
3.6 Exemple pour le test d'exclusion. 72
3.7 Exemple pour le test de compression. 72
3.8 Résultats des tests de compression des données. 73
3.9 Exemple de courbe obtenue après acquisition d'un signal analogique. 73
3.10 Histogramme de mesure d'un capteur de température. 76
3.11 Processus d'identification des régimes permanents. 78
3.12 Densité de probabilité de la *loi de Student*. 79
3.13 Lissage d'un signal par calcul de la moyenne mobile. 81
3.14 Principe de la méthode de recherche des régimes stationnaires. 83
3.15 Détection de régimes stationnaires et de *fausses alarmes*. 84
3.16 Mesures brutes du signal S_1. 86
3.17 Mesures brutes du signal S_2. 86
3.18 Lissage du signal S_1 avec swl = 101 points. 86
3.19 Lissage du signal S_2 avec swl = 101 points. 87
3.20 Moyenne mobile d'ordre $swl = 23$ appliquée au signal S_1. 87
3.21 Moyenne mobile d'ordre $swl = 2001$ appliquée au signal S_2. 88
3.22 Méthode de recherche des cas de marche du procédé. 89
3.23 Principe de la méthode de détection des régimes permanents. 89
3.24 Seuil de décision pour la localisation d'un cas de marche. 91

Troisième partie

DIAGNOSTIC ENERGETIQUE ET REMODELAGE DU RESEAU

Chapitre 4

Diagnostic énergétique

Ce chapitre présente la méthode de diagnostic énergétique qui fait suite à la collecte de données. A l'issue de ce diagnostic, une méthode de classification des scenarii de remodelage, basée sur la méthode développée par [Gourmelon, 2015], a été mise en place afin de sélectionner des scenarii de remodelage pertinents.



Sommaire

Résumé **95**
Introduction **97**
4.1 Présentation générale de la méthode **101**
4.2 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle . . . **102**
4.2.1 Distinction flux «procédé»/ flux «utilité» 102
4.2.2 Détermination de la température minimale d'approche 103
4.2.3 Evaluation des consommations nominale et maximale 104
4.2.3.1 Consommation nominale en utilité 104
4.2.3.2 Consommation maximale en utilité 105
4.2.4 Regroupement de courants et évaluation du MER 105
4.2.4.1 Regroupement de courants 106
4.2.4.2 Evaluation du MER et de la marge de progrès 107
4.3 Sélection et classification des scenarii d'intérêt **109**
4.3.1 Approche originale [Gourmelon, 2015] 109
4.3.1.1 Description de l'approche 109
4.3.1.2 Limites de l'approche 112
4.3.2 Approche avec repositionnement des échangeurs conservés 114
4.3.2.1 Analyse des échangeurs d'intégration du procédé nominal . . . 114
4.3.2.2 Etude des échangeurs repositionnables 115
4.3.2.3 Définition et classement des scenarii 118
4.4 Conclusion **119**
Table des figures **120**

Introduction

L'étape de collecte de données développée dans les chapitres précédents a permis de réunir l'ensemble des données relatives au réseau d'échangeurs déjà mis en oeuvre sur le procédé nominal. Cette information se présente sous la forme de tableaux récapitulatifs dont les versions complètes pour les deux cas de marche du procédé Biodiesel sont reportés dans les tableaux 4.1 et 4.2. L'étape suivante décrite dans cette section vise à exploiter ces informations pour procéder au diagnostic énergétique du procédé.

L'étape de diagnostic énergétique a plusieurs objectifs :

- Le plus souvent, le procédé nominal fait état d'une récupération énergétique repérable par la présence d'échangeurs d'intégration. Il s'agit donc d'évaluer la qualité de cette solution de récupération de manière à évaluer précisément la marge de progrès encore accessible. Cette première analyse s'inscrit parfaitement dans l'objectif premier de l'analyse pincement qui vise principalement à être capable d'évaluer le potentiel d'économie d'énergie atteignable afin de juger de la pertinence de l'étude.
- Dans le cas où cette marge est jugée suffisante par l'ingénieur, la méthode se propose de sélectionner un ensemble de scenarii de remodelage du réseau nominal qui fera l'objet d'une étude plus détaillée lors de l'étape ultérieure de synthèse de réseaux d'échangeurs.

Définir un *scenario de remodelage* consiste à distinguer les échangeurs d'intégration déjà installés qui seront conservés sur le site de ceux qui seront remis en cause. Comme nous l'avons souligné dans les chapitres précédents, la démarche développée dans ce manuscrit vise à proposer un remodelage du réseau d'échangeurs nominal. Ainsi des échangeurs «bien placés» selon les principes de l'analyse pincement [a] n'auront pas lieu d'être remis en question. Comme l'a démontré Stephane Gourmelon [Gourmelon, 2015], le nombre de scenarii de remodelage envisageables dépend du nombre d'échangeurs d'intégration déjà présents sur le site. On a :

$$N_{scenarii} = 2^{N_{pp}} \tag{4.1}$$

Où N_{pp} désigne le nombre d'échangeurs d'intégration sur le procédé nominal.



Application au Biodiesel

D'après les tableaux 4.1 et 4.2, le procédé fait déjà état de 4 échangeurs d'intégration (E-401, E-402, E-406 et E411). 2^4 soit 16 scenarii de remodelage détaillés dans le tableau 4.3 peuvent donc être définis.

a. Les principes de l'analyse pincement sont rappelés dans le chapitre 1

Tableau 4.1 : *Procédé Biodiesel : Vue échangeurs du cas de marche 1.*

Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Courant chauds							
			Nom	index	courant isolé	upStreamIndex	downStreamIndex	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kw/°C)
E-401	INTEGRATION	115,82	C108	8	0	7	9	79,4	64,2	7,6
E-402	INTEGRATION	292,70	C103	7	0	0	8	116,5	79,4	7,9
E-403	HOT_UTILITY	194,55	U98	1	1	0	0	165,1	165,1	319930251638,6
E-404	COLD_UTILITY	105,88	C109	9	0	8	0	64,2	50,0	7,4
E-405	COLD_UTILITY	132,60	C102	13	1	0	0	116,1	35,9	1,7
E-406	INTEGRATION	15,66	C88	3	1	0	0	74,5	63,8	1,5
E-407	HOT_UTILITY	110,06	U86	1	1	0	0	165,1	165,1	136405121898,8
E-408	COLD_UTILITY	106,10	C80	12	1	0	0	74,3	55,5	5,6
E-409	COLD_UTILITY	572,99	condenser	15	1	0	0	95,9	81,0	38,3
E-410	HOT_UTILITY	617,11	U155	2	1	0	0	191,8	191,8	408013486,7
E-411	INTEGRATION	66,62	C124	11	1	0	0	150,0	91,6	1,1

Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Courant froids							
			Nom	index	courant isolé	upStreamIndex	downStreamIndex	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kw/°C)
E-401	INTEGRATION	115,82	C92	4	1	0	0	54,4	68,00	8,51
E-402	INTEGRATION	292,70	C94	5	0	0	6	68,0	103,00	8,36
E-403	HOT_UTILITY	194,55	C95	6	0	5	0	103,0	125,00	8,84
E-404	COLD_UTILITY	105,88	U111	3	1	0	0	18,0	23,00	21,17
E-405	COLD_UTILITY	132,60	U121	3	1	0	0	18,0	23,02	26,41
E-406	INTEGRATION	15,66	C79	1	0	0	2	60,0	69,00	1,74
E-407	HOT_UTILITY	110,06	C82	2	0	1	0	69,0	123,00	2,04
E-408	COLD_UTILITY	106,10	U134	4	1	0	0	3,0	8,00	21,21
E-409	COLD_UTILITY	572,99	U151	4	1	0	0	3,0	8,00	114,50
E-410	HOT_UTILITY	617,11	boiler	14	1	0	0	101,4	150,00	12,69
E-411	INTEGRATION	66,62	C107	10	1	0	0	67,5	95,00	2,43

Tableau 4.2 : *Procédé Biodiesel : Vue échangeurs du cas de marche 2.*

Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Courant chauds							
			Nom	index	courant isolé	upStreamIndex	downStreamIndex	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kw/°C)
E-401	INTEGRATION	164,15	C108	8	0	7	9	79,45	57,87	7,61
E-402	INTEGRATION	292,70	C103	7	0	0	8	116,54	79,45	7,89
E-403	HOT_UTILITY	194,55	U98	1	1	0	0	165,15	165,15	0,00
E-404	COLD_UTILITY	86,87	C109	9	0	8	0	57,87	43,39	6,00
E-405	COLD_UTILITY	136,14	C102	13	1	0	0	120,00	35,89	1,62
E-406	INTEGRATION	15,66	C88	3	1	0	0	74,54	63,84	1,46
E-407	HOT_UTILITY	110,06	U86	1	1	0	0	165,12	165,12	0,00
E-408	COLD_UTILITY	106,10	C80	12	1	0	0	74,28	55,48	5,65
E-409	COLD_UTILITY	575,21	condenser	15	1	0	0	95,92	81,58	40,10
E-410	HOT_UTILITY	617,11	U155	2	1	0	0	192,00	192,00	0,00
E-411	INTEGRATION	68,08	C124	11	1	0	0	150,00	91,60	1,17

Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Courant froids							
			Nom	index	courant isolé	upStreamIndex	downStreamIndex	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kw/°C)
E-401	INTEGRATION	164,15	C92	4	1	0	0	40,0	66,9	6,10
E-402	INTEGRATION	292,70	C94	5	0	0	6	68,0	103,0	8,36
E-403	HOT_UTILITY	194,55	C95	6	0	5	0	103,0	125,0	8,84
E-404	COLD_UTILITY	86,87	U111	3	1	0	0	18,0	23,0	0,00
E-405	COLD_UTILITY	136,14	U121	3	1	0	0	18,0	23,0	0,00
E-406	INTEGRATION	15,66	C79	1	0	0	2	60,0	69,0	1,74
E-407	HOT_UTILITY	110,06	C82	2	0	1	0	69,0	123,0	2,04
E-408	COLD_UTILITY	106,10	U134	4	1	0	0	3,0	8,0	0,00
E-409	COLD_UTILITY	575,21	U151	4	1	0	0	3,0	8,0	0,00
E-410	HOT_UTILITY	617,11	boiler	14	1	0	0	101,4	150,0	12,68
E-411	INTEGRATION	68,08	C107	10	1	0	0	68,7	90,7	3,10

Tableau 4.3 : *Procédé Biodiesel : Inventaire des scenarii de remodelage.*

Scenario	E-401	E-402	E-406	E-411	
1	✗	✗	✗	✗	Remise en cause de tous les échangeurs d'intégration Scenario dit « ***Grassroot*** »
2	✓	✗	✗	✗	
3	✗	✓	✗	✗	Conservation d'un seul échangeur d'intégration
4	✗	✗	✓	✗	
5	✗	✗	✗	✓	
6	✓	✓	✗	✗	
7	✓	✗	✓	✗	
8	✓	✗	✗	✓	Conservation de 2 échangeurs d'intégration
9	✗	✓	✓	✗	
10	✗	✓	✗	✓	
11	✗	✗	✓	✓	
12	✓	✓	✓	✗	
13	✓	✓	✗	✓	Conservation de 3 échangeurs d'intégration
14	✓	✗	✓	✓	
15	✗	✓	✓	✓	
16	✓	✓	✓	✓	Conservation de tous les échangeurs d'intégration . Scenario dit « ***minimal retrofit*** »

Dans la liste de scenarii ainsi établie deux scenarii se distinguent :

- Le scenario dit «Grassroot» ou «remodelage complet» : il consiste à remettre en cause l'ensemble des échangeurs d'intégration déjà installés. Ce scenario conduira nécessairement à la plus grande économie d'énergie possible mais aussi au coût d'investissement le plus élevé.
- L'autre scenario remarquable est le scenario dit «minimal retrofit» ou «remodelage minimal» : il consiste pour sa part à conserver dans le réseau final l'ensemble des échangeurs d'intégration déjà installés. Même si des $2^{N_{pp}}$ scenarii envisageables ce scenario conduit à la plus faible économie d'énergie potentielle, il constitue un scenario d'intérêt particulièrement apprécié des ingénieurs du site car il requiert un réaménagement minimal du site et conduit par conséquent au coût d'investissement le plus faible.

Les autres scenarii de remodelage offrent toutes les combinaisons possibles d'échangeurs préservés/remis en question et sont pour le moment classés selon le nombre d'échangeurs conservés. Sur un problème de petite taille comme celui du Biodiesel, le nombre de scenarii à évaluer reste encore raisonnable mais sur des problèmes de dimension industrielle, le nombre de scenarii à étudier peut rapidement s'avérer rédhibitoire. A titre d'exemple, un réseau nominal comportant 8 échangeurs d'intégration conduirait à la création de 256 scenarii. Dès lors, il apparaît crucial de proposer à l'ingénieur une sélection voire une classification des scenarii d'intérêt, scenarii qui feront l'objet d'une synthèse de réseau remodelé selon l'approche développée dans le chapitre

suivant.
Dans ce chapitre, l'approche que nous avons développée fait l'objet d'une description détaillée. Elle est ensuite illustrée sur l'exemple Biodiesel. Précisons dès à présent qu'un certain nombre d'étapes de la démarche a déjà été présenté dans la thèse de Stephane Gourmelon [Gourmelon, 2015]. Toutefois, celle-ci ayant été enrichie, nous avons décidé de la présenter dans son intégralité de manière à mettre en exergue les points qui ont été affinés.

4.1 Présentation générale de la méthode

La méthodologie générale de diagnostic énergétique adaptée de [Gourmelon, 2015] est illustrée sur la figure 4.1. Deux étapes majeures composent cette méthodologie :

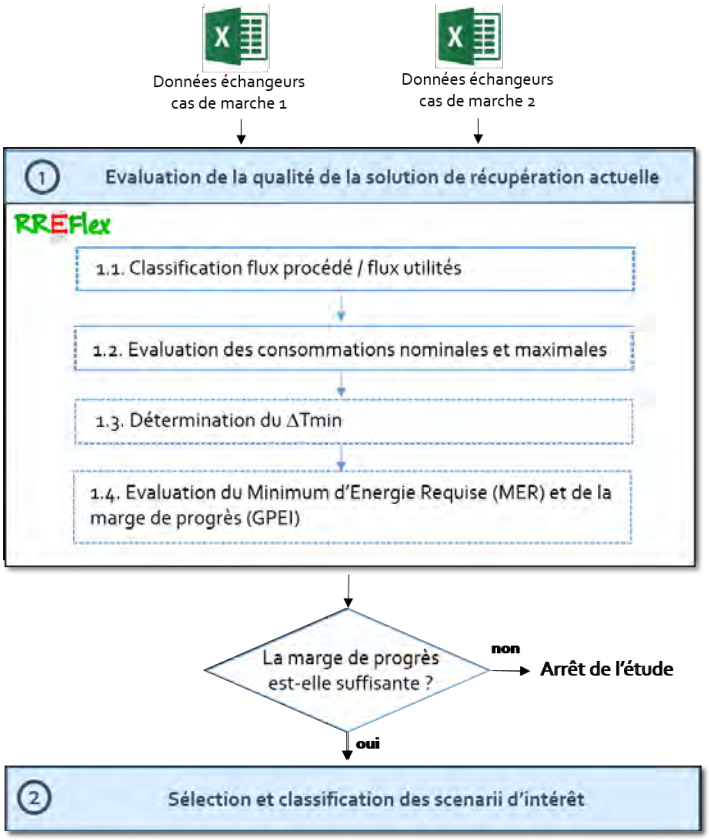


Figure 4.1 : *Organigramme général de la phase de diagnostic énergétique.*

- L'étape 1 vise à évaluer la qualité de la solution de récupération mise en oeuvre sur le procédé nominal. Pour cela, l'ingénieur quantifie la *consommation énergétique nominale* (en utilités chaude et froide) et les compare à :
  - la *consommation énergétique maximale* du procédé obtenue si aucun échange d'intégration n'était installé sur le procédé,
  - la *consommation énergétique minimale* (MER) du procédé obtenue si le procédé correspondant au maximum de récupération énergétique était installé. Les MER en utilités chaude et froide sont évalués en utilisant l'analyse pincement. Comme nous l'avons précisé dans la section précédente, cette consommation minimale correspond à celle du scenario 1 évoqué dans le tableau 4.3 dans lequel l'ingénieur envisage une

restructuration complète du réseau d'échangeurs. Même si pour des raisons évidentes de viabilité du réseau (économique et opérationnelle), cette solution ne constitue généralement pas la solution idéale, c'est une limite thermodynamique inférieure qui constitue donc une cible de consommation minimale. Les consommations minimale, maximale et nominale ainsi calculées, il est ensuite possible de les positionner sur une échelle de consommation permettant de rapidement rendre compte de la marge d'amélioration envisageable (figure 4.2).



Figure 4.2 : *Echelle de consommations énergétiques d'un procédé.*

- L'évaluation du critère appelé GPEI («Global Potential Energy Improvement») que nous expliciterons dans la section 4.2.4.2, permettra de conclure rapidement sur la pertinence de la poursuite de l'analyse. Dans ce cas, la sélection et la classification des scenarii d'intérêt qui feront l'objet d'une analyse plus approfondie lors de l'étape de synthèse ultérieure sera réalisée. C'est au niveau de cette étape de sélection et de classification des scenarii que notre contribution est la plus significative. Elle fera donc l'objet d'une description détaillée dans la section 4.3.

4.2 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle

4.2.1 Distinction flux «procédé»/ flux «utilité»

L'analyse de la solution existante requiert d'abord l'analyse du réseau d'échangeurs de chaleur installé sur le procédé. Pour cela, il convient de faire la distinction entre deux types de flux :

- *Les flux «utilité»* : ces courants correspondent à des flux extérieurs au procédé permettant d'apporter la chaleur ou le froid nécessaire au fonctionnement de celui-ci. Dans la démarche d'amélioration de l'efficacité énergétique, l'ingénieur cherche à diminuer la consommation en flux «utilités». Ces flux ne seront donc pas intégrés dans la liste des courants pour l'analyse pincement.
- *Les flux «procédé»* : ce sont les courants du procédé qu'il est nécessaire de chauffer ou de refroidir. Ces courants doivent être intégrés dans la liste des courants pour l'analyse pincement.



Application au Biodiesel

Dans le tableau 4.4, les flux «procédé»de l'exemple Biodiesel apparaissent sur fond blanc tandis que les flux «utilité»apparaissent respectivement en bleu pour les utilités froides et en rouge pour les utilités chaudes.

Tableau 4.4 : *Exemple Biodiesel : cas de marche 1 - distinction flux procédé/flux utilités.*

Nom module	Type échangeur	Q (kW)	COURANT CHAUD				COURANT FROID			
			Nom	Tin (°C)	Tout (°C)	Fcp (kW/K)	Nom	Tin (°C)	Tout (°C)	Fcp (kW/K)
E-401	Intégration	115,82	108	79,45	64,22	7,61	92	54,39	68,00	8,51
E-402	Intégration	292,70	103	116,54	79,45	7,89	94	68,00	103,00	8,36
E-403	Utilité chaude	194,55	Vapeur 6bar	165,15	165,15	0	95	103,00	125,00	8,84
E-404	Utilité froide	105,88	109	64,22	50,00	7,45	Eau de Tour	18,00	23,00	0
E-405	Utilité froide	132,60	102	116,05	35,89	1,65	Eau de Tour	18,00	23,00	0
E-406	Intégration	15,66	88	74,54	63,84	1,46	79	60,00	69,00	1,74
E-407	Utilité chaude	110,06	Vapeur 6bar	165,12	165,12	0	82	69,00	123,01	2,04
E-408	Utilité froide	106,10	80	74,28	55,48	5,65	Eau glacée	3,00	8,00	0
E-409	Utilité froide	572,99	Cond. C-401	95,92	80,96	38,30	Eau glacée	3,00	8,00	0
E-410	Utilité chaude	617,11	Vapeur 12bar	192,00	192,00	0	Bouill. C-401	101,35	150,00	12,68
E-411	Intégration	66,62	124	150,00	91,60	1,14	107	67,50	95,00	2,42

4.2.2 Détermination de la température minimale d'approche

La température minimale d'approche ΔT_{min} désigne l'écart de température minimal autorisé entre le courant chaud et le courant froid dans un échangeur de chaleur. Comme l'illustre la figure 4.3, c'est un paramètre essentiel qui conditionne la récupération énergétique potentielle réalisable sur le procédé [Smith, 2005]. Ainsi une faible valeur de $\Delta Tmin$ induit un fort potentiel de récupération ce qui conduit à une consommation minimale en utilités chaude et froide et donc à des coûts opératoires (OPEX) plus faibles. En contrepartie, un faible $\Delta Tmin$ implique de recourir à un échangeur de chaleur possédant une aire d'échange importante induisant un coût d'investissement plus élevé (CAPEX).

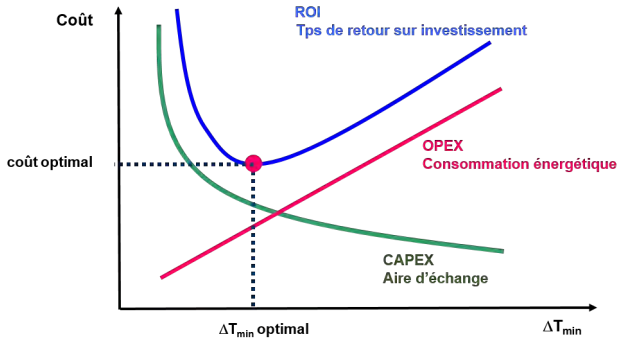


Figure 4.3 : *Coûts vs $\Delta Tmin$.*

Bien que l'on puisse montrer qu'il existe une valeur optimale du $\Delta Tmin$ qui minimiserait le temps de retour sur investissement (figure 4.3), la détermination de la valeur du $\Delta Tmin$ repose davantage sur l'expérience. En effet, le choix du $\Delta Tmin$ est conditionné par :

- la technologie des échangeurs exploités sur le site : ainsi par exemple un échangeur compact autorise un $\Delta Tmin$ plus faible qu'un échangeur tubulaire.
- le type de flux participant à l'échange : les coefficients d'échange d'une vapeur se condensant étant significativement plus élevés qu'un liquide chaud, un $\Delta Tmin$ plus faible sera donc autorisé dans ce cas...

Dans le cadre de l'approche RREFlex, le MER calculé doit pouvoir être comparé à la consommation nominale. Ceci impose donc de fixer la valeur du $\Delta Tmin$ considérée dans le cadre de l'étape de diagnostic énergétique à la valeur du $\Delta Tmin$ observée sur le réseau d'échangeur nominal.

$$\Delta Tmin = \underset{i \in NE_{pp}, k \in N_{cm}}{min} [(T_{i,k}^{c,in} - T_{i,k}^{f,out}); (T_{i,k}^{c,out} - T_{i,k}^{f,in})]$$

où $NEpp$ est la nombre d'échangeurs «procédé-procédé» et Ncm le nombre de cas de marche du procédé.

Application au Biodiesel

Le tableau 4.5 présente les données de température pour chaque échangeur et pour les deux cas de marche. D'après ce tableau, on note un ΔT_{min} est de 3,8°C.

Tableau 4.5 : *Exemple Biodiesel : données échangeurs pour les deux cas de marche.*

			CAS DE MARCHE 1					CAS DE MARCHE 2				
Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Tin (°C)	Tout (°C)	Tin (°C)	Tout (°C)	Δtmin	Tin (°C)	Tout (°C)	Tin (°C)	Tout (°C)	Δtmin
E-401	INTEGRATION	115,82	79,45	64,22	54,39	68,00	9,83	79,45	57,87	40,00	66,91	12,54
E-402	INTEGRATION	292,70	116,54	79,45	68,00	103,00	11,45	116,54	79,45	68,00	103,00	11,45
E-403	UTILITE CHAUDE	194,55	165,15	165,15	103,00	125,00	40,15	165,15	165,15	103,00	125,00	40,15
E-404	UTILITE FROIDE	105,88	64,22	50,00	18,00	23,00	32,00	57,87	43,39	18,00	23,00	25,39
E-405	UTILITE FROIDE	112,60	116,05	35,89	18,00	23,00	17,89	120,00	35,89	18,00	23,00	17,89
E-406	INTEGRATION	15,66	74,54	63,84	60,00	69,00	3,84	74,54	63,84	60,00	69,00	3,84
E-407	UTILITE CHAUDE	110,06	165,12	165,12	69,00	123,01	42,11	165,12	165,12	69,00	123,01	42,11
E-408	UTILITE FROIDE	106,10	74,28	55,48	3,00	8,00	52,48	74,28	55,48	3,00	8,00	52,48
E-409	UTILITE FROIDE	572,99	95,92	80,96	3,00	8,00	77,96	95,92	81,58	3,00	8,00	78,58
E-410	UTILITE CHAUDE	617,11	192,00	192,00	101,35	150,00	42,00	192,00	192,00	101,35	150,00	42,00
E-411	INTEGRATION	66,62	150,00	91,60	67,50	95,00	24,10	150,00	91,60	68,70	90,66	22,90

4.2.3 Evaluation des consommations nominale et maximale

4.2.3.1 Consommation nominale en utilité

Les consommations nominales en utilités chaude et froide, $U_{c,nom}$ et $U_{f,nom}$ correspondent respectivement aux consommations du procédé actuel en utilité chaude et froide. Elles sont évaluées à partir des consommations observées sur les échangeurs avec utilité chaude et froide. Dans le cas d'un procédé faisant état de plusieurs cas de marche, les durées des phases transitoires entre deux cas de marche consécutifs sont négligées. La consommation en utilité du procédé correspond donc à la somme des consommations évaluées sur chaque cas de marche pondérée par la durée relative du cas de marche considéré.

$$U_{c,nom} = \sum_{k=1}^{N_{cm}} \sum_{i=1}^{N_{E_{pu}^c}} dr_k \cdot Q_{pu,i,k}^c \tag{4.2}$$

$$U_{f,nom} = \sum_{k=1}^{N_{cm}} \sum_{i=1}^{N_{E_{pu}^f}} dr_k \cdot Q_{pu,i,k}^f \tag{4.3}$$

Où :

- $N_{E^c_{pu}}$ et $N_{E^f_{pu}}$ désignent les nombres échangeurs «procédé-utilité» faisant respectivement intervenir une utilité chaude et une utilité froide.
- dr_k correspond à la durée relative du cas de marche k, d_k étant la durée du cas de marche et d_p la durée totale de fonctionnement du procédé :

$$dr_k = \frac{d_k}{d_p} \tag{4.4}$$

4.2.3.2 Consommation maximale en utilité

D'une manière analogue, nous pouvons calculer les consommations maximales en utilité chaude $U_{c,max}$ et en utilité froide $U_{f,max}$ à l'aide des équations suivantes :

$$U_{c,max} = \sum_{k=1}^{N_{cm}} dr_k \cdot \left(\sum_{i=1}^{N_{E^c_{pu}}} Q^c_{pu,i,k} + \sum_{i=1}^{N_{E_{pp}}} Q_{pu,i,k} \right) \tag{4.5}$$

$$U_{f,max} = \sum_{k=1}^{N_{cm}} dr_k \cdot \left(\sum_{i=1}^{N_{E^f_{pu}}} Q^f_{pu,i,k} + \sum_{i=1}^{N_{E_{pp}}} Q_{pu,i,k} \right) \tag{4.6}$$



Application au Biodiesel

Le tableau 4.6 récapitule les consommations obtenues pour chacun des cas de marche et la consommation globale pour le procédé Biodiesel.

Tableau 4.6 : *Exemple Biodiesel - consommations nominale et maximale.*

		Nominal (kW)	Maximal (kW)
Cas de marche 1 (durée relative = 0,75)	utilité chaude	921,7	1412,5
	utilité froide	917,6	1408,4
	Tpincement (°C)		
Cas de marche 2 (durée relative=0,25)	utilité chaude	904,3	1444,9
	utilité froide	921,7	1462,3
	Tpincement (°C)		
Global	utilité chaude	917,35	1420,6
	utilité froide	918,6	1421,9

4.2.4 Regroupement de courants et évaluation du MER

Les consommations nominales et maximales ayant été évaluées, l'ingénieur peut calculer le MER. Le premier scénario envisage une restructuration complète du procédé ; l'ingénieur va donc considérer tous les flux «procédé» chauds et froids du procédé étudié, remettant ainsi en question tous les échangeurs d'intégration. Les flux «utilités» ne sont pas pris en compte. Cette évaluation nécessite un regroupement préalable des flux de chaleur.

4.2.4.1 Regroupement de courants

La liste des courants, établie en vue du calcul du MER, doit faire l'objet d'une analyse attentive. En particulier, la question du regroupement se pose lorsqu'un même flux matière est concerné par plusieurs échangeurs de chaleur. Afin d'illustrer cette procédure, appliquons là sur une partie du procédé Biodiesel illustré sur la figure 4.4.

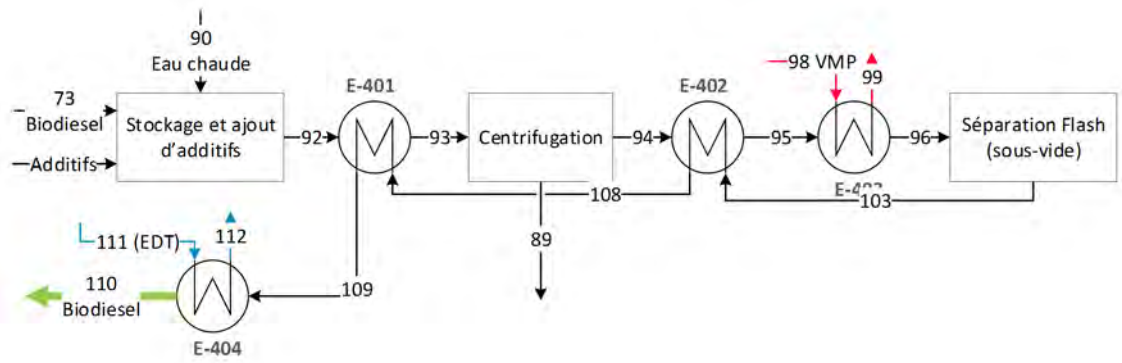


Figure 4.4 : *Extrait du procédé Biodiesel.*

Application au Biodiesel

Sur la partie du procédé représenté sur la figure 4.4, intéressons-nous aux flux 103, 108 et 109 qui traversent successivement les échangeurs E-402, E-401 et E-404. Deux listes de courants peuvent être établies selon le choix de regroupement de courant considéré. Le tableau 4.7 présente la liste des courants non regroupés (aussi appelés *sous courants*). C'est sous cette forme que les données sont disponibles initialement (voir tableau 4.9). Les informations relatives à la topologie du procédé (*upstreamIndex*, *downstreamIndex* et *index* décrits dans le chapitre 2) permettent alors le regroupement automatique des courants dans l'application RREFlex et la génération du tableau composé des courants regroupés aussi appelés courants (tableaux 4.8 et 4.10).

Tableau 4.7 : *Liste des courants non regroupés : notion de sous courants.*

Courant	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kW/°C)
103	T103	T108	$\frac{\lvert Q_{E-402}\rvert}{T_{103}-T_{108}}$
108	T108	T109	$\frac{\lvert Q_{E-401}\rvert}{T_{108}-T_{109}}$
109	T109	T110	$\frac{\lvert Q_{E-404}\rvert}{T_{109}-T_{110}}$

Tableau 4.8 : *Liste des flux regroupés : notion de courant regroupé.*

Courant	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kW/°C)
103+108+109	T103	T110	$\frac{\lvert Q_{E-402}+Q_{E-404}+Q_{E-410}\rvert}{T_{110}-T_{103}}$

Les tableaux complets présentant la liste des courants non regroupés et des courants regroupés sont présentés dans les tableaux 4.9 et 4.10.

Tableau 4.9 : *Exemple Biodiesel - liste des sous-courants.*

		CAS DE MARCHE 1			CAS DE MARCHE 2		
Nom	**Type**	**FCp (kW\°C)**	**Tin (°C)**	**Tout (°C)**	**FCp (kW\°C)**	**Tin (°C)**	**Tout (°C)**
108	CHAUD	7,61	79,45	64,22	352,60	79,45	57,87
103	CHAUD	7,89	116,54	79,45	7,89	116,54	79,45
109	CHAUD	7,45	64,22	50,00	6,00	57,87	43,39
102	CHAUD	1,65	116,05	35,89	1,62	120,00	35,89
88	CHAUD	1,46	74,54	63,84	1,46	74,54	63,84
80	CHAUD	5,65	74,28	55,48	5,65	74,28	55,48
condenser	CHAUD	38,30	95,92	80,96	40,10	95,92	81,58
124	CHAUD	1,14	150,00	91,60	1,17	150,00	91,60
92	FROID	8,51	54,39	68,00	6,10	40,00	66,91
94	FROID	8,36	68,00	103,00	8,36	68,00	103,00
95	FROID	8,84	103,00	125,00	8,84	103,00	125,00
79	FROID	1,74	60,00	69,00	1,74	60,00	69,00
82	FROID	2,04	69,00	123,01	2,04	69,00	123,01
boiler	FROID	12,68	101,35	150,00	12,68	101,35	150,00
107	FROID	2,42	67,50	95,00	3,10	68,70	90,66

Tableau 4.10 : *Exemple Biodiesel - liste de courants regroupés.*

		CAS DE MARCHE 1			CAS DE MARCHE 2		
Nom	**Type**	**FCp (kW\°C)**	**Tin (°C)**	**Tout (°C)**	**FCp (kW\°C)**	**Tin (°C)**	**Tout (°C)**
103+108+109	CHAUD	7,73	116,54	50,00	7,43	116,54	43,39
102	CHAUD	1,65	116,05	35,89	1,62	120,00	35,89
88	CHAUD	1,46	74,54	63,84	1,46	74,54	63,84
80	CHAUD	5,65	74,28	55,48	5,65	74,28	55,48
condenser	CHAUD	38,30	95,92	80,96	40,10	95,92	81,58
124	CHAUD	1,14	150,00	91,60	1,17	150,00	91,60
94+95	FROID	8,55	68,00	125,00	8,55	68,00	125,00
79+82	FROID	2,00	60,00	123,01	2,00	60,00	123,01
92	FROID	8,51	54,39	68,00	6,10	40,00	66,91
boiler	FROID	12,68	101,35	150,00	12,68	101,35	150,00
107	FROID	2,42	67,50	95,00	3,10	68,70	90,66

Le regroupement ainsi réalisé et la valeur du ΔT_{min} ayant été déterminée, il est possible de représenter la liste des courants chauds et froids du procédé sur un diagramme double - échelle ainsi que les échangeurs du procédé nominal (voir figure 4.5). Ce mode de représentation est très souvent exploité dans le cadre de l'analyse pincement car il permet de visualiser très distinctement la répartition des flux disponibles (en chaud ou en froid) en fonction de leur niveau de température. Le positionnement des échangeurs de chaleur sur ce diagramme apporte pour sa part un éclairage particulier pour l'analyse de leur «placement» au sens de l'analyse pincement. Ce point sera développé plus largement dans la section 4.3.

4.2.4.2 Evaluation du MER et de la marge de progrès

Les consommations minimales en utilité chaude $U_{c,min}$ et en utilité froide $U_{f,min}$ sont ensuite déduites du calcul du MER réalisé au moyen de l'algorithme PTA («Problem Table Algorithm») appliqué à la liste de courant préalablement définie. Dans le cas où les courants ne sont pas regroupés (tableau 4.9), l'évaluation des FCp, réalisée sur des intervalles de température plus petits, conduit à une représentation plus proche de la réalité. C'est donc sur la base de la liste des *sous-courants* que sera évalué le MER.

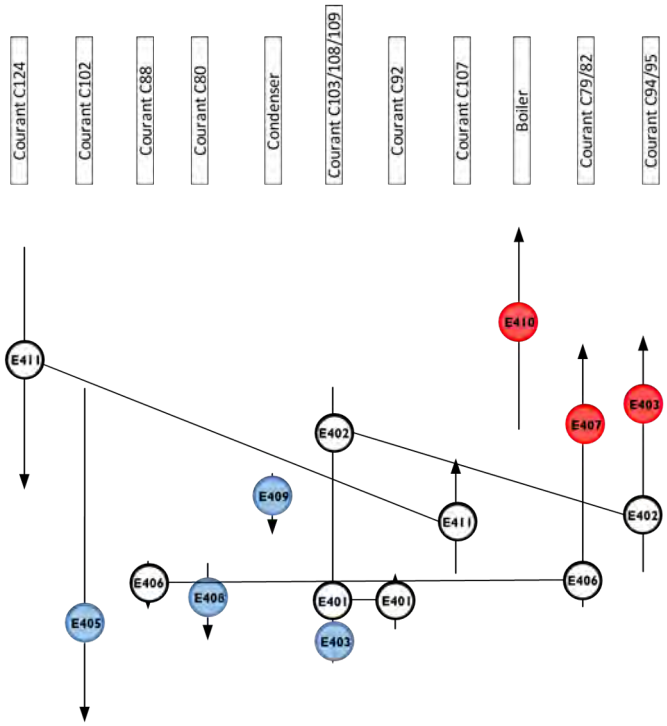


Figure 4.5 : *Procédé Biodiesel - diagramme double échelle.*

Le calcul du MER ayant déjà fait l'objet de nombreux ouvrages (cf. [Smith, 2005], [Klemes, 2013]), il ne sera pas détaillé ici.

Les consommations minimales en utilités chaude et froide ayant été effectué, la marge de progrés atteignable et évaluée via l'évaluation du GPEI («Global Potential Energy Improvement»).

$$GPEI = \frac{U_{c,nom} - U_{c,min}}{U_{c,max} - U_{c,min}} = \frac{U_{f,nom} - U_{f,min}}{U_{f,max} - U_{f,min}} \tag{4.7}$$

Comme le souligne l'équation (4.7), ce critère dont la valeur est comprise entre 0 et 1 présente l'avantage d'être identique que l'on considère les consommations en utilité chaude ou en utilité froide. Il donne ainsi un aperçu très précis de la marge de progrès encore accessible par le remodelage du réseau d'échangeurs de chaleur. A ce stade de l'analyse, un GPEI faible (par exemple, inférieur à 5%) signifie que le procédé est bien intégré et que la marge d'amélioration accessible par remodelage du réseau d'échangeur de chaleur est limitée.

Application au Biodiesel

L'évaluation du Minimum d'Energie Requise pour chacun des cas de marche du procédé exploite le tableau de sous-courants (voir tableau 4.11) et conduit aux résultats récapitulés dans le tableau 4.11 et à l'échelle de consommation en utilités chaude représentée sur la figure 4.6. Notons que bien que les valeurs de consommation soient différentes, l'allure de l'échelle de consommation en utilités froide serait strictement la même.

Une marge d'amélioration supérieure à 20% justifie que l'analyse soit poursuivie.

Tableau 4.11 : *Procédé Biodiesel - Minimum d'Energie Requise et GPEI.*

		Minimal (kW)	Nominal (kW)	Maximal (kW)	GPEI (%)
Cas de marche 1 (durée relative = 0,75)	utilité chaude	712,7	921,7	1412,5	
	utilité froide	708,6	917,6	1408,4	
	Tpincement (°C)	94			
Cas de marche 2 (durée relative=0,25)	utilité chaude	686,4	904,3	1444,9	
	utilité froide	703,8	921,7	1462,3	
	Tpincement (°C)	105			
Global	utilité chaude	706,1	917,35	1420,6	29,6%
	utilité froide	707,4	918,6	1421,9	

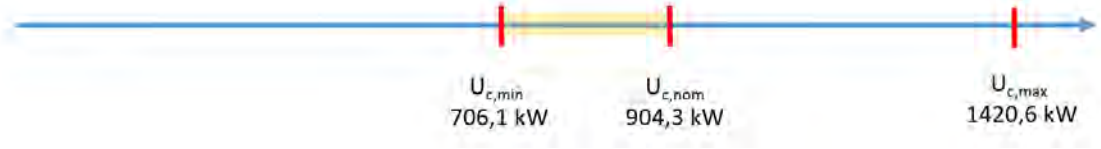


Figure 4.6 : *Echelle des consommations énergétiques d'un procédé.*

4.3 Sélection et classification des scenarii d'intérêt

Dans le cas où l'analyse précédente a conclu à la pertinence d'un remodelage du réseau d'échangeurs nominal, il convient d'analyser de manière plus détaillée ce réseau afin de détecter le(s) échangeur(s) de chaleur limitant(s) pour l'amélioration énergétique des procédés. La restructuration du réseau d'échangeurs conduisant au MER est rarement envisageable par les industriels car il induit souvent des coûts d'investissement trop importants et conduit à un réseau difficilement opérable. Une solution plus raisonnable économiquement consiste à conserver les échangeurs d'intégration (procédé-procédé) déjà installés en envisager de substituer les échanges procédé-utilité par des échangeurs procédé-procédé. Une première approche a été développée par S. Gourmelon [Gourmelon, 2015] mais cette dernière présente des limites que nous allons nous attacher à expliciter dans cette section. Une approche alternative visant à sélectionner les scenarii d'intérêt et à les classer selon leur potentiel d'amélioration sera ensuite développée et appliquée à l'exemple fil rouge.

4.3.1 Approche originale [Gourmelon, 2015]

4.3.1.1 Description de l'approche

Afin d'analyser en détail le réseau d'échangeurs nominal, S. Gourmelon [Gourmelon, 2015] propose l'ensemble des scenarii de remodelage envisageables pour le procédé considéré. Comme indiqué dans l'introduction de cette section, 2^{Npp} scenarii sont envisageables, chacun des scenarii se distinguant par la liste des échangeurs préservés/remis en question.

Afin d'aider l'ingénieur dans son choix des scenarii d'intérêt S. Gourmelon [Gourmelon, 2015] propose d'évaluer le Minimum d'Energie Requise pour chacun de ces scenarii. Cette évaluation s'appuie sur le même principe que le calcul du Minimum d'Energie Requise dans le cas d'une restructuration complète à la différence près qu'un retraitement de la liste des courants à considérer doit être préalablement effectué. L'algorithme d'évaluation du MER dans ce cas est illustré sur la figure 4.7.

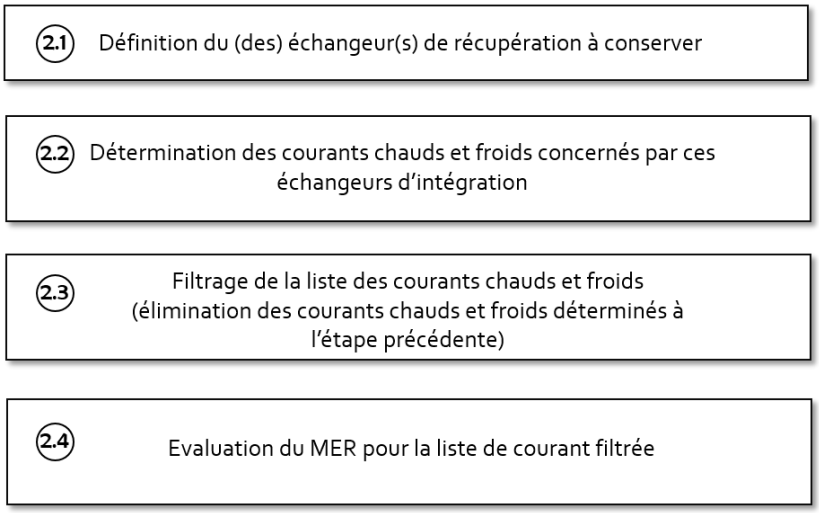


Figure 4.7 : *Approche proposée par [Gourmelon, 2015] pour l'analyse des réseaux d'échangeurs.*

Dans l'approche qu'il préconise, S. Gourmelon suppose que les échangeurs conservés fonctionneront dans le réseau d'échangeurs remodelé sur les mêmes plages de températures que dans le réseau nominal. Dès lors «conserver un échangeur»consiste à exclure de la liste des sous-courants à considérer pour le calcul du MER les sous-courants concernés par l'échangeur préservé.
La liste des échangeurs de chaleur à préserver ayant été déterminée (étape 2.1), la procédure visant à évaluer le MER pour ce scenario vise à recenser les paires de sous-courants chauds et froids concernés par ces échangeurs (étape 2.2) à exclure ces derniers de la liste des sous-courants (étape 2.3) puis à calculer le MER sur la base de cette nouvelle liste.



Application au Biodiesel

Pour illustrer cette procédure, intéressons-nous à l'évaluation du MER dans le cas de la conservation de l'ensemble des échangeurs du réseau nominal. Le tableau 4.12 présente la liste des courants avant filtrage. Chaque paire de sous-courant qui est concernée par chaque échangeur préservé est matérialisée par une couleur spécifique.
Le tableau 4.13 présente alors la liste des courants après filtrage.
C'est sur la base de cette nouvelle liste de sous-courants que le MER est calculé. Le tableau 4.14 présente les résultats obtenus pour l'ensemble des scenarii possibles.
Un examen attentif de ces résultats permet de remarquer que les scenarii les plus prometteurs sont les scenarii remettant en cause les échangeurs E-402 et E411. Ceci est tout à fait cohérent dans la mesure où ces deux échangeurs contribuent à un transfert d'énergie à travers le pincement (échangeurs dit «cross-pinch» [Linnhoff and Hindmarsh, 1983]), comme le montre le diagramme double échelle tracé sur la figure 4.8 en faisant apparaitre la température de pincement.

Tableau 4.12 : *Exemple Biodiesel - Filtrage de la liste des sous-courants.*

Nom	Type	FCp	Tin (°C)	Tout (°C)
108	CHAUD	7,606	79,4	64,2
103	CHAUD	7,891	116,5	79,4
109	CHAUD	7,446	64,2	50,0
102	CHAUD	1,654	116,1	35,9
88	CHAUD	1,464	74,5	63,8
80	CHAUD	5,646	74,3	55,5
condenser	CHAUD	38,296	95,9	81,0
124	CHAUD	1,141	150,0	91,6
92	FROID	8,512	54,4	68,0
94	FROID	8,363	68,0	103,0
95	FROID	8,843	103,0	125,0
79	FROID	1,740	60,0	69,0
82	FROID	2,038	69,0	123,0
boiler	FROID	12,685	101,4	150,0
107	FROID	2,423	67,5	95,0

Echangeurs préservés

E-401
E-406
E-402
E-411

Tableau 4.13 : *Exemple Biodiesel - Liste des sous-courants exploitée pour le calcul du MER.*

Nom	Type	FCp	Tin (°C)	Tout (°C)
109	CHAUD	7,446	64,2	50,0
102	CHAUD	1,654	116,1	35,9
80	CHAUD	5,646	74,3	55,5
condenser	CHAUD	38,296	95,9	81,0
95	FROID	8,843	103,0	125,0
82	FROID	2,038	69,0	123,0
boiler	FROID	12,685	101,4	150,0

Tableau 4.14 : *Exemple Biodiesel - Evaluation des différents scenarii.*

					Cas de marche 1		Cas de marche 2	
Scenario	E-401	E-402	E-406	E-411	$U_{c,min}$(kW)	$U_{f,min}$(kW)	$U_{c,min}$(kW)	$U_{f,min}$(kW)
1	✗	✗	✗	✗	711,1	715,7	686,4	703,8
2	✓	✗	✗	✗	711,1	715,7	686,4	703,8
3	✗	✓	✗	✗	782,5	786,7	762,1	779,6
4	✗	✗	✓	✗	711,1	715,7	686,4	703,8
5	✗	✗	✗	✓	765,8	769,9	746,9	764,3
6	✓	✓	✗	✗	782,5	786,7	762,1	779,6
7	✓	✗	✓	✗	711,1	715,7	686,4	703,8
8	✓	✗	✗	✓	765,8	769,9	766,9	764,3
9	✗	✓	✓	✗	782,5	786,7	762,1	779,6
10	✗	✓	✗	✓	837,2	841,4	818,3	835,7
11	✗	✗	✓	✓	765,8	769,9	746,9	764,3
12	✓	✓	✓	✗	782,5	786,7	762,1	779,6
13	✓	✓	✗	✓	837,2	841,4	818,3	835,7
14	✓	✗	✓	✓	765,8	769,9	746,9	764,3
15	✗	✓	✓	✓	837,2	841,4	818,3	835,7
16	✓	✓	✓	✓	837,2	841,4	818,3	835,7

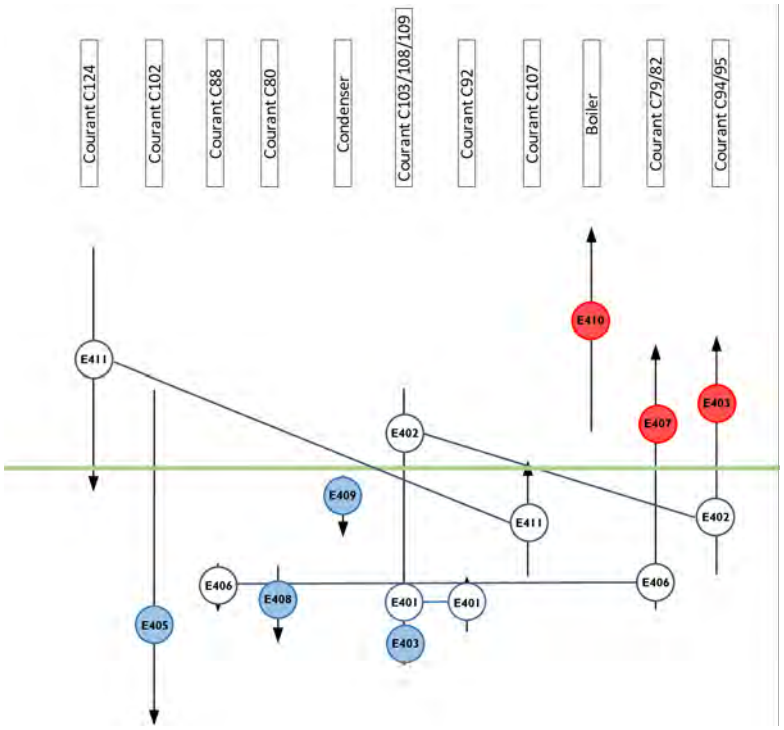


Figure 4.8 : *Procédé Biodiesel - diagramme double échelle avec la température de pincement.*

4.3.1.2 Limites de l'approche

L'approche développée précédemment est très intéressante car elle permet d'identifier rapidement les échangeurs limitants du procédé nominal. Dans cette approche, la solution préconisée consiste à remettre en cause l'échange et donc à démanteler l'échangeur. Cependant cette solution peut parfois s'avérer trop contraignante. A titre d'exemple, la figure 4.9 présente les échangeurs d'intégration du réseau d'échangeur nominal (diagramme de gauche). L'échangeur E-411 notamment étant mal «positionné» au regard de l'analyse pincement (échangeur «cross pinch»), l'approche développée par S. Gourmelon suggère une remise en question totale de l'échange entre les courants C124 et C107. Or, plus que l'échange entre ces deux courants, ce sont les températures aux bornes de l'échangeur E-411 qu'il conviendrait de reconsidérer. Il est donc probablement possible de le conserver et de le faire opérer sur des plages de température différentes de manière à ce que cela soit moins pénalisant pour la consommation en utilité chaude.

Dans un échangeur de chaleur, la quantité de chaleur échangée dépend de l'écart de températures moyen observé entre le courant chaud et le courant froid (ΔT_{ml}) :

$$Q = UA \cdot \Delta T_{ml} \tag{4.8}$$

Où $\Delta T_{ml} = \frac{(T_{c,in} - T_{f,out}) - (T_{c,out} - T_{f,in})}{\ln\left(\frac{T_{c,in} - T_{f,out}}{T_{c,out} - T_{f,in}}\right)}$ et UA est le produit du coefficient d'échange par l'aire d'échange de l'échangeur de chaleur.

A échange fixé (paire courant chaud / courant froid), et pour un échangeur donné (aire d'échange et technologie d'échangeur fixée), le produit UA reste identique. La quantité de chaleur échangée et les nouvelles températures observées aux bornes de l'échangeur doivent donc tenir compte de

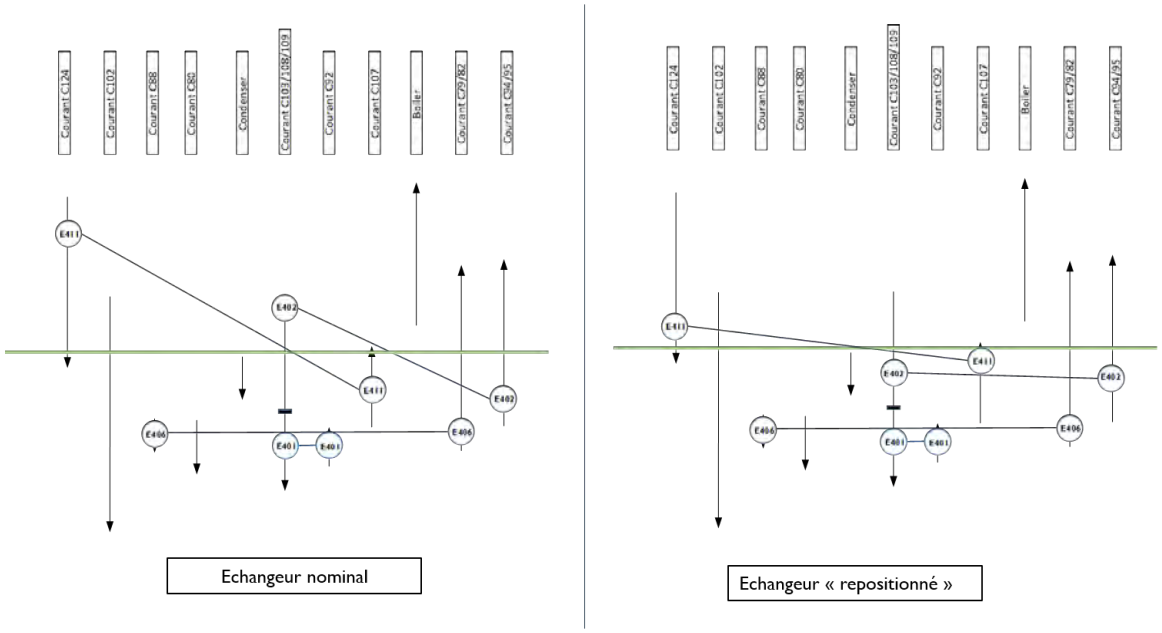


Figure 4.9 : *Réseau d'échangeur nominal Vs Réseau d'échangeurs avec échanges repositionnés.*

cette contrainte. Par ailleurs, conformément aux principes de l'analyse pincement, repositionner l'échangeur pour réduire la consommation énergétique consisterait à réduire la valeur de ΔT_{ml} pour lui permettre de s'approcher du ΔT_{min} souhaité. La figure 4.10 donne un exemple de repositionnement de l'échangeur E-411.

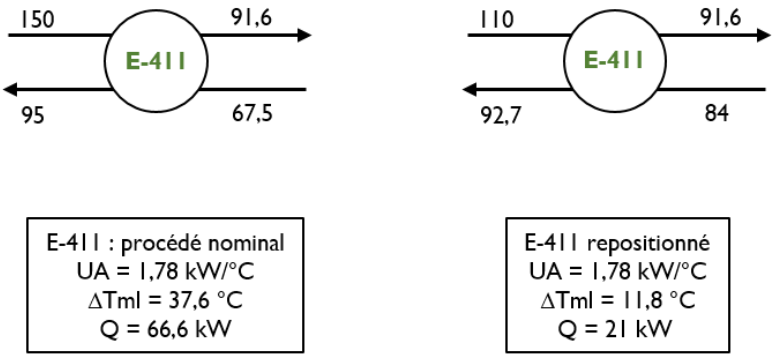


Figure 4.10 : *Echangeur nominal Vs Echangeur repositionné.*

Même si, comme l'illustre cet exemple, le repositionnement d'un échangeur implique une réduction de la quantité de chaleur récupérée, il présente l'avantage de conserver des échangeurs déjà installés et offre plus de possibilités d'échanges aux nouveaux échangeurs. L'allure du réseau global ainsi remodelé consistant dans ce cas en un repositionnement des échangeurs E-411 et E-402 est représenté sur la figure 4.10 (à droite). Ce repositionnement n'est toutefois pas forcément possible pour tous les échangeurs. D'autre part, les valeurs de températures conduisant à la solution la plus pertinente seront déterminées lors de l'étape de synthèse des réseaux remodelés (voir chapitre 5).
L'approche que nous allons développer dans la suite de ce chapitre, vise plutôt à analyser chaque échangeur pour juger de sa capacité à être «repositionné». Une sélection et un classement des scenarii d'intérêt seront ensuite réalisés sur la base de cette analyse.

4.3.2 Approche avec repositionnement des échangeurs conservés

La figure 4.11 présente l'organigramme de la démarche que nous proposons.

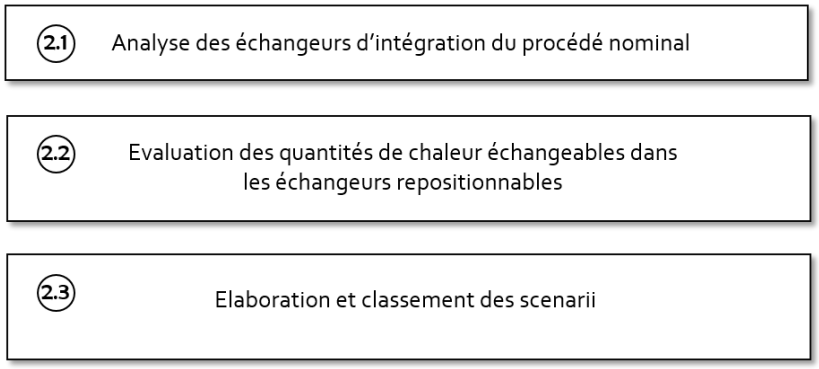


Figure 4.11 : *Organigramme de l'approche dédiée à la sélection des scenarii d'intérêt.*

4.3.2.1 Analyse des échangeurs d'intégration du procédé nominal

La première étape de la méthodologie repose sur une analyse approfondie du positionnement des échangeurs de chaleur déjà présents sur le réseau d'échangeur nominal. La figure 4.12 présente les trois cas de figure qui peuvent se présenter.

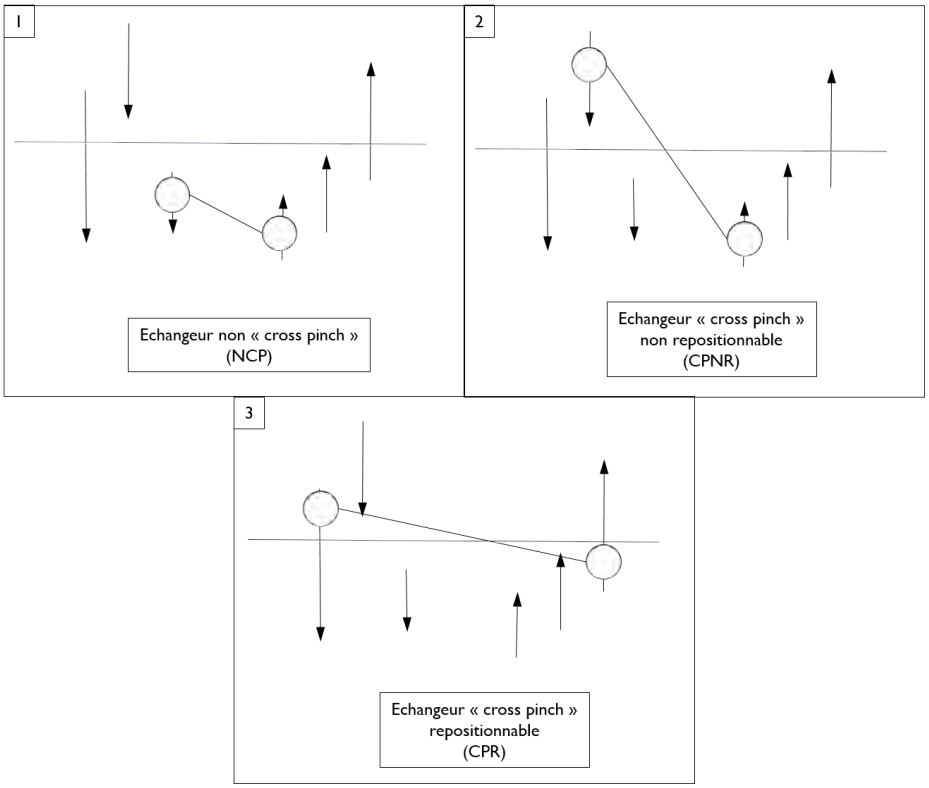


Figure 4.12 : *Typologie de placement des échanges de chaleur.*

1. L'échangeur est un échangeur non «cross pinch» (NCP) cet échangeur est bien placé selon les principes de l'analyse pincement. Cet échangeur sera donc préservé dans le cadre de tous les scenarii étudiés.

2. L'échangeur est un échangeur «cross pinch» mais compte tenu de la position respective des courants par rapport à l'analyse pincement (courants chauds et froids de part et d'autre de la température de pincement), le repositionnement de cet échangeur est impossible. Cet échangeur sera remis en cause dans le cadre de tous les scenarii étudiés. Cet échangeur sera qualifié d'échangeur cross pinch non repositionnable (CPNR).

3. L'échangeur est «cross pinch» mais les courants chaud et froid existent de part et d'autre de la température de pincement ; il est donc repositionnable (CPR). Dans ce cas, il conviendrait d'estimer la quantité d'énergie échangeable dans cet échangeur une fois repositionné.



Application au Biodiesel
Les échangeurs du procédé Biodiesel sont alors classifiés comme suit :

Tableau 4.15 : *Procédé Biodiesel : Analyse des échangeurs de chaleur*

	Cas de Marche 1	**Cas de Marche 2**
E401	Non «Cross Pinch»	Non «Cross Pinch»
E402	«Cross Pinch»repositionnable	«Cross Pinch»repositionnable
E-406	Non «Cross Pinch»	Non «Cross Pinch»
E-411	«Cross Pinch»repositionnable	«Cross Pinch»repositionnable

4.3.2.2 Etude des échangeurs repositionnables

Dans cette étape, la quantité de chaleurs récupérable par chaque échangeur une fois repositionnés $Q_{ech,CCi-CFk}$ est donc évaluée. Cette procédure vise à déterminer la plage de température $[T_{inf}, T_{sup}]$ sur laquelle les courants CC_i et CF_k sont présents conjointement et en déduit ensuite la quantité de chaleur échangeable sur cette plage de température.
Afin de présenter la procédure, reprenons l'exemple académique déjà traité dans le chapitre 1. La figure 4.13 représente le diagramme double-échelle de l'exemple académique. Notons que contrairement aux diagrammes représentés dans le chapitre 1, ce diagramme fait apparaître une seule échelle : l'échelle des température moyennes. Comme cela avait été souligné dans le chapitre 1, il apparait clairement que l'échangeur I1 est « non cross pinch » (NCP). Il n'y a donc pas lieu de le repositionner.

L'échangeur I2 par contre, est un échangeur « Cross Pinch Repositionnable » (CPR), pour ce courant, il conviendrait d'évaluer la quantité d'énergie récupérable avec cette échangeur lorsqu'il sera repositionné. La procédure de calcul s'appuie sur les étapes de l'algorithme PTA [Smith, 2005] et l'adapte en tenant compte des échanges que l'on souhaite conserver. Elle est décrite sur la figure 4.14.

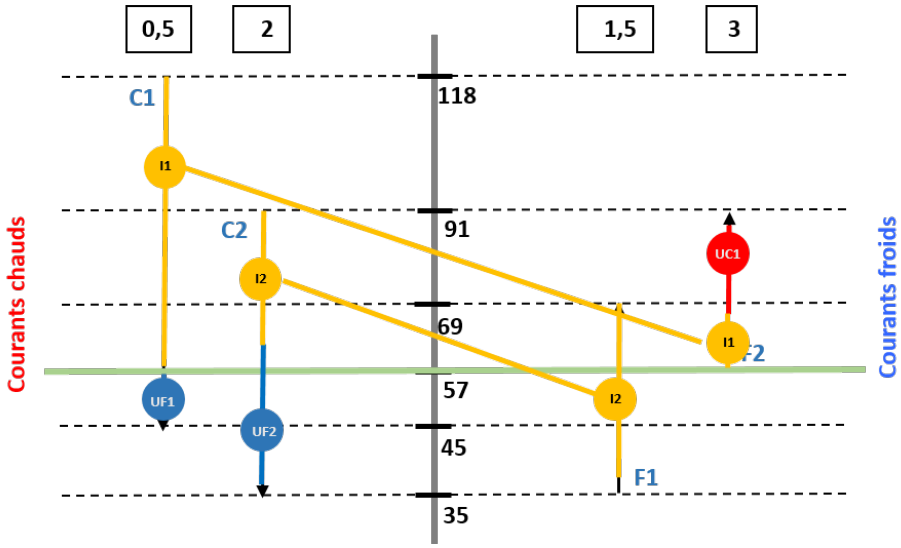


Figure 4.13 : *Diagramme double échelle de l'exemple académique.*

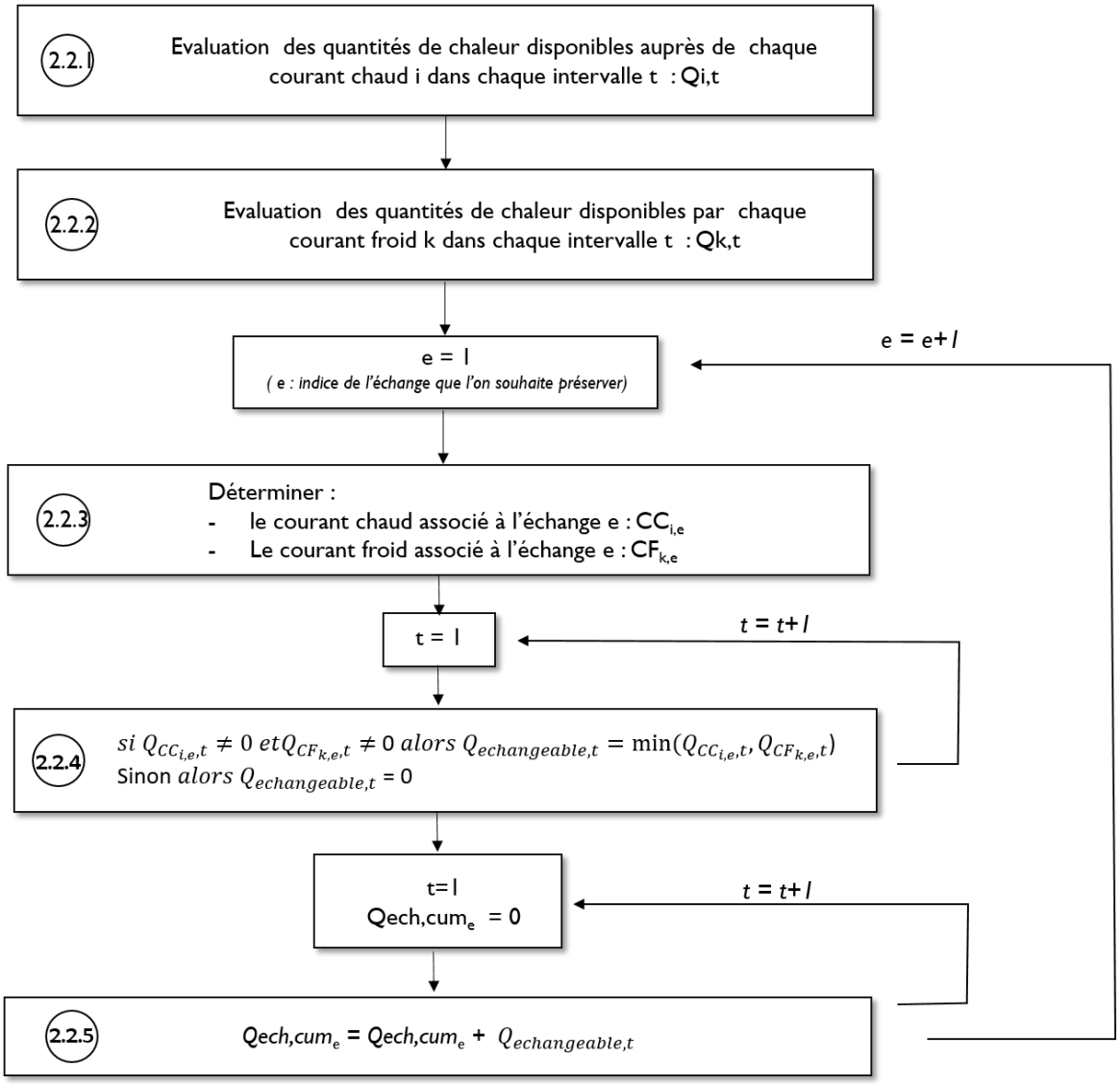


Figure 4.14 : *Procédure de repositionnement d'un échangeur le long du pincement.*

Etapes 221 et 2.2.2 : Les flux d'énergie disponibles (resp. requis) auprès de chaque courant chaud (reps. Froid) sur chaque intervalle de température sont déduits du diagramme double-echelle. Ces flux sont notés Qt ou t désigne le numéro de l'intervalle.

Puis, pour chaque échangeur e à repositionner,

Etape 2.2.3 : Les courants chaud $CC_{i,e}$ et froid $CF_{k,e}$ concernés par l'échange sont identifiés.

Etape 2.2.4 : Pour chaque intervalle t, la quantité de chaleur échangeable entre les courants chaud $CC_{i,e}$ et froid $CF_{k,e}$ est évaluée. Si les flux $Q_{CC_{i,e}}$ et $Q_{CF_{k,e}}$ sont différents de 0 alors le flux échangeable entre les courants chaud et froid sur l'intervalle considéré correspond au minimum des deux flux.

Etape 2.2.5 : La quantité de chaleur échangeable cumulée pour chaque échange e Q_{ech,cum_e} est calculée.

Notons cependant que pour garantir la faisabilité de l'échange, il est nécessaire de s'assurer que l'échangeur repositionné possède une aire d'échange suffisamment grande pour réaliser l'échange. Pour s'en assurer, la quantité de chaleur maximale échangeable $Q_{max,echa_e}$ par l'échangeur e compte tenu de la valeur du UA est évaluée. L'objectif étant de faire fonctionner l'échangeur au plus près du ΔT_{min}, on a :

$$Q_{max,echa_e} = UA_e \cdot \Delta T_{min} \tag{4.9}$$

Dès lors, la quantité de chaleur récupérable via le repositionnement d'un échangeur «cross pinch» repositionnable sera définie par :

$$Q_{ech,CC_i-CF_k} = min(Q_{max,echa_e}; Q_{ech,cum_e}) \tag{4.10}$$

Tableau 4.16 : *Exemple académique calcul du degré de repositionnement de l'échange I2 .*

t	T* (°C)	QCCi (kW)		QCF,k (kW)		QechCCi,CFk (kW)	Qech,cum (kW)
		C1	C2	F1	F2		
1	118	13,5				0	51
2	91	11	44		66	0	51
3	69	6	24	18	36	18	51
4	57	6	24	18		18	33
5	45		20	15		15	15
6	35						

$$Q_{ech,I2} = 51kW \tag{4.11}$$



Application au Biodiesel

Pour les échangeurs identifiés comme «cross pinch» repositionnable sur le procédé Biodiesel, les quantités de chaleur récupérable sont données dans le tableau 4.17.
Dès lors, il apparait évidement que l'échangeur à privilégier pour le repositionnement est l'échangeur E-402. L'échangeur E-411 pourrait lui aussi être repositionné mais présente un potentiel d'amélioration très inférieur.

Tableau 4.17 : *Degré de repositionnement des échanges de chaleurs.*

$Q_{rep,k}$	**Cas de Marche 1**	**Cas de Marche 2**
E402	90,1	90,1
E-411	6,8	3,45

4.3.2.3 Définition et classement des scenarii

Dans cette dernière étape, les résultats obtenus lors des étapes précédentes sont exploités afin d'élaborer et de classer les scenarii d'intérêt qui feront l'objet d'une analyse approfondie dans la suite de la procédure. Plus précisément, on définira plusieurs scenarii définis comme suit et classés par ordre de potentiel de récupération.

- **Scenario 1** : *scenario de remodelage minimal*
  Conservation de tous les échangeurs d'intégration.
- **Scenario 2 à** N_{si} : *scenarii intermédiaires*
  Pour tous les scenarii intermédiaires, il est décidé de :
  - remettre en cause tous les échangeurs «cross pinch»non repositionnable,
  - conserver tous les échangeurs non «cross pinch».

On définit ensuite autant de scenarii que d'échangeurs «cross pinch repositionnables». Chaque scenario conservant entre 0 et N_{cpr} échangeurs repositionnables sélectionnés par ordre décroissant de $Q_{rep,k}$:

- **Scenario** $N_{si} + 2$: *scenario de remodelage complet*
  Comme souligné à plusieurs reprises dans ce chapitre, ce scenario qui correspond au remodelage complet du réseau d'échangeurs ne présente pas un intérêt opérationnel majeur mais il constitue une cible de consommation minimale. Il peut donc être intéressant pour l'ingénieur de savoir à quoi devrait ressembler le réseau pour s'approche au plus près du MER.



Application au Biodiesel

Dans l'exemple Biodiesel, cette analyse conduit à la définition de 3 scenarii :

- le scenario de remodelage minimal,
- deux scenarii intermédiaires dans lesquels :
  - tous les échangeurs non «cross pinch» (E-406 et E401) ne sont pas remis en cause,
  - tous les échangeurs «cross pinch» repositionnables (E-402 et E411) sont successivement remis en cause par ordre de potentiel de repositionnement.
- enfin, le scenario de remodelage complet.

Quatre scenarii de remodelage sont ainsi obtenus et reportés dans le tableau 4.18. Au

> vue du faible potentiel du repositionnement de l'échangeur E-411, seuls trois scenarii sont retenus : le 1, le 12 et le 16.

Tableau 4.18 : *Procédé Biodiesel - Scenarii retenus.*

Scenario	E-401	E-402	E-406	E-411	
Statut	*NCP*	*CPR*	*NCP*	*CPR*	
1	✗	✗	✗	✗	Remodelage complet
7	✓	✗	✓	✗	Scenarii intermédiaires
12	✓	✓	✓	✗	
16	✓	✓	✓	✓	Remodelage minimal

4.4 Conclusion

Ainsi, dans la partie diagnostic, un critère, le GPEI, permettant de quantifier la marge de progrès atteignable a été développé. L'intérêt de la suite de l'analyse énergétique est alors validé à cette étape.
Ensuite, une approche a permis la sélection et la classification de scenarii d'intérêt pour l'étape de synthèse de réseaux qui suit. Basée sur l'approche développée dans [Gourmelon, 2015], elle est enrichie de la notion d'échangeurs «cross pinch»repositionnables qui minimisent la perte d'énergie en changeant les températures aux bornes de l'échangeur. Une stratégie a alors été développée pour évaluer le potentiel de chaque scenario avec échangeur repositionnable. Un classement a enfin été établi afin de ne considérer dans les étapes suivantes que les scenarii d'intérêt.

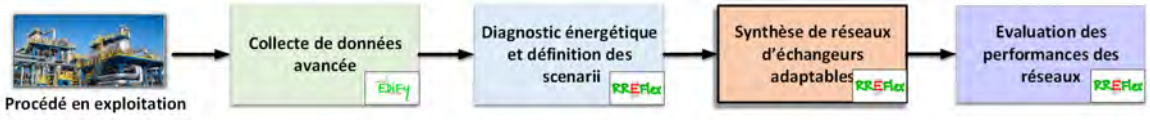
Figures

4.1 Organigramme général de la phase de diagnostic énergétique. 101
4.2 Echelle de consommations énergétiques d'un procédé. 102
4.3 Coûts vs $\Delta Tmin$. 103
4.4 Extrait du procédé Biodiesel. 106
4.5 Procédé Biodiesel - diagramme double échelle. 108
4.6 Echelle des consommations énergétiques d'un procédé. 109
4.7 Approche proposée par [Gourmelon, 2015] pour l'analyse des réseaux d'échangeurs. 110
4.8 Procédé Biodiesel - diagramme double échelle avec la température de pincement.112
4.9 Réseau d'échangeur nominal Vs Réseau d'échangeurs avec échanges repositionnés.113
4.10 Echangeur nominal Vs Echangeur repositionné. 113
4.11 Organigramme de l'approche dédiée à la sélection des scenarii d'intérêt. 114
4.12 Typologie de placement des échanges de chaleur. 114
4.13 Diagramme double échelle de l'exemple académique. 116
4.14 Procédure de repositionnement d'un échangeur le long du pincement. 116

Chapitre 5

Modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables

Le modèle mathématique permettant la synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables est développé dans ce chapitre. Tout d'abord, le modèle de base de synthèse de réseaux d'échangeurs est présenté. Des extensions, telles que la topologie avec échangeurs en parallèle ou la mise en place de contraintes de compatibilité entre courants, lui sont ensuite apportées et le paramétrage de ces extensions est expliqué. Enfin, ce modèle est étendu aux problématiques du remodelage et de l'adaptabilité.



Sommaire

Résumé **121**
Introduction **123**
5.1 Modèle de PLM pour la synthèse initiale (GRASSROOT) d'un réseau d'échangeurs **125**
5.1.1 Enoncé du problème 125
5.1.2 Equations fondamentales d'un échangeur de chaleur 125
5.1.2.1 Principes de modélisation 126
5.1.3 Formulation du modèle de PLM associé 127
5.1.3.1 Représentation 127
5.1.3.2 Nomenclature 128
5.1.3.3 Formulation PML du problème de base 129
5.1.3.4 Exploitation du modèle mathématique sur le cas Biodiesel . . 131
5.2 Extensions et paramétrage du modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs **134**
5.2.1 Contrainte sur le nombre total d'échanges 134
5.2.2 Contrainte sur le nombre d'échanges par courant 135
5.2.2.1 Affectation des intervalles au-dessus du pincement 136
5.2.2.2 Affectation des intervalles en dessous du pincement 136
5.2.2.3 Réconciliation du nombre d'intervalles par courant 139
5.2.3 Topologie de réseau avec échangeurs en parallèle 141
5.2.3.1 Extension du modèle 141
5.2.3.2 Paramétrage 142
5.2.4 Prise en compte de l'incompatibilité des courants 145
5.2.5 Contrainte de seuil sur les échangeurs 148
5.2.5.1 Contrainte fixant un seuil minimum sur la quantité de chaleur 148
5.2.5.2 Contrainte en température 150
5.3 Modèle dédié au remodelage de réseaux d'échangeurs **152**
5.3.1 Stratégies de remodelage 152
5.3.2 Stratégie avec conditions opératoires fixés pour les échangeurs conservés 153
5.3.3 Stratégie avec conditions opératoires libres pour les échangeurs conservés 153
5.3.3.1 Relation linéaire modélisant le comportement d'un échangeur existant 153
5.3.3.2 Contraintes du modèle de PLM 156
5.4 Modèle pour le remodelage de réseaux adaptables **161**
5.4.1 Enoncé du problème 161
5.4.2 Procédure pour la synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables 161
5.4.3 Formulation du modèle de PLM associé au problème d'intégration énergétique multi-période 162
5.4.4 Détermination de l'aire d'échange A_e effective pour chaque échangeur . 163
5.4.5 Détermination des taux de partage 163
Table des figures **170**

Introduction

Ce chapitre présente le modèle mathématique de synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur mis en oeuvre au sein du noyau de calcul de l'outil RREFlex. Celui-ci intervient après l'étape de diagnostic énergétique décrit dans le chapitre précédent. Ce diagnostic a permis d'établir le potentiel d'intégration énergétique de l'installation ainsi que les objectifs de gain énergétique atteignables. L'étape précédente a également défini de nombreux scenarii d'intégration, ce chapitre décrit la méthode de synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur d'un scénario donné.

Lors de la conception d'un procédé, la mise en place d'un réseau d'échangeurs de chaleur est un des moyens privilégiés pour réduire notablement la consommation énergétique d'une unité et par voie de conséquence, de réduire les coûts de production. La synthèse d'un tel réseau est, par nature, un problème très combinatoire qui consiste à satisfaire les besoins énergétiques (calories ou frigories) des courants de procédé en les couplant de manière appropriée plutôt que de faire appel à des utilités externes.

Cependant, la phase d'exploitation d'une unité de production pouvant s'étendre sur plusieurs dizaines d'années, il est courant que les opérations unitaires d'un procédé évoluent pour s'adapter à de nouveaux besoins. C'est pourquoi il est fréquent que les réseaux d'échangeurs de chaleur conçus plusieurs années auparavant, ne soient alors plus optimum au regard des coûts énergétiques et des conditions opératoires. Afin d'améliorer les performances des réseaux déjà existants, il est généralement nécessaire de les remodeler (ou retrofitting, en anglais), en réalisant soit des modifications sur les échangeurs existants (comme l'ajout de surface d'échange, l'introduction de by-pass, leur relocalisation sur le procédé, etc.), soit par l'ajout de nouveaux échangeurs.

Différentes approches existent pour traiter ce problème. Néanmoins, on peut les classer en deux grandes catégories :

- les méthodes basées sur l'analyse Pincement : [Nordman and Berntsson, 2009], [Osman et al., 2009] et [Piacentino, 2011] ont utilisé ces approches pour résoudre des problèmes de remodelage,
- les méthodes de programmation mathématique : [Smith et al., 2010], [Wang et al., 2012] ou encore [Sreepathi and Rangaiah, 2014a] ont proposé des solutions utilisant ces méthodes.

Récemment, [Sreepathi and Rangaiah, 2014b] ont réalisé un article passant en revue les méthodes de remodelage de réseaux d'échangeurs et leurs applications. Il en ressort que les méthodologies basées sur la programmation mathématique tiennent aujourd'hui une place prépondérante et c'est aussi le choix qui a été fait lors du développement de la méthodologie RREFlex. Précisons par ailleurs, que la formulation des modèles mis en oeuvre se base exclusivement sur la Programmation Linéaire Mixte ou PLM (ou «Mixed Integer Linear Programming »soit MILP en anglais). En effet, les modélisations comportant des contraintes non linéaires aboutissent à des formulations basées sur la programmation non linéaire mixte (MINLP), induisant de la non-convexité. Le temps de calcul des modèles MINLP et même la faisabilité de ces modèles sans de bons points initiaux reste encore aujourd'hui un point ardu.

La suite de ce chapitre est décomposée en 3 parties :

- Tout d'abord, le modèle de base pour la synthèse initiale (synthèse dite «GRASSROOT») de réseaux d'échangeurs de chaleur est présenté. Des extensions et le paramétrage du modèle sont également détaillés.
- Dans un second temps, les évolutions et extensions du modèle nécessaire au traitement du problème de remodelage (synthèse dite «RETROFIT ») sont décrites.
- Enfin, la formulation du modèle de remodelage dédiée à la synthèse de réseaux adaptables est détaillée.

5.1 Modèle de PLM pour la synthèse initiale (GRASSROOT) d'un réseau d'échangeurs

5.1.1 Enoncé du problème

Le problème de synthèse initiale (dite synthèse GRASSROOT) de réseaux d'échangeurs exposée dans cette section s'énonce de la façon suivante. On note S, l'ensemble des courants du procédé à intégrer. Cet ensemble se divise en un sous-ensemble H de courants chauds à refroidir et en un sous-ensemble C de courant froid à réchauffer ($S = H \cup C$). Chaque courant est caractérisé par sa capacité calorifique FCp, sa température d'entrée Tin et sa température de sortie $Tout$. L'objectif est de déterminer le réseau d'échangeurs de chaleur satisfaisant les deux critères suivants :

- le coût d'utilité minimum,
- le nombre d'échangeur de chaleur minimum.

L'explication de cet objectif s'appuie sur le fait qu'un réseau d'échangeurs de chaleur qui nécessite un coût opératoire minimal et le moins d'échangeurs possible est très proche de l'optimum économique (cf. [Linnhoff and Hindmarsh, 1983]).

Le résultat attendu doit permettre de définir le réseau en spécifiant les informations suivantes :

- la quantité de chaleur en utilité chaude et froide nécessaire,
- la topologie du réseau, i.e. les couplages entre courants et le nombre de couplages,
- la quantité de chaleur échangée et les températures aux bornes de tous les échangeurs.

Par ailleurs, les hypothèses suivantes sont prises en compte pour modéliser le problème de synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur.

- l'enthalpie d'un courant est supposée être une fonction linéaire de la température, ce qui induit que la capacité calorifique Cp de chaque courant est supposée constante sur la plage de température couverte par celui-ci,
- la température minimale d'approche ΔT_{min} est spécifiée par l'ingénieur du site ou par l'observation du réseau existant.

5.1.2 Equations fondamentales d'un échangeur de chaleur

Les composants fondamentaux d'un réseau sont évidemment les échangeurs de chaleur, supposés ici fonctionner à contre-courant. La figure 5.1.a montre la représentation topologique d'un tel échangeur de chaleur et la figure 5.1.b, la symbolisation employée pour les représenter dans les solutions.

Dans un échangeur de chaleur à contre-courant e, la quantité de chaleur Q_e échangée entre un courant chaud h et un courant froid c est calculée selon l'équation (5.1) :

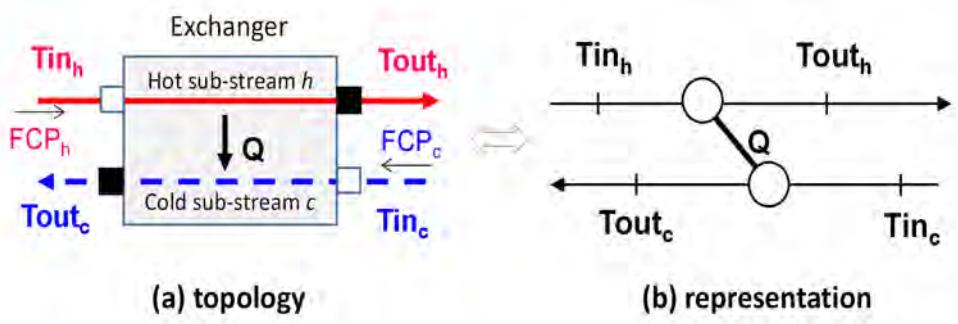


Figure 5.1 : *Echangeur de chaleur à contre-courant e.*

$$Q_e = FCp_h \cdot (Tin_h - Tout_h) = FCp_c \cdot (Tout_c - Tin_c) \tag{5.1}$$

FCp_h et FCp_c sont les capacités calorifiques des courants (débit x chaleur spécifique) respectivement des courants chauds h et courants froids c traversant l'échangeur. Tin_h et $Tout_h$ sont respectivement la température du port d'entrée et du port de sortie de l'échangeur coté courant chaud h et Tin_c et $Tout_c$ sont respectivement la température du port d'entrée et du port de sortie de l'échangeur coté courant froid c.
Une autre valeur caractéristique est l'écart de température aux ports de l'échangeur qui sont $\Delta T_1 = Tin_h - Tout_c$ et $\Delta T_2 = Tout_h - Tin_c$. La température minimale d'approche d'un réseau d'échangeur est liée à la technologie des échangeurs employés.

5.1.2.1 Principes de modélisation

Un courant de procédé peut être réchauffé ou refroidi en traversant successivement un ou plusieurs échangeurs de chaleur montée en série ou en parallèle. Par conséquent, seule une part de ce courant, appelée «sous-courant» participe à un échange donné. Par conséquent, un courant peut être modélisé comme une succession de sous-courants dont le nombre sera égal au nombre d'échanges auxquels il participe. Chaque sous-courant est caractérisé par un intervalle de température qui définit les températures des ports d'entrée et de sortie de l'échangeur pour les sous-courants chaud et froid.
Selon cette représentation, un échange de chaleur est défini comme un couple constitué du sous-courant chaud et du sous-courant froid mis en contact.

A titre d'exemple, la figure 5.2 représente une solution de couplage pour le courant chaud $H1$: un échange avec les courants froids $C1$ (échange 2) et $C2$ (échange 1) respectivement et un échange avec une utilité froide. Le courant chaud $H1$ a donc été divisé en trois sous-courants bornés respectivement par les intervalles $[47, 98]$, $[98, 163]$ et $[163, 190]$. Les conditions opératoires de l'échangeur utilisé pour mettre en oeuvre l'échange 1 sont également indiquées sur la figure 5.2.

Le nombre d'échanges auxquels participe chaque courant est a priori inconnu, ainsi que les intervalles de température associées à chaque sous-courant. L'objectif du modèle d'optimisation est alors de déterminer ces informations en minimisant la quantité d'énergie extérieure à apporter au procédé.

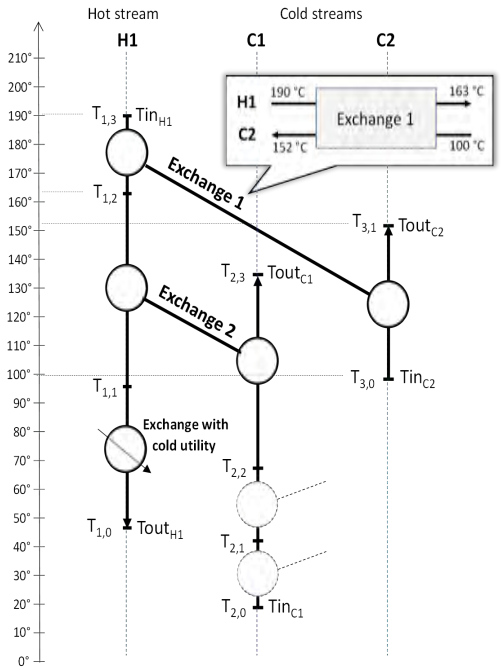


Figure 5.2 : *Notion de sous-courant et d'intervalle de température.*

5.1.3 Formulation du modèle de PLM associé

5.1.3.1 Représentation

Le principe est de décomposer chaque courant en intervalle (ou plage de température) dont le nombre et les températures aux bornes sont des inconnues. Chaque intervalle coté chaud doit être associé à un intervalle coté froid en satisfaisant les bilans thermiques et les lois thermodynamique. La sélection d'un échange est réalisée au moyen de variables binaires. Ce problème s'apparente à un problème de transbordement qui pourrait être modélisé via un graphe de flot biparti avec contraintes de potentiel.

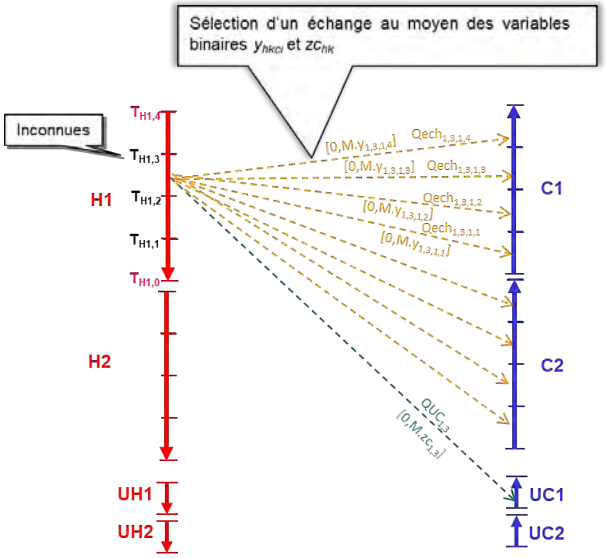


Figure 5.3 : *Représentation d'un problème composé de 2 courants chauds et 2 courants froids avec au plus 4 échanges par courant.*

Basé sur ce principe, le modèle de PLM associé est décrit dans la suite.

5.1.3.2 Nomenclature

Dans le but de formuler le modèle MILP proposé, la nomenclature ci-dessous est proposée. Les ensembles et indices utilisés sont d'abord introduits, ainsi que les paramètres caractérisant chaque courant et les coûts exploités pour la fonction objectif.

Ensembles :

- $\boldsymbol{S}$: ensemble des courants tel que $S = H \cup C$
- $\boldsymbol{H}$: sous-ensemble des courants chauds avec $NH = card(H)$
- $\boldsymbol{C}$: sous-ensemble des courants froids avec $NC = card(C)$
- I_s : ensemble des sous-courants du courant s
- I_h : ensemble des sous-courants pour le courant chauds h
- I_c : ensemble des sous-courants pour le courant froid c

Indices :

- $\boldsymbol{s}$: indice des courants, $s \in S$
- $\boldsymbol{h}$: indice des courants chaud, $h \in H$
- $\boldsymbol{c}$: indice des courants froids, $c \in C$
- $\boldsymbol{i}$: indice des intervalles du courant s, $i \in I_s$
- $\boldsymbol{k}$: indice des intervalles du courant chaud h, $k \in I_h$
- $\boldsymbol{l}$: indice des intervalles du courant froid c, $l \in I_c$

Paramètres :

- Tin_s : température d'entrée du courant s [K]
- $Tout_s$: température de sortie du courant s [K]
- FCp_s : capacité calorifique du courant s [kW.K^{-1}]
- N_s : nombre maximum d'échanges souhaité pour le courant s $N_s = card(I_s)$
- $\boldsymbol{\Delta Tmin}$: température d'approche pour le procédé considéré [K]
- $\boldsymbol{CUH}$: coût unitaire pour les utilités chaudes [€.kW^{-1}]
- $\boldsymbol{CUC}$: coût unitaire pour les utilités froides [€.kW^{-1}]
- $\boldsymbol{CFE}$: coût fixe moyen par échangeur [€]
- $\boldsymbol{MQ}$: 'big M 'pour la quantité de chaleur,
- $\boldsymbol{MT}$: 'big M 'pour la température.

Les variables de décision du modèle sont définies ci-dessous. Des variables réelles sont utilisées pour quantifier les températures et les quantités de chaleur. Des variables binaires sont mises en oeuvre pour indiquer l'existence (ou pas) d'un échange de chaleur entre deux sous-courants et pour comptabiliser les coûts fixes liées aux échangeurs.

Variables de décision :

- $Qex_{h,k,c,l}$: quantité de chaleur échangée entre l'intervalle k du courant chaud h et l'intervalle l du courant froid c [kW]
- $Q_{s,i}$: quantité de chaleur disponible sur l'intervalle i du courant s [kW]
- $QU_{s,i}$: quantité de chaleur échangée entre l'intervalle i du courant s et une utilité [kW]
- $T_{s,i}$: borne supérieure en température de l'intervalle i du courant s [K]
- $y_{h,k,c,l}$: variable binaire indiquant si l'intervalle k du courant chaud h échange avec l'intervalle l du courant froid c
- $z_{s,i}$: variable binaire indiquant si l'intervalle i du courant s échange avec une utilité

5.1.3.3 Formulation PML du problème de base

A partir de cette nomenclature, la formulation du modèle PLM peut à présent être présentée. Le modèle d'optimisation s'appuie sur des bilans thermiques globaux pour chaque courant, des bilans thermiques sur chaque intervalle, l'allocation de températures connues à certaines étapes, le calcul des quantités de chaleur des utilités chaudes et froides et des contraintes logiques. Dans cette formulation, aucune hypothèse n'est faite sur le type d'utilité chaude et froide utilisé.

Prise en compte des températures d'entrée et de sortie des courants

$$T_{c,0} = Tin_c \qquad \forall c \in C \tag{5.2}$$

$$T_{c,N_c} = Tout_c \qquad \forall c \in C \tag{5.3}$$

$$T_{h,0} = Tout_h \qquad \forall h \in H \tag{5.4}$$

$$T_{h,N_h} = Tin_h \qquad \forall h \in H \tag{5.5}$$

Dans ce modèle, les températures d'entrée et de sortie des courants sont supposées connues et fixées. Celles-ci sont affectées aux variables de température $T_{s,i}$ qui bornent chaque courant. Pour un courant chaud h, la température d'entrée Tin_h est liées à la variable $T_{h,k}$ située à l'indice $k = N_h$. Au contraire, pour un courant froid c, la température d'entrée Tin_c est reliées à la variable $T_{c,l}$ située en position $l = 0$.

Croissance des températures et respect du $\Delta Tmin$

$$T_{s,i} \geq T_{s,i-1} \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s \tag{5.6}$$

$$T_{c,l} \leq T_{h,k} - \Delta Tmin + (1 - y_{h,k,c,l}).MT \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.7}$$

$$T_{c,l-1} \leq T_{h,k-1} - \Delta Tmin + (1 - y_{h,k,c,l}).MT \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.8}$$

Les contraintes (5.6) sont nécessaires pour imposer une augmentation monotone de la température des intervalles i successifs d'un courant s. Il faut noter que $T_{s,i} = T_{s,i-1}$ quand $Q_{s,i} = 0$. Pour s'assurer que les échanges retenus durant la procédure d'optimisation soient thermodynamiquement acceptables, les contraintes (5.7) et (5.8) vérifient qu'une différence de température minimale $\Delta Tmin$ existe entre la température des ports d'entrée et la température des ports de sortie de l'échangeur. Les variables binaires $y_{h,k,c,l}$ sont utilisées pour s'assurer que ces contraintes ne soient actives que dans le cas où un couplage existe. Lorsqu'un couplage $((h,k),(c,l))$ survient, alors $y_{h,k,c,l} = 1$ et les contraintes deviennent actives, de telle sorte que la température d'approche soit bien considérée. Par contre, s'il n'y a pas de couplage avéré, $y_{h,k,c,l} = 0$ et la contribution du «big M»dans le second membre de l'équation rend l'équation inactive. La valeur de «big M»est arbitrairement fixée à la plus grande valeur de température des courants du procédé, multipliée par deux.

Dans cette version du modèle, la possibilité de disposer de plusieurs utilités chaudes et froides n'est pas prise en compte. Néanmoins, notons que des contraintes similaires pourraient être mises en oeuvre lorsque la température de sortie du courant d'utilités $UTout$ n'est pas strictement supérieure (pour les utilités chaudes) ou inférieure (pour les utilités froides) à la température de sortie des courants du procédé.

Bilan thermique au niveau de chaque sous-courant

$$Q_{h,k} = \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} Qex_{h,k,c,l} + QU_{h,k} \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h \tag{5.9}$$

$$Q_{c,l} = \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} Qex_{h,k,c,l} + QU_{c,l} \qquad \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.10}$$

$$Q_{s,i} = FCp_s \cdot (T_{s,i} - T_{s,i-1}) \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s \tag{5.11}$$

Les bilans thermiques sont réalisés sur la borne supérieure de chaque intervalle i d'un courant s. Ainsi, la contrainte (5.11) permet de calculer la température $T_{s,i}$ en prenant en compte le fait que pour deux intervalles adjacents d'un courant, la température de la borne supérieure de l'intervalle précédent correspond à la borne inférieure de l'intervalle suivant. Les contraintes (5.9) (resp. (5.10)) sont nécessaires pour s'assurer que l'intervalle k (resp. l) du courant chaud h (resp. froid c) reçoit suffisamment de frigories (resp. calories). Ces contraintes assurent que le transfert d'énergie thermique nécessaire à chaque intervalle d'un courant chaud (resp. froid) doit être égal à la somme de la quantité de chaleur échangée avec un courant froid (resp. chaud) ou une utilité froide (resp. chaude).

Bilan thermique global pour chaque courant

$$FCp_s \cdot (T_{s,N_s} - T_{s,0}) = \sum_{i \in I_s} Q_{s,i} \qquad \forall s \in S \tag{5.12}$$

Définie pour chaque courant s, la contrainte (5.12) est un bilan thermique global qui vérifie que la quantité de chaleur totale d'un courant est égale à la somme des quantités de chaleur échangées par chaque intervalle i de ce courant s.
Notons que ces contraintes ne peuvent être satisfaites que si le paramètre FCp_s est supposé constant sur toute la plage de température couverte par la courant s. En outre, celles-ci peuvent être omises dans ce modèle car les contraintes (5.12) et (5.2) à (5.5) sont suffisantes pour assurer le bilan thermique global. Cette alternative sera notamment utilisée lorsqu'un FCp_s non constant sera considéré (cf. modèle de remodelage).

Contraintes d'allocation de chaque échange

Les contraintes d'allocation (5.13) et (5.14) sont nécessaires pour matérialiser l'existence d'un couplage entre des sous-courants du procédé mais également, les couplages impliquant une utilité.

$$z_{h,k} + \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} y_{h,k,c,l} \leq 1 \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h \tag{5.13}$$

$$z_{c,l} + \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} y_{h,k,c,l} \leq 1 \qquad \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.14}$$

Une variable binaire $y_{h,k,c,l}$ égale à un indique que le couplage (h,k,c,l) existe dans le réseau, c'est à dire qu'un échangeur d'intégration couple le sous-courant chaud (h,k) et le sous-courant

froid (c, l). De même, une valeur de 1 pour la variable binaire $z_{h,k}$ implique que le sous-courant chaud (h, k) est couplé à une utilité froide via un échangeur. Réciproquement, une valeur de 1 pour la variable binaire $z_{c,l}$ indique que le sous-courant froid (c, l) est couplé à une utilité chaude via un échangeur.
Par conséquent, les contraintes (5.13) et (5.14) imposent qu'il existe au plus un échange possible (avec un sous-courant ou une utilité) par sous-courant.

Existence des échanges

$$QU_{s,i} \leq MQ.z_{s,i} \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s \tag{5.15}$$

$$Qex_{h,k,c,l} \leq MQ.y_{h,k,c,l} \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.16}$$

Les contraintes (5.15) et (5.16) forcent les variables de quantité de chaleur à zéro lorsqu'aucun couplage n'a été retenu pour le quadruplet (h, k, c, i) ou avec une utilité. La valeur «big MQ » est fixée arbitrairement à la plus grande valeur de quantité de chaleur d'un courant, multipliée par deux.

Fonction objectif

L'équation (5.17) correspond à la fonction objectif et a pour but de minimiser le nombre total d'échangeurs de chaleur (équations (5.18) et (5.19)), ainsi que le coût global des utilités. Notons que la valeur des paramètres CFE, CUC et CUH est déterminée de sorte à trouver un compromis acceptable entre coûts d'investissements et coûts opérationnels (même si ces coûts sont évalués de manière très agrégée.

$$minz = CFE.NbTotEx + (CUC \cdot \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} QU_{h,k} + CUH \cdot \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} QU_{c,l}) \tag{5.17}$$

où :

$$NbIntEx = \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} y_{h,k,c,l} \tag{5.18}$$

$$NbTotEx = NbIntEx + \sum_{s \in S} \sum_{i \in I_s} z_{s,i} \tag{5.19}$$

5.1.3.4 Exploitation du modèle mathématique sur le cas Biodiesel

Afin d'illustrer la manière d'exploiter le modèle de PLM décrit dans la section précédente, celui-ci est mis en oeuvre sur le cas Biodiesel décrit dans le chapitre 2. Sur ce procédé, il apparait 11 courants d'intérêt se répartissant en 6 courants chauds (à refroidir) et 5 courants froids (à réchauffer). La figure 5.4 représente ces courants dans un diagramme double échelle.

Pour compléter le paramétrage du modèle, il faut indiquer le nombre maximum d'échanges auxquels chaque courant est autorisé à participer. Dans le cadre de cette synthèse, une valeur par défaut commune à tous les courants a été choisie :

$$N_s = 3 \qquad \forall s \in S \tag{5.20}$$

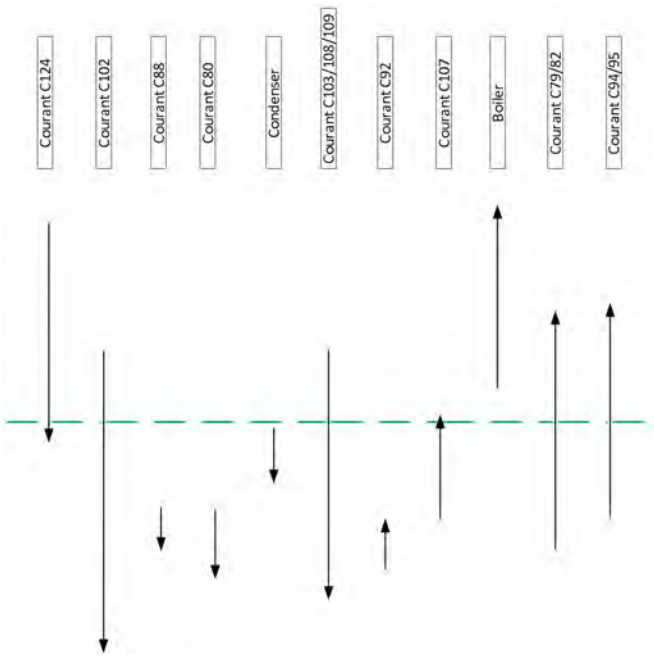


Figure 5.4 : *Diagramme double échelle du procédé de Biodiesel.*

La figure 5.5 montre sur un diagramme double échelle le réseau obtenu après résolution en utilisant ce paramétrage.

La qualité des solutions obtenues peut être évaluée à travers différents indicateurs. Pour ce cas, les indicateurs considérés concernent :

- la performance énergétique de la solution via la consommation en utilité chaude Uc, la consommation en utilité froide Uf,
- le nombre d'échangeurs.

Le tableau 5.1 récapitule les indicateurs obtenus après résolution du modèle de PLM.

Tableau 5.1 : *Résultats configuration de base pour le Biodiesel.*

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
712,36	716,51	18

Ce tableau montre que la performance énergétique de ce réseau est élevée puisque la solution est proche du MER ($Ucmin = 708kW$ et $Ufmin = 712kW$). En revanche, avec un nombre total de 18 échangeurs, sa topologie apparait plutôt complexe et induit probablement un coût d'investissement (ou CAPEX) important. Par ailleurs, la contribution de certains échangeurs proposés peut apparaître comme assez faible devant la consommation énergétique globale du procédé. Afin de pouvoir orienter l'outil de résolution vers des solutions plus proches des attendues et de pouvoir disposer de plusieurs alternatives de réseau, des contraintes supplémentaires et des extensions ont été proposées.

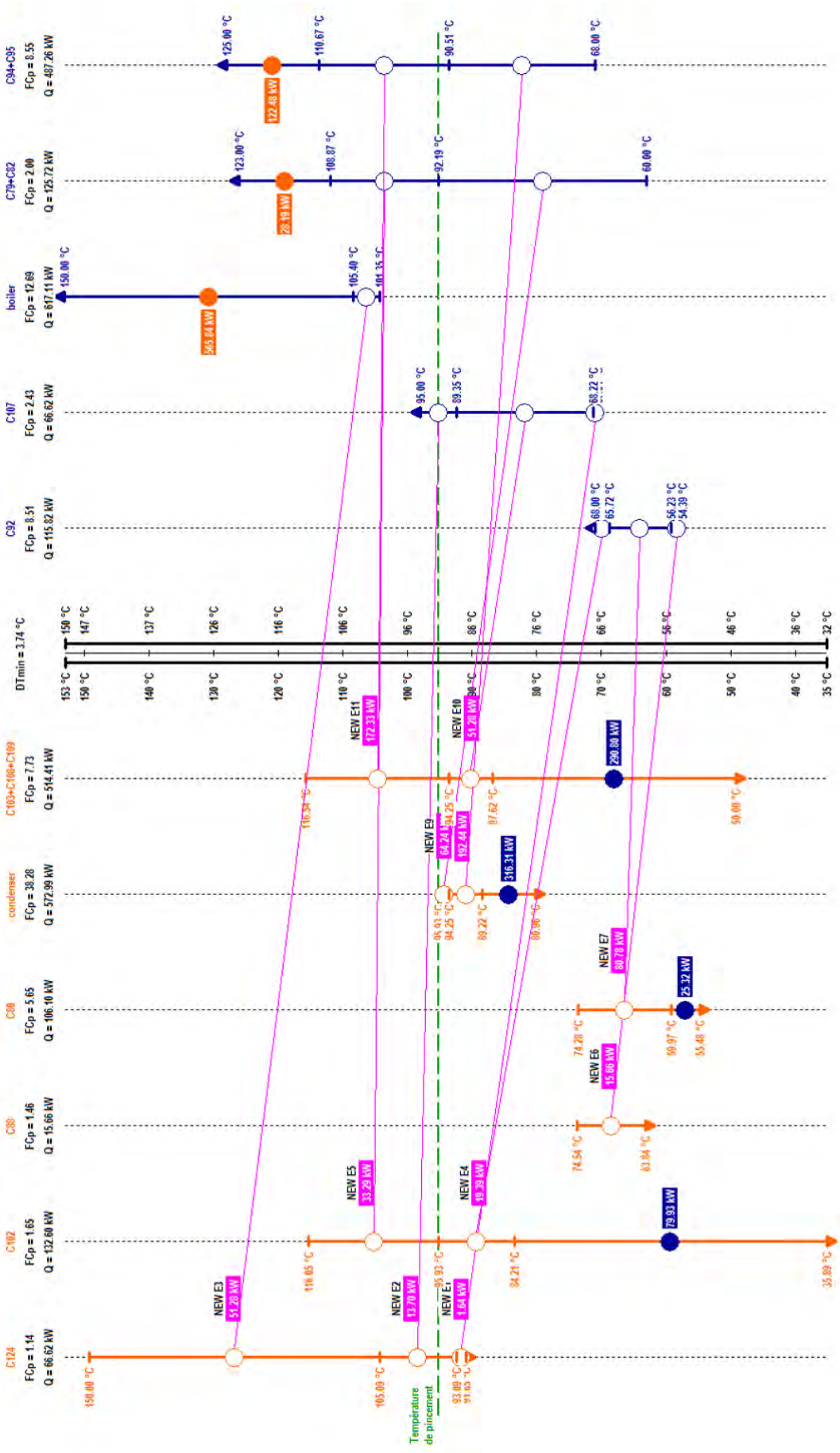


Figure 5.5 : *Solution pour la cas Biodiesel.*

5.2 Extensions et paramétrage du modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs

Afin de pouvoir proposer des réseaux alternatifs viables, plusieurs extensions et contraintes ont été formulées pour enrichir le modèle. Par ailleurs, des heuristiques s'appuyant sur l'*Analyse Pincement* (cf. [Linnhoff and Hindmarsh, 1983]) sont mises en oeuvre pour paramétrer judicieusement le modèle. Notons enfin que la mise en oeuvre de ces extensions est un moyen donné à l'utilisateur d'orienter la résolution vers des solutions qui lui paraissent « préférables ».

Cette section décrit les extensions actuellement mises en place dans le modèle ainsi que les heuristiques établies pour son paramétrage. Afin d'illustrer l'impact de ces nouvelles spécifications sur les solutions proposées, celles-ci sont appliquées sur le cas Biodiesel.

5.2.1 Contrainte sur le nombre total d'échanges

Afin de contrôler la complexité des réseaux obtenus, il est possible de limiter dans le modèle, le nombre d'échanges présent dans la solution. Si $Nech_{max}$ représente le nombre maximum d'échangeurs (intégration et utilité) souhaité dans la solution, la contrainte à ajouter est la suivante :

$$NbTotEx \leq Nech_{max} \tag{5.21}$$

Evidemment, la valeur de $Nech_{max}$ doit être choisie de manière judicieuse afin d'éviter, soit l'apparition d'infaisabilités, soit l'explosion combinatoire du modèle. L'exploitation de l'*analyse pincement* permet de définir les bornes $Nech_{min}$ et $Nech_{max}$ d'un intervalle de valeur possible au sein duquel on peut garantir l'obtention de solution, tout en maitrisant la combinatoire du modèle, soit :

$$Nech_{min} \leq Nech \leq Nech_{max} \tag{5.22}$$

La suite de cette section précise le processus d'évaluation des bornes $Nech_{min}$ et $Nech_{max}$ de cet intervalle.

En phase d'analyse initiale, le paramètre $Nech_{max}$ peut être initialisé avec le nombre d'échanges nécessaires pour atteindre le MER (même si l'obtention du réseau MER ne constitue pas l'objectif de l'étude). En effet, le MER (qui correspond au minimum énergétique atteignable) est, a priori, la cible énergétique qui nécessite le plus d'échangeur pour l'atteindre. Smith (cf. [Smith, 2005]) a montré que, pour atteindre le MER en négligeant le nombre d'interdépendance, le nombre maximum d'échangeurs nécessaire $Nech_{max}$ est calculé selon l'équation suivante :

$$Nech_{max} = [S_{surPinch} - 1] + [S_{sousPinch} - 1] \tag{5.23}$$

où $S_{surPinch}$ est le nombre de courants (utilités comprises) au-dessus du pincement et $S_{sousPinch}$ est le nombre de courants (utilités comprises) sous le pincement.

Cette valeur, ainsi calculée, correspond donc à une borne maximale du nombre d'échangeurs nécessaires.

Soit $Nech_{min}$, le nombre minimum d'échangeurs nécessaire pour trouver une solution. Ici encore, l'*analyse pincement* indique qu'en négligeant le nombre d'interdépendance, ce nombre peut être

évalué par la relation suivante :

$$Nech_{min} = NH + NC + NU - 1 \tag{5.24}$$

où NH et NC sont respectivement le nombre de courant chaud et de courant froid (cf. Nomenclature), NU est le nombre de type d'utilités (en générale, si on considère le problème de manière globale, $NU = 2$, une utilité chaude, une utilité froide), la valeur 1 correspond au nombre d'interdépendance, supposée unique en première intention. C'est pourquoi il est possible de descendre sous ce seuil si le nombre d'interdépendance est plus élevé, sinon cela conduit à une infaisabilité.

Connaissant ces deux bornes, il est ainsi possible de fixer la valeur de $Nech$ en fonction de l'objectif visé : pour un réseau permettant d'atteindre une consommation proche du MER, $Nech$ sera fixé à une valeur proche de $Nech_{max}$. Au contraire, pour obtenir un réseau de complexité réduite, $Nech$ sera fixé à une valeur proche de $Nech_{min}$. Cette procédure de réduction du nombre d'échangeur est similaire au principe de « rupture de boucle » utilisé pour la synthèse de réseaux dans les approches dites « algorithmiques ».



Application au Biodiesel

En référence aux résultats du diagnostic énergétique du chapitre 4, la figure 5.4 présente le diagramme double échelle du procédé de Biodiesel. On dénombre ainsi 7 courants au-dessus du pincement auxquels on ajoute 2 utilités chaudes (VHP et VMP, cf. chapitre 2). En dessous du pincement, il y a 10 courants et 2 utilités froides (EC et EG, cf. chapitre 2). Ainsi, en appliquant la formule (5.23), la valeur de $Nech_{max}$ est fixée initialement à 19. Quant au paramètre $Nech_{min}$, le procédé est composé de 11 courants et de 2 types d'utilité, d'où une valeur de $Nech_{min}$ égale à 12.

5.2.2 Contrainte sur le nombre d'échanges par courant

Dans la section précédente, la résolution du cas « Biodiesel » a été réalisée sans fixer de contraintes sur le nombre maximum d'échangeurs. En outre, bien que $N_s \times (NH + NC) = 33$ échanges étaient possibles et que $Nech_{max} = 19$, le solveur n'a cependant pas atteint le réseau MER. Comme indiqué précédemment, le nombre d'intervalles accordé à un courant revient à fixer le nombre maximum d'échanges auxquels ce courant pourra participer. Un nombre d'intervalles trop petit pour certain courant peut empêcher le solveur d'atteindre une cible énergétique donnée, même si le nombre global d'échange $Nech$ est suffisant. Ainsi, plus le nombre d'intervalles par courant est grand, plus le nombre de possibilités que le solveur pourra explorer sera grand. Mais, en contrepartie, un nombre trop important peut augmenter notablement les temps de calcul. Ce constat montre qu'il est donc important d'estimer un nombre d'intervalles N_s adapté pour chaque courant. Pour cela, des heuristiques ont été mises en places afin d'évaluer la valeur de N_s pour chaque courant s.

Afin d'affiner le nombre d'échanges (ou intervalles) par courant en fonction de leur quantité de chaleur, une procédure d'affectation du nombre d'intervalles a été développée. La figure 5.6 présente l'organigramme de la méthode décomposée en trois étapes principales :

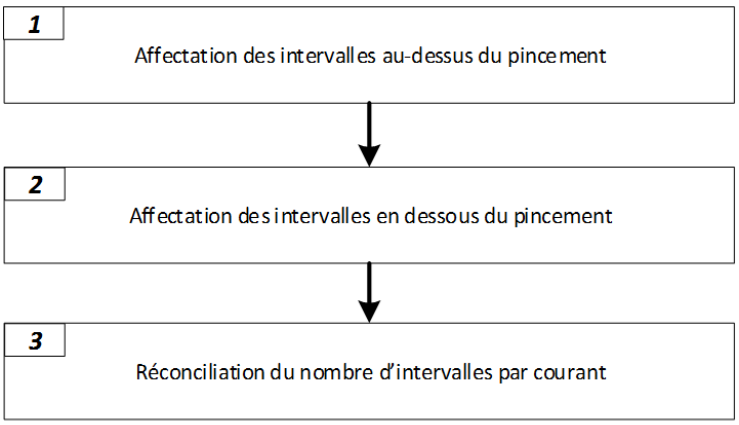


Figure 5.6 : *Organigramme de la méthode d'affectation du nombre d'intervalles par courant.*

1. l'affectation des intervalles au-dessus du pincement,
2. l'affectation des intervalles en dessous du pincement,
3. la réconciliation du nombre d'intervalles par courant, en concaténant les nombres d'intervalles sur et sous pincement et en vérifiant leur cohérence.

La décomposition se fait de part et d'autre du pincement en accord avec les préconisations de l'*analyse pincement* et en tenant compte des trois types de courants :

- les courants au-dessus du pincement,
- les courants en dessous du pincement,
- les courants traversant le pincement (*cross pinch*).

5.2.2.1 Affectation des intervalles au-dessus du pincement

La figure 5.7 reporte l'organigramme de la méthode d'affectation des intervalles au-dessus du pincement.
Tout d'abord, on identifie les courants au-dessus du pincement. Ensuite, la quantité de chaleur disponible au-dessus du pincement de chaque courant est calculée. Le nombre d'intervalles au-dessus du pincement à affecter aux courants est le nombre d'échanges calculé selon l'équation (5.23) de la section précédente. Enfin, les intervalles sont affectés aux courants chauds et froids selon leur quantité de chaleur par rapport à la quantité de chaleur disponible côté chaud et côté froid.

5.2.2.2 Affectation des intervalles en dessous du pincement

Le raisonnement est le même pour les courants en dessous du pincement comme le montre l'organigramme en figure 5.8.

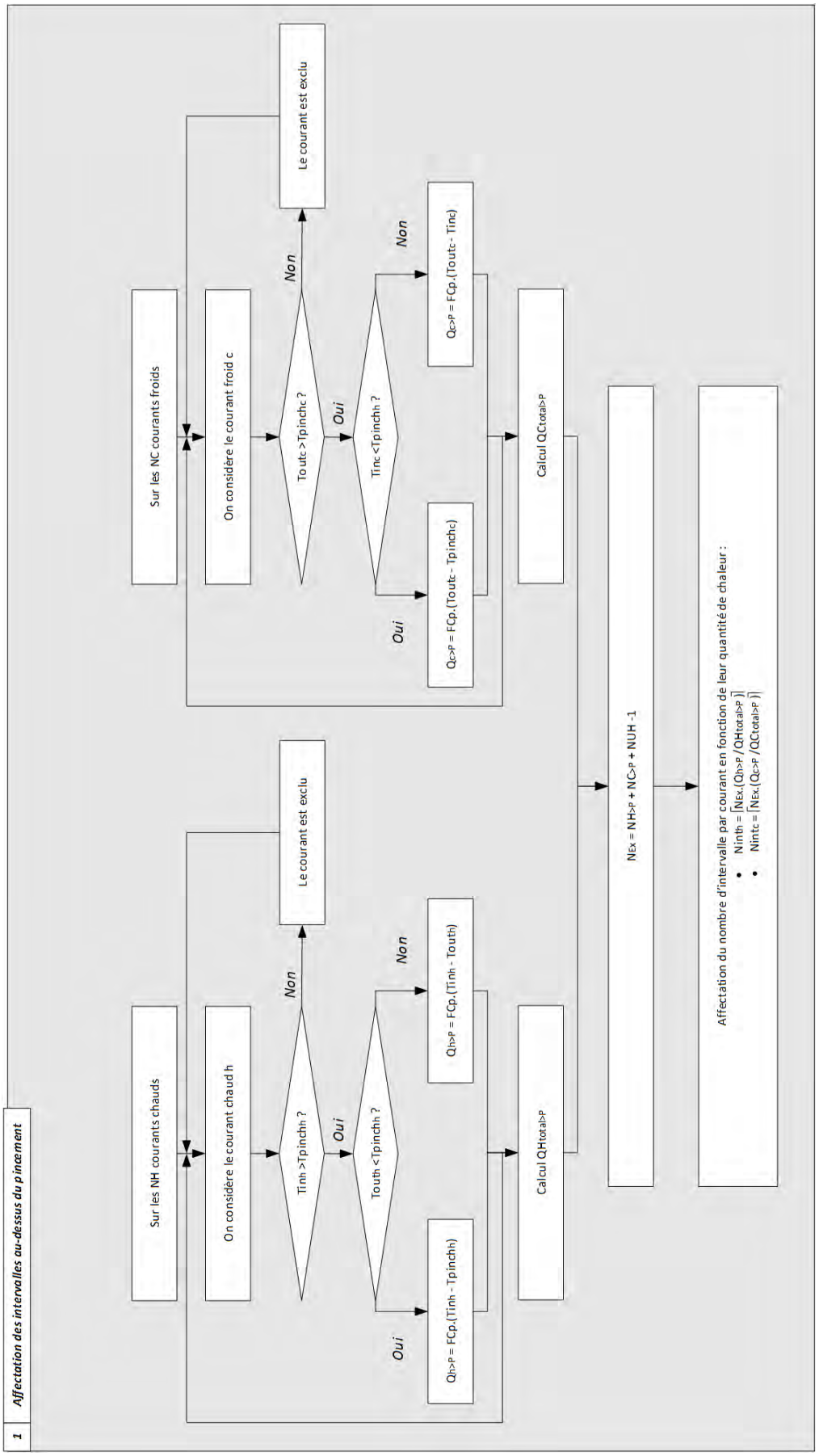


Figure 5.7 : *Organigramme de l'affectation du nombre d'intervalles par courant au-dessus du pincement.*

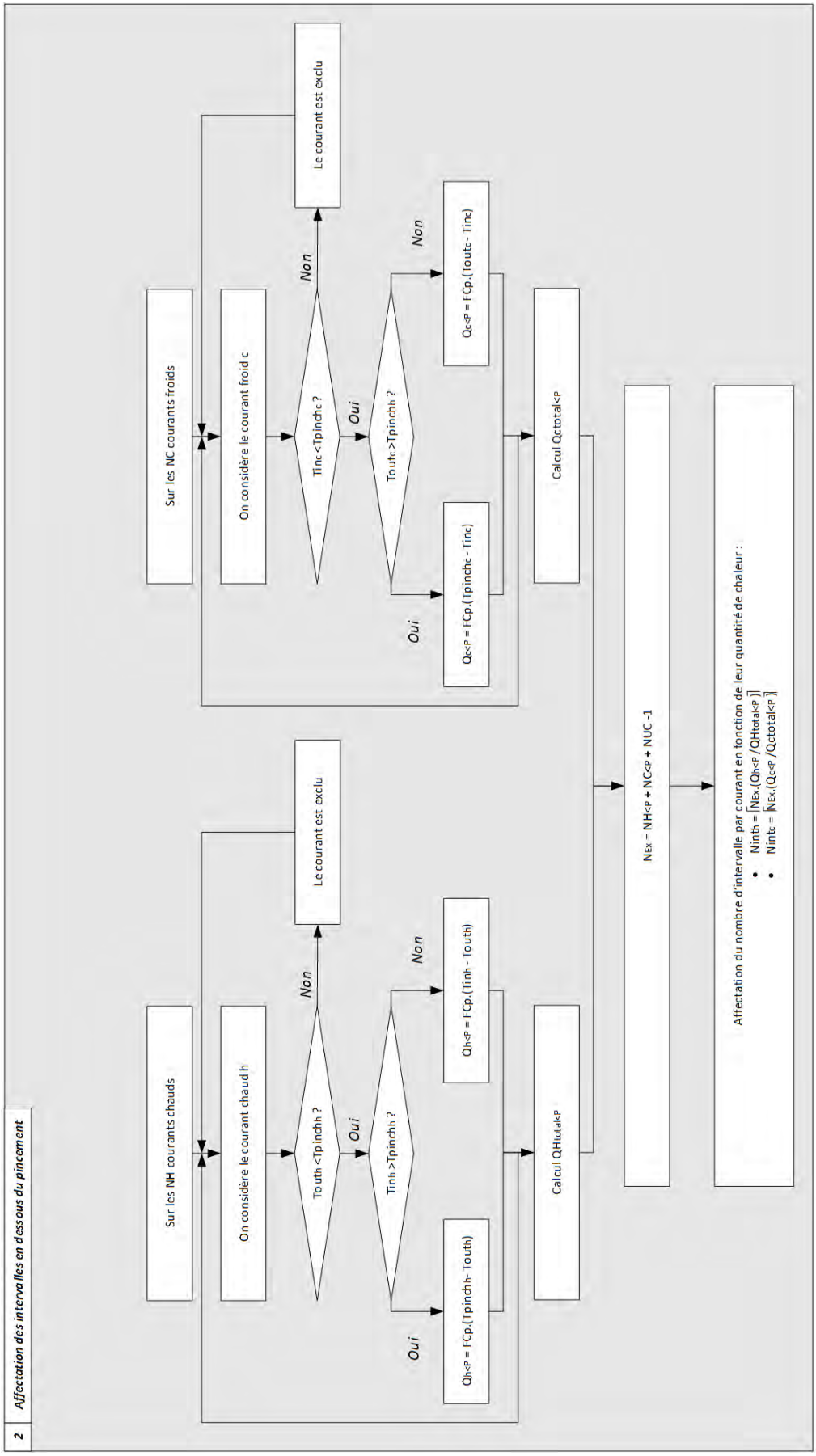


Figure 5.8 : *Organigramme de l'affectation du nombre d'intervalles par courant en dessous du pincement.*

5.2.2.3 Réconciliation du nombre d'intervalles par courant

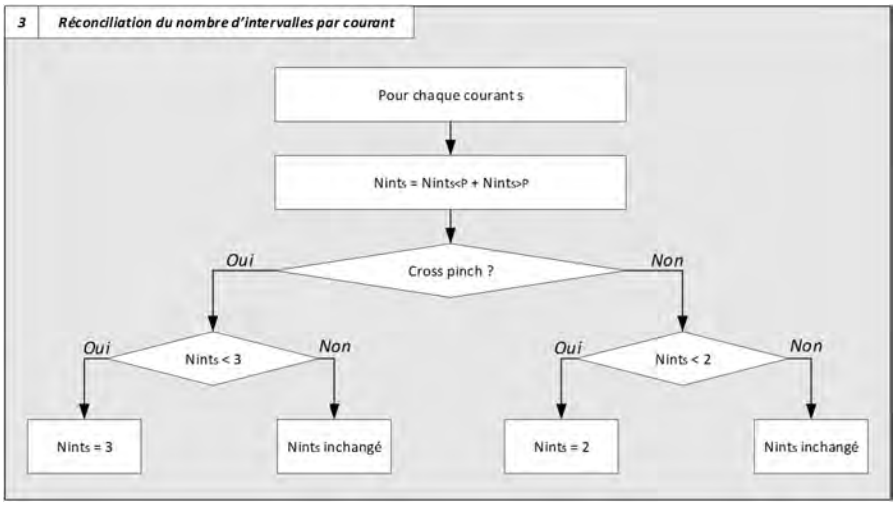


Figure 5.9 : *Organigramme de la réconciliation du nombre d'intervalles par courant.*

La dernière étape, dont l'organigramme est reporté sur la figure 5.9 consiste à vérifier que les courants ont au moins deux intervalles s'ils sont de part ou d'autre du pincement et au moins trois intervalles s'ils sont cross-pinch. Cela suppose que si un courant est au-dessus (resp. en dessous), on autorise au moins un échange potentiel avec un autre courant et un échange avec une utilité. Si le courant passe à travers le pincement, on permet au modèle d'envisager un échange de part et d'autre du pincement et un échange avec une utilité a minima.
De plus, en cas de remodelage, chaque courant doit avoir un nombre d'intervalle affecté supérieur au nombre d'échanges déjà présents sur le courant, plus un.



Application au Biodiesel

La répartition du nombre d'intervalle par courants pour le cas du Biodiesel (hors remodelage pour l'instant puisqu'il est traité dans la section suivante) est reportée dans le tableau 5.2a.
Les performances du réseau obtenu sont reportées dans le tableau 5.2b. Le réseau quant à lui est représenté sur la figure 5.10. Si le MER n'est pas atteint, on remarque tout de même qu'en en étant très proche, il y a un échangeur de moins par rapport à la solution précédente.

Tableau 5.2 : *Paramétrage du nombre d'intervalles pour le Biodiesel*

a.Nombre d'intervalles.

Courants	Nint
103-108-109	7
102	3
88	2
80	2
cond.	4
124	3
92	2
94-95	6
79-82	2
bouil.	4
107	2

b.Résultats.

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
714,49	718,64	17

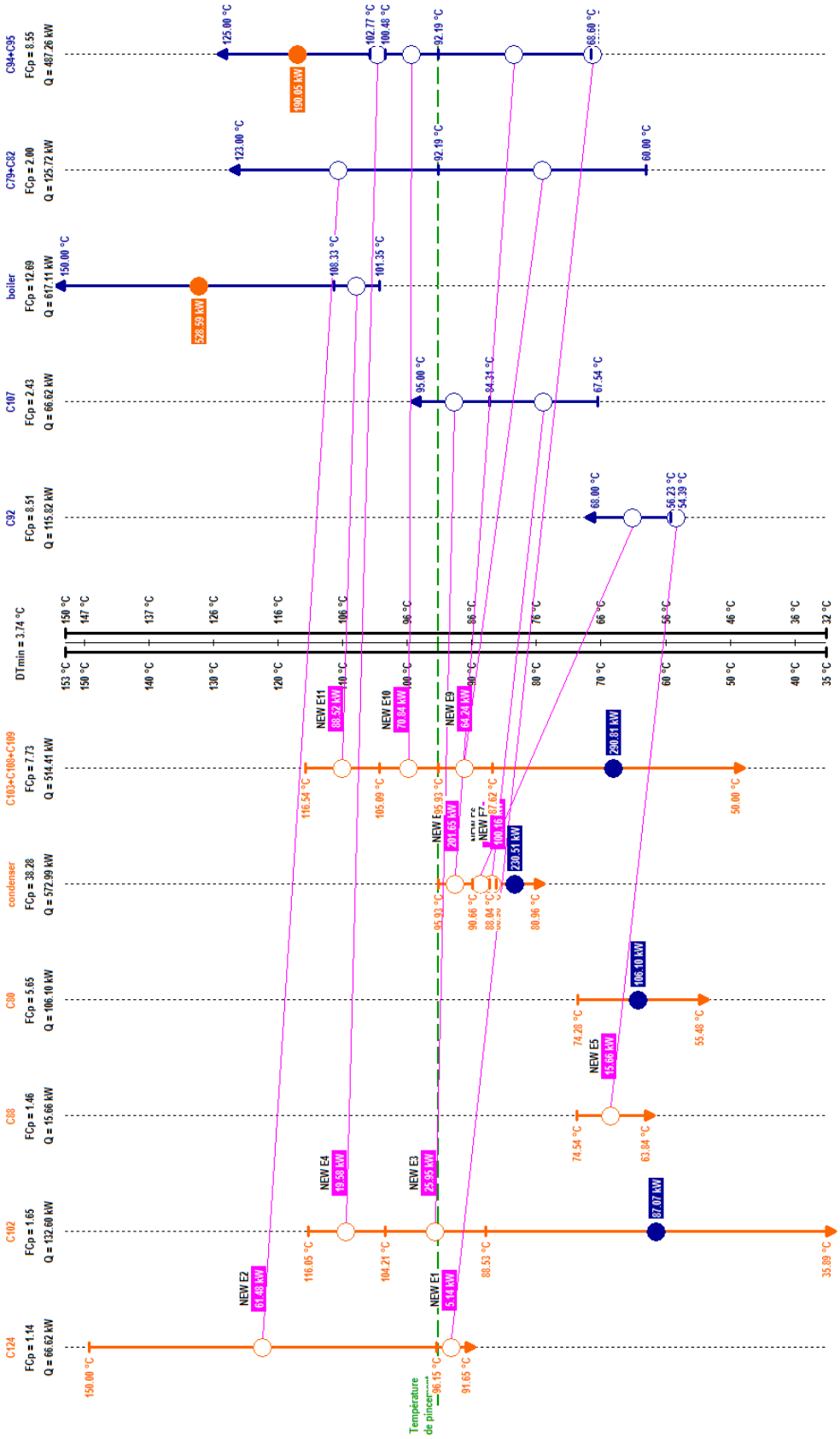


Figure 5.10 : *Réseau généré à partir de la contrainte du nombre d'échanges par courant.*

5.2.3 Topologie de réseau avec échangeurs en parallèle

La topologie la plus classique est de construire des réseaux où les échangeurs sont montés en série sur chaque courant. Néanmoins, des configurations avec des échangeurs montés en parallèle sur certains courant peuvent être judicieuses, notamment lorsque le procédé présente un déséquilibre entre le nombre de courants chauds et le nombre de courant froids. La possibilité de pouvoir diviser en plusieurs flux parallèle les courants en déficit permet d'augmenter les opportunités de couplage.

5.2.3.1 Extension du modèle

Soit $Ndiv_s$, le paramètre définissant le nombre maximal de subdivisions auxquels les N_s sous-courants du courant s peuvent être soumis. Afin de donner au modèle la capacité d'exploiter la division de courants, les contraintes d'allocation (5.13) et (5.14) sont remplacées par les contraintes (5.25) et (5.26) suivantes :

$$Ndiv_h \cdot z_{h,k} + \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} y_{h,k,c,l} \leq Ndiv_h \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h \tag{5.25}$$

$$Ndiv_c \cdot z_{c,l} + \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} y_{h,k,c,l} \leq Ndiv_c \qquad \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.26}$$

De manière similaire aux contraintes (5.13) et (5.14), les contraintes (5.25) et (5.26) traduisent le fait que chaque sous-courant (ou intervalle) d'un courant s peut participer soit à, au plus $Ndiv_s$ échanges avec d'autres sous-courants du procédé, soit à un seul échange avec une utilité.

Un exemple de division de courant est présenté sur la figure 5.11 où un sous-courant chaud est divisé en deux subdivisions au niveau du noeud $HS_{h,k}$.

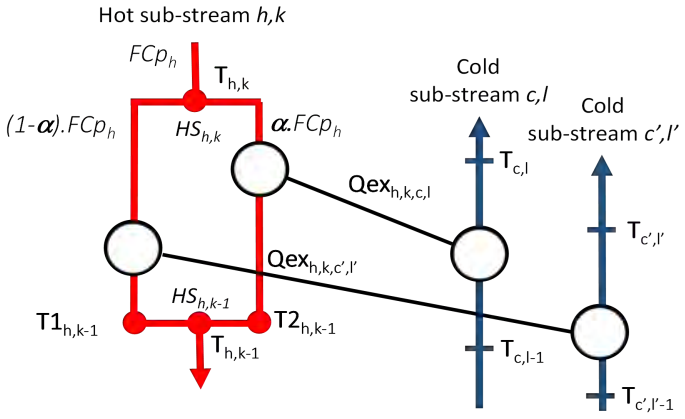


Figure 5.11 : *Séparation d'un sous-courant en deux subdivisions.*

Ici, chaque subdivision du sous-courant h, k échangent une quantité de chaleur donnée par l'équation (5.27) et requiert l'équation (5.28) pour calculer la température de sortie $T_{h,k-1}$ du sous-courant (correspondant au noeud $HS_{h,k-1}$)

$$Qex_{h,k,c,l} = \alpha \cdot FCp_h \cdot (T_{h,k} - T2_{h,k-1}) \tag{5.27}$$

$$Qex_{h,k,c',l'} = (1-\alpha) \cdot FCp_h \cdot (T_{h,k} - T1_{h,k-1}) \tag{5.28}$$

$$T_{h,k-1} = \alpha \cdot T2_{h,k-1} + (1-\alpha) \cdot T1_{h,k-1} \tag{5.29}$$

L'introduction des variables α rend les équations (5.27) et (5.28) non linéaires. De ce fait, l'hypothèse d'isothermicité du mélange au noeud $HS_{h,k-1}$ doit être imposée. Cette simplification implique que $T1_{h,k-1} = T2_{h,k-1} = T_{h,k-1}$ et que la variable α n'est plus nécessaire dans le modèle. Il en résulte que la non linéarité des équations (5.27) à (5.29) sont évités. Seuls les bilans thermiques sur les sous-courants (5.9) à (5.11) restent nécessaires.

Concernant les structures de réseau dans lesquels des divisions de courants sont présentes, il faut noter que l'hypothèse de mélange isotherme peut induire une surestimation de l'aire d'échange. Dans certains cas, cette hypothèse peut même exclure des structures qui ne sont possibles uniquement si les mélanges sont non isothermes. Toutefois, pour des problèmes plus conséquents, cette restriction est moins fréquente puisqu'une grande flexibilité dans les couplages et la sélection des configurations permet généralement d'assurer la synthèse un réseau équivalent sans cette structure de division particulière.

5.2.3.2 Paramétrage

Afin d'initialiser les valeurs $Ndiv$ du nombre de divisions par courant, une procédure a été développée. Dans la méthode classique, comme présentée dans l'ouvrage de [Smith, 2005] par exemple, le résonnement se fait sur le nombre de courants de part et d'autre du pincement. Si on constate un déficit de courants froids (resp. chauds) au-dessus (resp. en dessous) du pincement, ces derniers sont divisés si possible en fonction de leur capacité calorifique afin d'éviter l'utilisation d'utilités froides (resp. chaudes) au-dessus (resp. en dessous) du pincement (cf. Règles de l'analyse pincement en chapitre 1). Le raisonnement développé se concentre sur les intervalles de températures définis par l'algorithme PTA (Problem Table Algorithm) non présenté dans ce manuscrit car bien connu de la littérature (cf. [Smith, 2005]). La figure 5.12 présente l'organigramme de la méthode développée de part et d'autre du pincement.

En cas de déficit de k courants chauds (resp. froids) dans un intervalle i, on divise par deux les k courants chauds (resp. froids) à plus fort potentiel d'échange i.e. à plus forte capacité calorifique FCp. Au final, le nombre de divisions autorisé par courant est le nombre maximal sur l'ensemble des intervalles traversés par le courant.



Ces nombres de divisions sont des initialisations du modèle. Si la contrainte est saturée par le modèle lors de la synthèse du réseau, ce nombre peut être revu à la hausse pour les courants concernés.

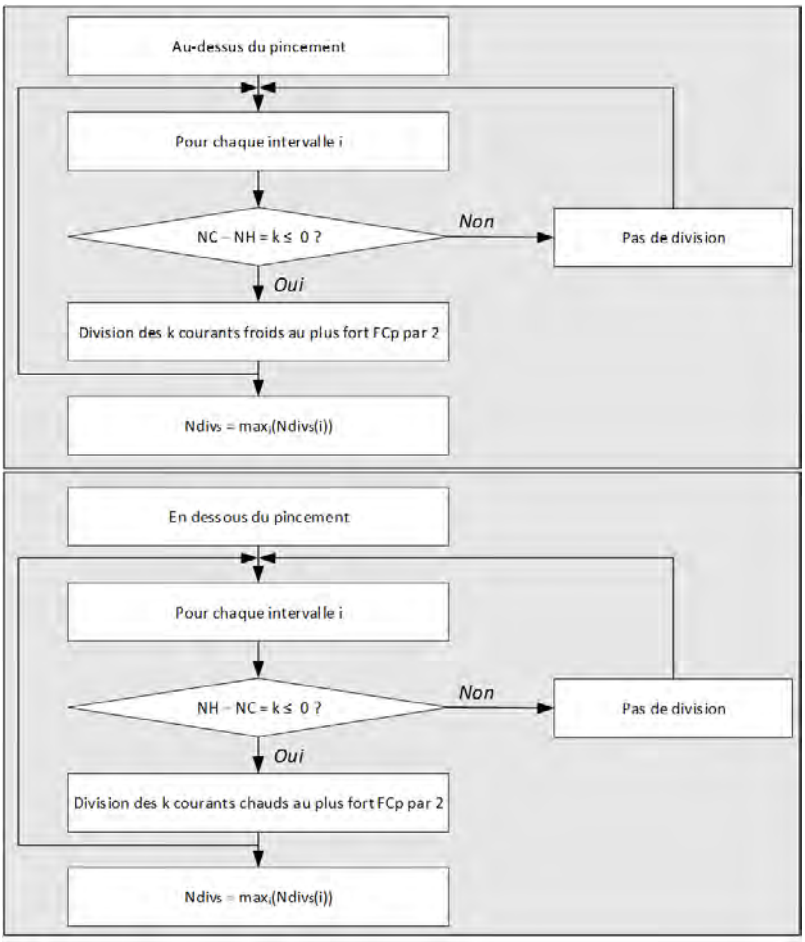


Figure 5.12 : *Organigramme d'allocation du nombre de divisions par courant.*

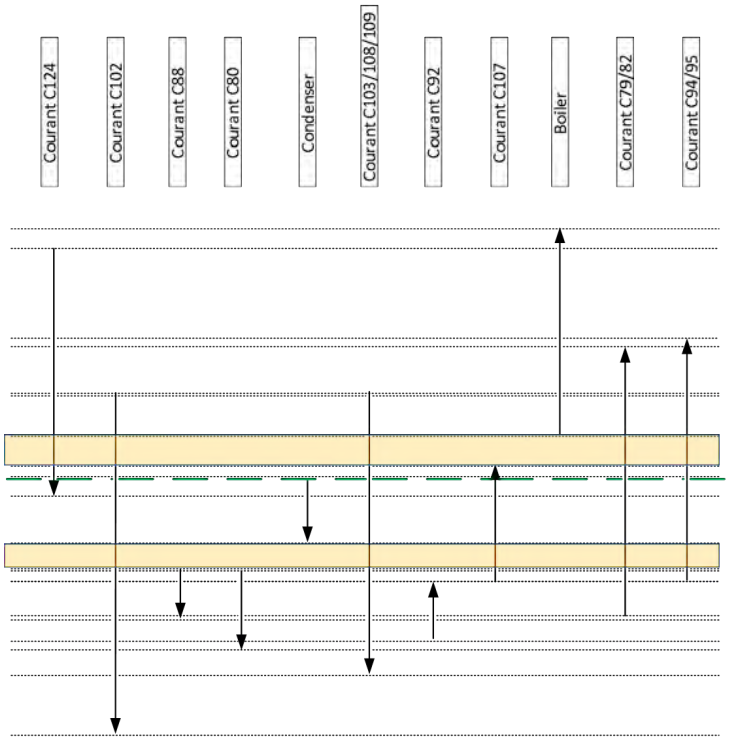


Figure 5.13 : *Répartition des intervalles sur le diagramme double-échelle du Biodiesel.*

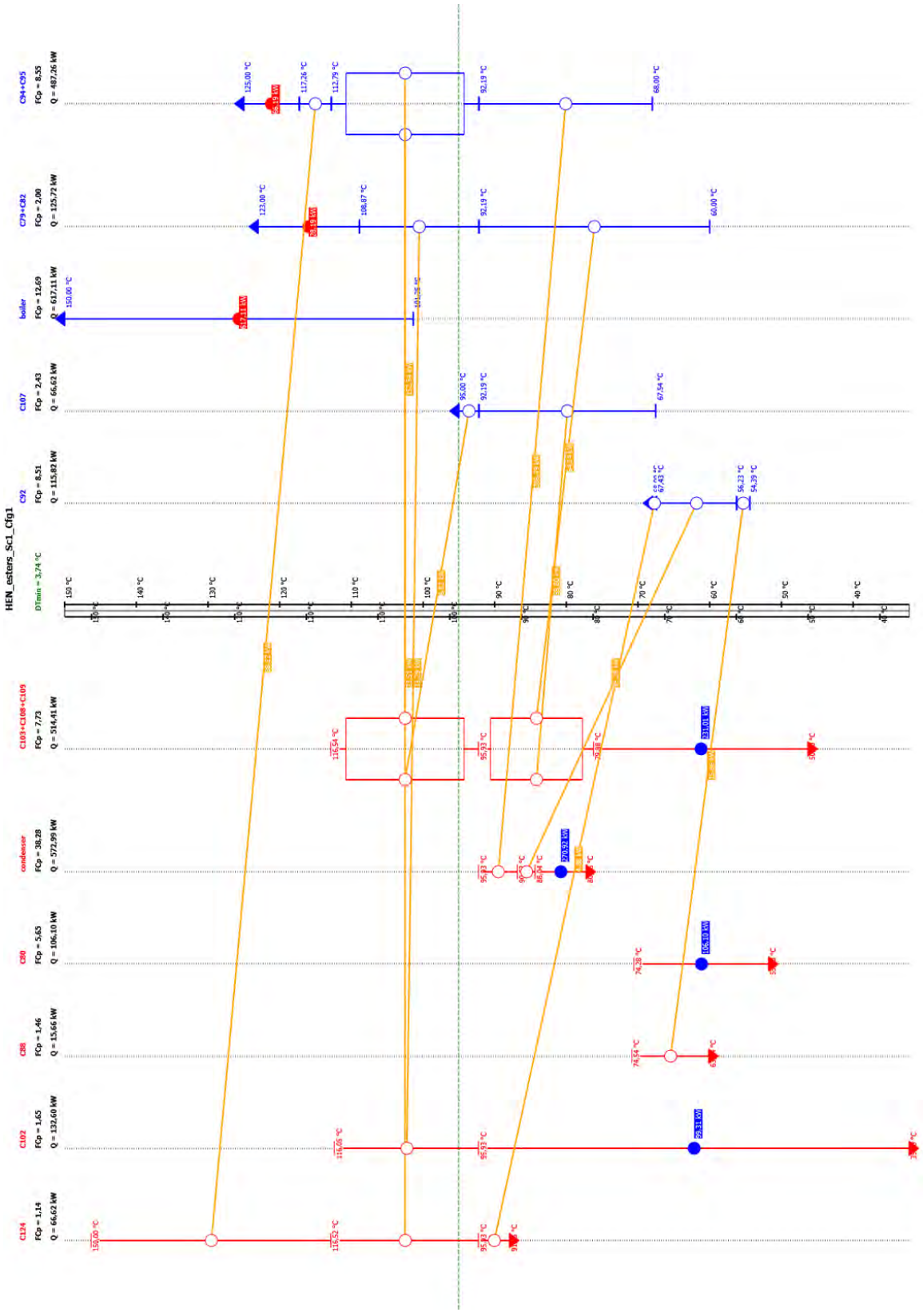


Figure 5.14 : *Réseau généré en permettant les échangeurs en parallèle.*



Application au Biodiesel

La division en intervalles sur le digramme double échelle du Biodiesel est illustré en figure 5.13. On constate deux intervalles présentant chacun le déficit d'un courant chaud d'une part et celui d'un courant froid d'autre part, en jaune sur la figure. Ces déficits sont impactés sur les courants à plus forts FCp : 103-108-109 côté chaud et 94-95 côté froid. La répartition ainsi déduite du nombre de divisions par courant pour le cas du Biodiesel est reportée dans le tableau 5.3.

Tableau 5.3 : *Nombre de divisions par courant.*

Courants	Nint
103-108-109	2
102	1
88	1
80	1
cond.	1
124	1
92	1
94-95	2
79-82	1
bouil.	1
107	1



Le réseau obtenu est reporté sur le figure 5.14 et les performances dans le tableau 5.4. Grâce à la division de courant, le MER a été atteint.

Tableau 5.4 : *Résultats pour le Biodiesel en permettant les échangeurs en parallèle.*

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
708,6	712,7	18

5.2.4 Prise en compte de l'incompatibilité des courants

Dans le modèle précédent, tout couplage entre un courant chaud et un courant froid est possible tant que ceux-ci satisfont les contraintes thermodynamiques et les bilans enthalpiques. Cependant, il peut exister des situations où certains couplages ne soient pas souhaitables, voire interdits, notamment pour des raisons de sécurité. Si de telles incompatibilités existent, il est nécessaire de fournir ces informations au modèle.

Pour cela, une matrice de compatibilité notée YC comportant NH lignes et NC colonnes doit être établie par l'ingénieur du site étudié. Une composante $yc_{h,c} = 0$ indique que l'échange entre le courant chaud h et le courant froid c est interdit, alors qu'une composante $yc_{h,c} = 1$ autorise un échange potentiel. Ce paramètre est alors mis en oeuvre via la contrainte (5.30) suivante :

$$y_{h,k,c,l} \leq yc_{h,c} \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.30}$$

Dans le cas où la notion de compatibilité des courants n'est pas simplement binaire (possible/impossible), il est possible de définir des niveaux intermédiaires. Par exemple, les conditions

de transfert thermique peuvent être plus ou moins difficiles selon que l'échange existe entre deux gaz, deux liquides, gaz-liquide, etc... Ainsi, il peut être souhaitable que certains types d'échanges soient privilégiés si des considérations économiques ou technologiques sont prises en compte. Un moyen pour tenir compte de ces préférences est de pondérer plus ou moins fortement les variables $y_{h,k,c,l}$ dans la fonction objectif.



Application au Biodiesel

Ainsi, la matrice de compatibilité établie au chapitre 2 peut être prise en compte. Elle faisait état d'une seule incompatibilité : entre les courants C102 et C79+82. Le réseau suivant (figure 5.15) est ainsi généré et ses performances sont reportées dans le tableau 5.5. Cette contrainte supplémentaire impacte légèrement le gain énergétique.

Tableau 5.5 : *Résultats sous contrainte d'incompatibilité pour le Biodiesel.*

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
722.68	726.83	16

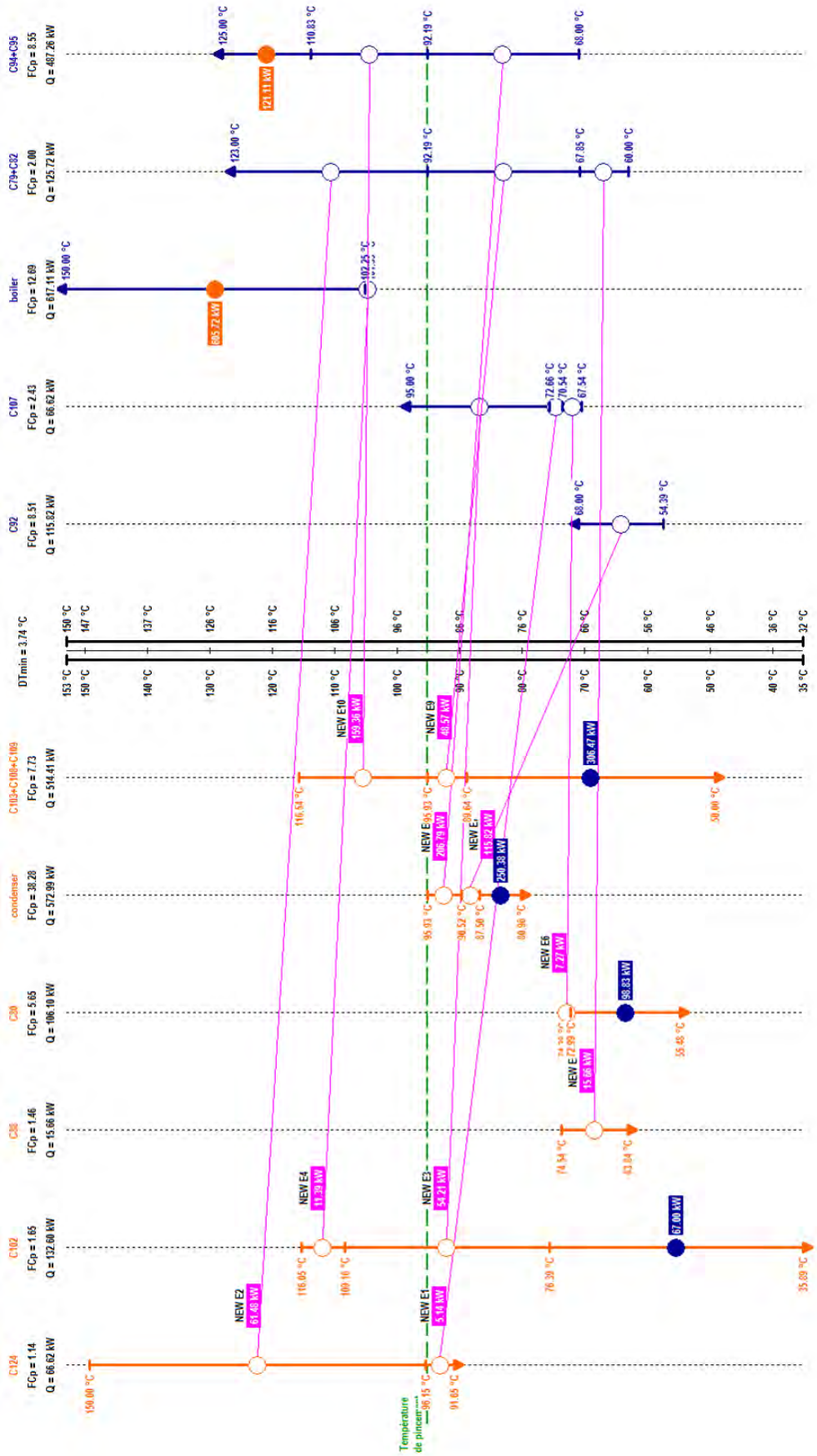


Figure 5.15 : *Réseau généré en indiquant une incompatibilité entre C102 et C79+82.*

5.2.5 Contrainte de seuil sur les échangeurs

Pour diverses raisons, l'ingénieur peut souhaiter «orienter »le solveur vers des solutions particulières qui lui semblent plus favorables. Pour cela, il est possible d'agir sur différents paramètres tels que la quantité de chaleur échangée ou la différence de température entre entrée et sortie. L'objectif de ces contraintes est de forcer le modèle à proposer uniquement des échangeurs de chaleur non triviaux, c'est à dire ayant une quantité de chaleur et/ou un écart de température sur les courants au-dessus d'une valeur seuil fixée par l'ingénieur ou par une heuristique. Cela évite par exemple des échangeurs à 1kW pour un problème de l'ordre du MW, ou encore un échange avec une différence de température entrée/sortie de 1°C sur un courant s'étalant sur une plage d'une centaine de degré.

5.2.5.1 Contrainte fixant un seuil minimum sur la quantité de chaleur

Si on note $Qmin_{h,c}$ la quantité minimum de chaleur qu'un échangeur d'intégration doit transférer du courant chaud h vers le courant froid c si celui-ci est installé, alors la contrainte (5.31) correspondante est la suivante :

$$Qex_{h,k,c,l} \geq Qmin_{h,c} - MQ \cdot (1 - y_{h,k,c,l}) \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \quad (5.31)$$

Afin de fixer une valeur de $Qmin_{h,c}$ en rapport avec le potentiel énergétique des courants h et c, un pourcentage $PQmin$ est défini par l'utilisateur ou par une heuristique se basant sur des considérations économiques. La valeur de $Qmin_{h,c}$ est alors déterminée de la façon suivante :

$$Qmin_{h,c} = PQmin \cdot max\left(FCp_h.(Tin_h - Tout_h); FCp_c \cdot (Tout_c - Tin_c)\right) \qquad \forall h \in H, \forall c \in C \quad (5.32)$$



Application au Biodiesel

Avec une contrainte est fixée à 10%, les résultats suivants sont obtenus (tableau 5.6 et figure 5.16). Le nombre d'échangeurs est ainsi réduit. En comparant ce réseau avec celui généré par la configuration de base, on évite par exemple l'échangeur entre C124 et C92 à 1,64kW.

Tableau 5.6 : *Résultats sous contrainte de seuil Qmin = 10% pour le Biodiesel.*

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
725,02	729,17	17

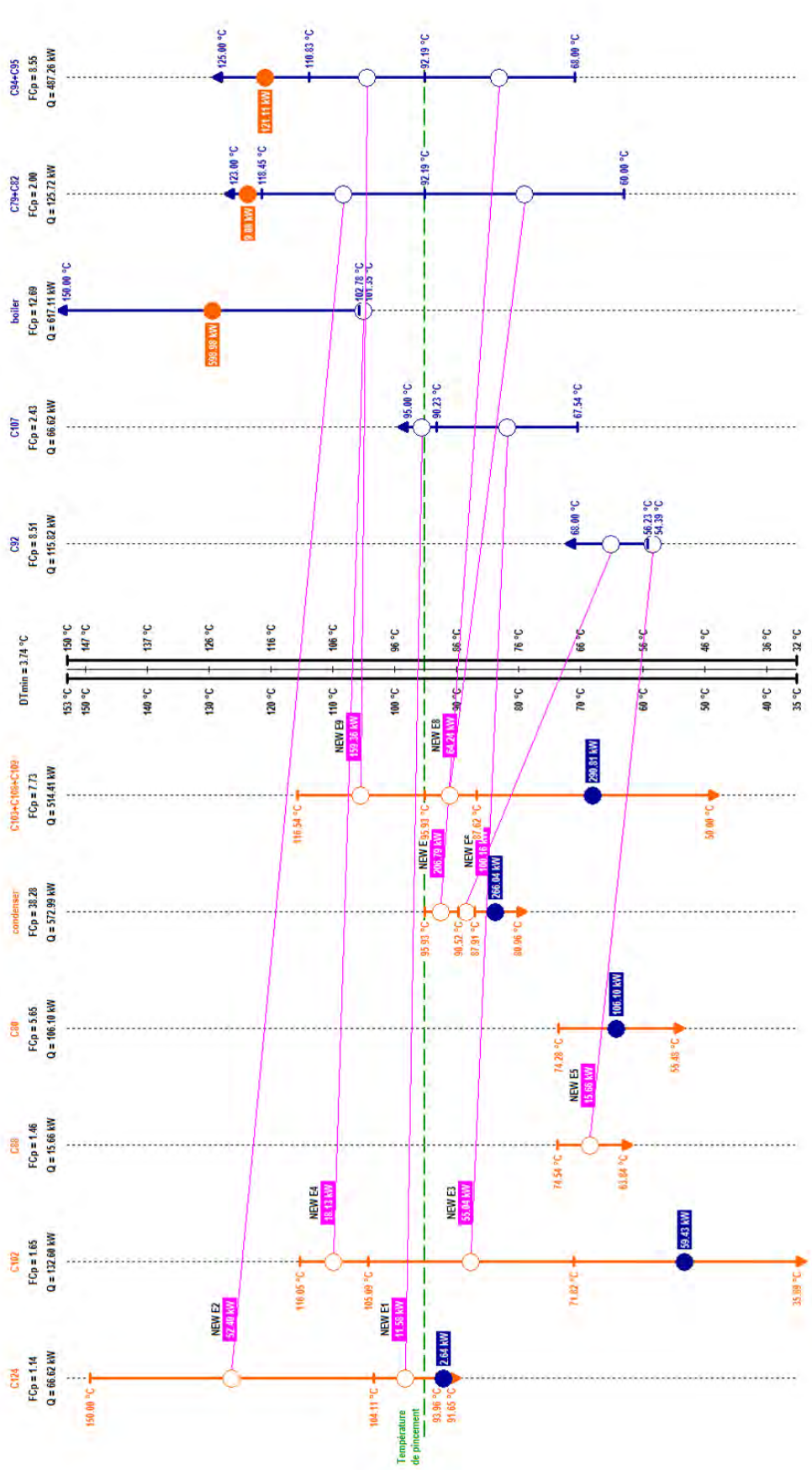


Figure 5.16 : *Réseau généré avec un seuil en quantité de chaleur de 10%.*

5.2.5.2 Contrainte en température

Si on note $dTmin_h$, la différence minimale de température du courant chaud h aux bornes d'un échangeur d'intégration vers le courant froid c si celui-ci est installé, alors la contrainte (5.33) correspondante est la suivante :

$$T_{h,k} - T_{h,k-1} \geq dTmin_h + MT \cdot (1 - y_{h,k,c,l}) \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \quad (5.33)$$

De manière analogue, sur un courant froid c, on écrit la contrainte suivante :

$$T_{c,l} - T_{c,l-1} \geq dTmin_c + MT.(1 - y_{h,k,c,l}) \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \quad (5.34)$$

Les paramètres $dTmin_h$ et $dTmin_c$ représentent un pourcentage $PdTmin$ de la différence de température existant entre l'entrée et la sortie du courant chaud et du courant froid respectivement. Ils sont donc déterminés de la façon suivante :

$$dTmin_h = PdTmin \cdot (Tin_h - Tout_h) \qquad \forall h \in H \quad (5.35)$$

$$dTmin_c = PdTmin \cdot (Tout_c - Tin_c) \qquad \forall c \in C \quad (5.36)$$



Application au Biodiesel

La contrainte de 10% en écart de température aboutie aux résultats suivants (tableau 5.7 et figure 5.17). Cette solution est pour l'instant la plus faible en coût d'investissement avec seulement 14 échangeurs.

Tableau 5.7 : *Résultats sous contrainte de seuil Tmin = 10% pour le Biodiesel.*

Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech
734,07	738,22	14

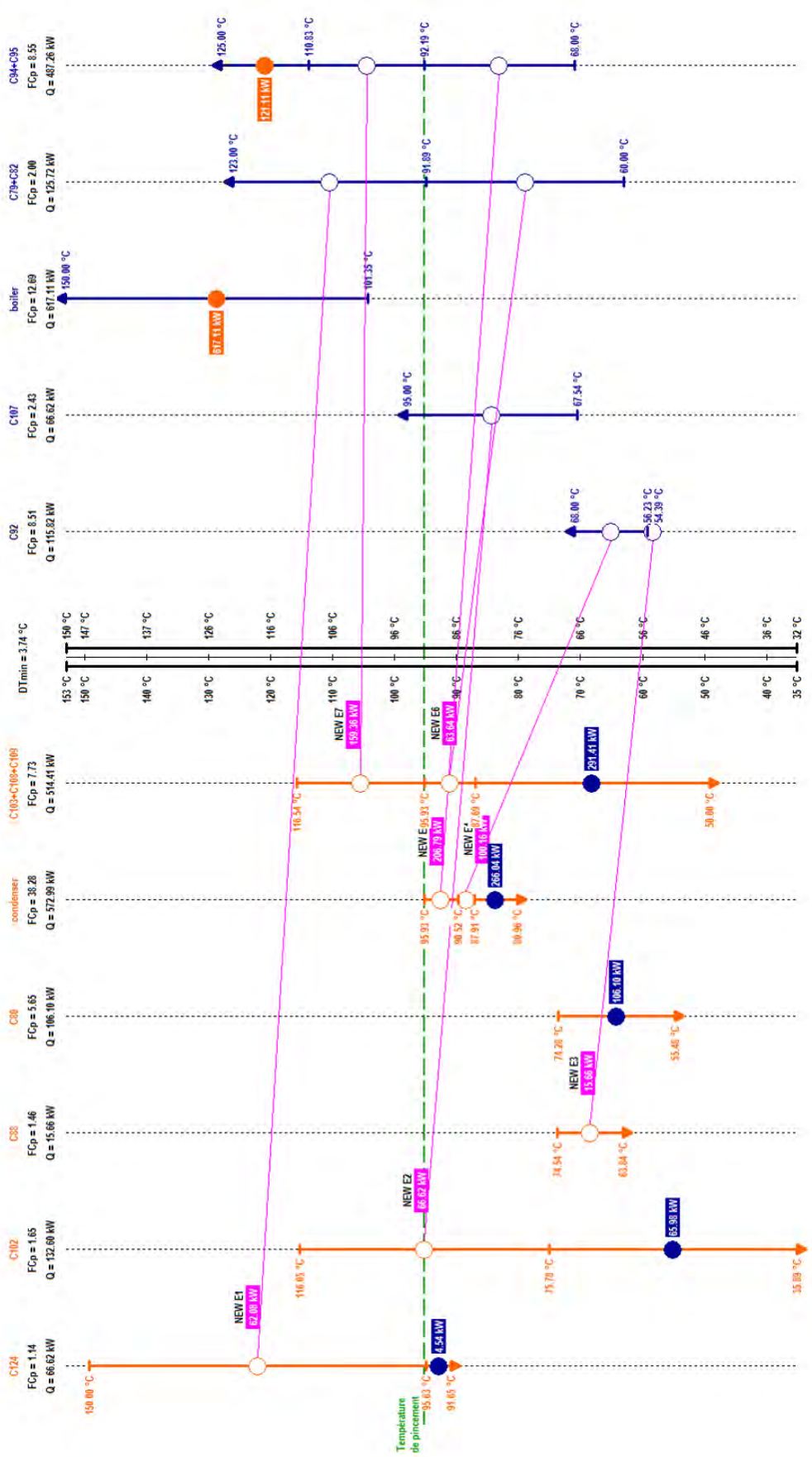


Figure 5.17 : *Réseau généré un seuil en écart de température de 10%.*

5.3 Modèle dédié au remodelage de réseaux d'échangeurs

Le remodelage d'un réseau d'échangeurs consiste à repenser celui-ci afin d'améliorer sa performance énergétique ou de l'adapter à un contexte de production différent (changement de produit, évolution de la capacité de production, modification des coûts d'utilité...). Parmi les actions de remodelage possibles, nous pouvons citer :

- la redéfinition des conditions opératoires de certains échangeurs existants,
- l'ajout d'échangeurs supplémentaires dans le réseau,
- la suppression ou le remplacement de certains échangeurs par des nouveaux ayant des caractéristiques différentes (notamment lié à l'aire d'échange).

Pour mettre en oeuvre ces actions, deux stratégies ont été envisagées.

5.3.1 Stratégies de remodelage

Différents scenarii de remodelage ont été établis dans le chapitre précédent (chapitre 4) dans lesquels un ou plusieurs échangeurs présents sur le réseau nominal sont conservés ou remis en cause (donc supprimés). Afin d'exploiter le modèle de synthèse initiale de réseaux d'échangeurs décrit dans les sections précédentes, il est nécessaire de l'adapter afin de tenir compte de la présence des échangeurs déjà existant. En effet, notre stratégie vise principalement à améliorer la performance énergétique de l'existant en veillant à minimiser le nombre de modification à réaliser.

Soit E, l'ensemble des échangeurs d'intégration présents sur le réseau nominal et EM_{sc}, l'ensemble des échangeurs e maintenus dans le scenario sc. La prise en compte des échangeurs $e \in EM_{sc}$ au sein du modèle de PLM a été opérée selon deux stratégies :

- Stratégie 1 : dans cette première stratégie, les échangeurs e conservés ($e \in EM_{sc}$) sont considérés en imposant de les faire fonctionner sous des conditions opératoires identiques à celles que ceux-ci possédaient dans le réseau nominal (c'est-à-dire, même couple de courants et mêmes températures d'entrée et de sortie).
- Stratégie 2 : dans cette seconde stratégie, les échangeurs e conservés ($e \in EM_{sc}$) réalise l'échange thermique entre la même paire de courant que dans le réseau nominal, mais les conditions opératoires, notamment les température d'entrée/sortie des échangeurs, peuvent être différentes de celles qu'ils avaient dans le réseau nominal. On dit alors que les échangeurs sont « repositionnables » sur les courants.

Dans la suite de cette section, les deux stratégies mises en oeuvre pour le remodelage sont présentées et dans chaque cas, les extensions et modifications à apporter au modèle de PLM sont décrites.

5.3.2 Stratégie avec conditions opératoires fixés pour les échangeurs conservés

Comme indiquée plus haut, la première stratégie consiste à replacer les échangeurs conservés à la même position (échange entre le même courant chaud h et le même courant froid c) et selon les mêmes conditions opératoires que celles du réseau nominal. Soit (h_e, k_e, c_e, l_e), les positions (h, k, c, l) de l'échangeur e dans la nouvelle topologie du réseau. Une heuristique est utilisée pour réévaluer les indices k_e et l_e afin de procurer au modèle d'optimisation les degrés de libertés suffisants pour insérer, si nécessaire, de nouveaux échangeurs sur le courant chaud h_e et/ou sur le courant froid c_e tout en maintenant celui-ci sur une plage de température fixée.

Dans ces conditions, pour le scénario sc, la contrainte (5.37) permet d'imposer la présence de l'échangeur e à la position (h_e, k_e, c_e, l_e) :

$$y_{h,k,c,l} \geq 1 \qquad \forall e \in EM_{sc}, \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \qquad tel\ \ que \quad (h,k,c,l) = (h_e, k_e, c_e, l_e) \tag{5.37}$$

Soit $Thin_e$ et $Thout_e$, les températures respectivement d'entrée et de sortie de l'échangeur e coté chaud observées dans le réseau nominal. De même, soit $Tcin_e$ et $Tcout_e$, les températures respectivement d'entrée et de sortie de l'échangeur e coté froid observé sur le réseau nominal. Les contraintes (5.38) à (5.41) permettent d'imposer les températures auxquels l'échangeur doit fonctionner dans la proposition de réseaux construit par le modèle de PLM :

$$T_{h,k} = Thin_e \qquad \forall e \in EM_{sc}, \forall h \in H, \forall k \in I_h \qquad tel\ \ que \quad (h,k) = (h_e, k_e) \tag{5.38}$$

$$T_{h,k-1} = Thout_e \qquad \forall e \in EM_{sc}, \forall h \in H, \forall k \in I_h \qquad tel\ \ que \quad (h,k) = (h_e, k_e) \tag{5.39}$$

$$T_{c,l-1} = Tcin_e \qquad \forall e \in EM_{sc}, \forall c \in C, \forall l \in I_c \qquad tel\ \ que \quad (c,l) = (c_e, l_e) \tag{5.40}$$

$$T_{c,l} = Tcout_e \qquad \forall e \in EM, \forall c \in C, \forall l \in I_c \qquad tel\ \ que \quad (c,l) = (c_e, l_e) \tag{5.41}$$

5.3.3 Stratégie avec conditions opératoires libres pour les échangeurs conservés

La seconde stratégie consiste encore à réaliser l'échange thermique pour la même paire de courant (h, c) que celle définie dans le réseau nominal, mais cette fois, les températures aux ports de l'échangeur ne sont pas imposées. Cette approche permet donc de « repositionner » l'échangeur sur une plage de températures différente de celle définie initialement dans le réseau nominal. En conséquence, le solveur doit déterminer ces nouvelles conditions opératoires en tenant compte des caractéristiques intrinsèques de l'échangeur, notamment de son aire d'échange. Pour cela, il est nécessaire d'établir pour chaque échangeur $e \in EM_{sc}$, une relation linéaire liant les températures de ses ports de sortie aux températures de ces ports d'entrée et à son aire d'échange.

5.3.3.1 Relation linéaire modélisant le comportement d'un échangeur existant

L'aire d'échange A_e d'un échangeur e est calculée selon l'équation suivante :

$$A_e = \frac{Q_e}{U_e.\Delta Tml_e} \tag{5.42}$$

où U_e est le coefficient de transfert global de l'échangeur e entre le courant chaud et le courant froid et ΔTml_e est la moyenne logarithmique de la température dont l'expression est la suivante :

$$\Delta Tml_e = \frac{\Delta T1_e - \Delta T2_e}{ln(\frac{\Delta T1_e}{\Delta T2_e})} \tag{5.43}$$

avec :

$$\Delta T1_e = Tin_{e,h} - Tout_{e,c} \tag{5.44}$$

$$\Delta T2_e = Tout_{e,h} - Tin_{e,c} \tag{5.45}$$

où $Tin_{e,h}$ et $Tout_{e,h}$ sont respectivement les températures d'entrée et de sortie de l'échangeur e du côté du courant chaud h et $Tin_{e,c}$ et $Tout_{e,c}$ sont respectivement les températures d'entrée et de sortie de l'échangeur e du côté du courant froid c.

Par ailleurs, au sein d'un échangeur e, la quantité de chaleur Q_e échangée est définie à travers les relations (5.46) à (5.48) :

$$Q_{e,h} = FCp_h \times (Tin_{e,h} - Tout_{e,h}) \tag{5.46}$$

$$Q_{e,c} = FCp_c \times (Tout_{e,c} - Tin_{e,c}) \tag{5.47}$$

$$Q_e = Q_{e,h} = Q_{e,c} \tag{5.48}$$

La relation (5.48) permet d'établir avec (5.46) et (5.47) que :

$$FCp_c \times (Tout_{e,c} - Tin_{e,c}) = FCp_h \times (Tin_{e,h} - Tout_{e,h})$$

En introduisant de part et d'autre les températures d'entrée $Tin_{e,c}$ et $Tin_{e,h}$ et en exploitant les relations (5.49) et (5.45), on peut écrire successivement :

$$\begin{aligned}
&FCp_c \times (Tout_{e,c} - Tin_{e,h} + Tin_{e,h} - Tin_{e,c}) = FCp_h \times (Tin_{e,h} - Tin_{e,c} + Tin_{e,c} - Tout_{e,h}) \\
&FCp_c \times (Tin_{e,h} - Tin_{e,c} - \Delta T1_e) = FCp_h \times (Tin_{e,h} - Tin_{e,c} - \Delta T2_e) \\
&(Tin_{e,h} - Tin_{e,c} - \Delta T1_e) = \frac{FCp_h}{FCp_c} \times (Tin_{e,h} - Tin_{e,c} - \Delta T2_e)
\end{aligned}$$

En posant $\alpha_e = \frac{FCp_h}{FCp_c}$ et $\Delta_e = (Tin_{e,h} - Tin_{e,c})$, la relation précédente devient :

$$(\Delta_e - \Delta T1_e) = \alpha_e.(\Delta_e - \Delta T2_e)$$

En factorisant, on obtient :

$$\begin{aligned}
&\Delta T1_e = (1 - \alpha_e).\Delta_e + \alpha_e.\Delta T2_e \\
&\Delta T1_e - \Delta T2_e = (1 - \alpha_e).\Delta_e + (\alpha_e - 1).\Delta T2_e
\end{aligned}$$

$$\Delta T1_e - \Delta T2_e = (1 - \alpha_e).(\Delta_e - \Delta T2_e) \tag{5.49}$$

Comme $Q_{e,h} = FCp_h \times (\Delta_e - \Delta T2_e)$, l'expression précédente devient :

$$\Delta T1_e - \Delta T2_e = (1 - \alpha_e).\frac{Q_{h,e}}{FCp_h}$$

En exploitant les relations (5.42) et (5.43), l'expression précédente se transforme de la manière suivante :

$$\Delta T1_e - \Delta T2_e = \frac{(1-\alpha_e)}{FCp_h}.U.A_e.\frac{\Delta T1_e - \Delta T2_e}{ln(\frac{\Delta T1_e}{\Delta T2_e})}$$

De cette équation, on peut déduire la relation entre $\Delta T1_e$ et $\Delta T2_e$ suivante :

$$ln(\frac{\Delta T1_e}{\Delta T2_e}) = U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})$$
$$\frac{\Delta T1_e}{\Delta T2_e} = e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})}$$

$$\Delta T1_e = \Delta T2_e.e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} \tag{5.50}$$

En utilisant la relation (5.49), on peut déduire la valeur de $= \Delta T2_e$ en fonction de Δ_e :

$$(1-\alpha_e).\Delta_e + \alpha_e.\Delta T2_e = \Delta T2_e.e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})}$$
$$(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e).\Delta T2_e = (1-\alpha_e).\Delta_e$$

soit au final :

$$\Delta T2_e = \frac{(1-\alpha_e)}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)}.\Delta_e \tag{5.51}$$

En exploitant la relation (5.50), on déduit aussi que :

$$\Delta T1_e = \frac{(1-\alpha_e).e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})}}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)}.\Delta_e \tag{5.52}$$

En notant :

$$K1_e = \frac{(1-\alpha_e).e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})}}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)} \tag{5.53}$$

$$K2_e = \frac{(1-\alpha_e)}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)} \tag{5.54}$$

et en introduisant dans les équations (5.51) et (5.52) l'expression de Δ_e, $\Delta T1_e$ (5.49) et $\Delta T2_e$ (5.45), on obtient le système d'équations linéaires liant les températures de sortie de l'échangeur e aux températures d'entrée :

$$\begin{cases} Tout_{e,h} &= K1_e.Tin_{e,h} + (1-K1_e).Tin_{e,c} \\ Tout_{e,c} &= (1-K2_e).Tin_{e,h} - K2_e.Tin_{e,c} \end{cases}$$

Soit sous forme matricielle :

$$\begin{pmatrix} Tout_{e,h} \\ Tout_{e,c} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} K1_e & (1-K1_e) \\ (1-K2_e) & K2_e \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} Tin_{e,h} \\ Tin_{e,c} \end{pmatrix} \tag{5.55}$$

5.3.3.2 Contraintes du modèle de PLM

En supposant que l'échangeur $e \in EM_{cs}$ est identifié sur le réseau nominal par un quadruplet (h, k, c, l), une heuristique permet de redéfinir les intervalles k et l de manière à donner au modèle suffisamment de degré de liberté pour lui permettre de proposer une nouvelle topologie de réseau. Soit le quadruplet (h_e, k_e, c_e, l_e) qui identifie la localisation de l'échangeur. De manière analogue à la stratégie précédente, les contraintes (5.56) permettent d'imposer la présence de l'échangeur e à la position (h_e, k_e, c_e, l_e) :

$$y_{h,k,c,l} \geq 1 \qquad \forall e \in EM_{sc}, \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c \qquad tel\ que \quad (h,k,c,l) = (h_e, k_e, c_e, l_e) \tag{5.56}$$

Par ailleurs, on remplace les contraintes (5.38) à (5.41) qui fixaient les températures aux bornes des échangeurs, par les contraintes ci-dessous qui les évaluent, en tenant compte de l'aire d'échange de l'appareil :

$$\begin{cases} T_{h_e,k_e-1} &= K1_e.T_{h_e,k_e} + (1-K1_e).T_{c_e,l_e-1} & \forall e \in E \\ T_{c_e,i_e} &= (1-K2_e).T_{h_e,k_e} - K2_e.T_{c_e,l_e-1} & \forall e \in E \end{cases}$$



Application au Biodiesel

Il convient à présent d'adapter et de choisir les extensions désirées. Le nombre maximum d'échange est fixé par rapport à l'heuristique dans un premier temps. Le nombre d'intervalles est ainsi par exemple adapté à la configuration existante, en prévoyant le cas échéant au moins un échange de plus que le réseau nominal. Pour des raisons pratiques, le nombre d'échanges sur le bouilleur et le condenseur sont fixés à 1. Le nombre de divisions est conservé par rapport au problème grassroot. La contrainte d'incompatibilité est conservé puisqu'elle traduit une contrainte de site. Les contraintes de Qmin et de Tmin ne sont pas appliquées a priori. Tous ces paramètres sont rassemblés dans le tableau 5.8.

Tableau 5.8 : *Paramètres pour le problème de remodelage sur le Biodiesel : Configuration 1*

Courants	Nint	Ndiv	Autre
103-108-109	7	2	Nechmax
102	3	1	19
88	2	1	
80	2	1	Incompatibilité
cond.	1	1	C102-C79+82
124	3	1	
92	2	1	Qmin
94-95	6	2	0
79-82	3	1	
bouil.	1	1	Tmin
107	2	1	0

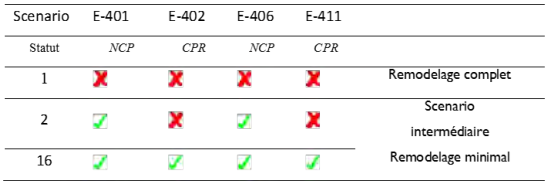


Figure 5.18 : *Rappel des scenarii de remodelage sélectionnés.*

Les scenarii de remodelage traités sont ceux sélectionnés à la fin du chapitre 4, à savoir ceux rappelés sur la figure 5.18.
Un nouveau paramètre pour évaluer les performances des réseaux est introduit, à savoir le nombre de nouveaux échangeurs à installer, puisqu'une partie des échangeurs peut être conservée. Les performances de cette configuration reportées sur le tableau 5.9.
Les résultats sont peu pertinents : bien que la récupération énergétique soit assez forte, le nombre de nouveaux échangeurs est trop important. Il faut alors repenser cette configuration et ajouter des contraintes. Le scenario 1 (grassroot) est également écarté puisque la remise en cause de tout le réseau n'est pas pertinente en remodelage.

Tableau 5.9 : *Résultats pour les différents scenarii de remodelage de la configuration 1.*

Scenario	Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech	NewEx
1	786,13	790,28	17	10
2	774,02	788,5	17	7
16	774,02	788,5	18	7

Pour la configuration 2, le nombre maximum d'échanges est réduit à 15, puisque c'est le principal problème des réseaux précédents. Ces paramètres sont rassemblés dans le tableau 5.10.

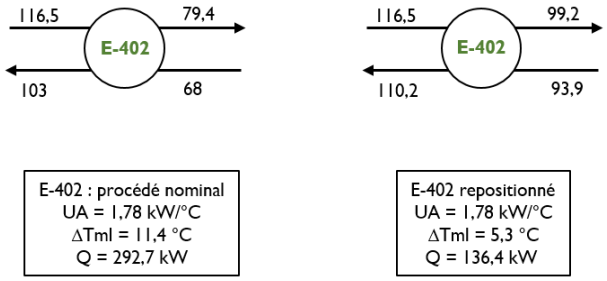
Tableau 5.10 : *Paramètres pour le problème de remodelage sur le Biodiesel : Configuration 2*

Courants	Nint	Ndiv	Autre
103-108-109	7	2	Nechmax
102	3	1	15
88	2	1	
80	2	1	Incompatibilité
cond.	1	1	C102-C79+82
124	3	1	
92	2	1	Qmin
94-95	6	2	0
79-82	3	1	
bouil.	1	1	Tmin
107	2	1	0

Tableau 5.11 : *Résultats pour les différents scenarii de remodelage de la configuration 2.*

Scenario	Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech	NewEx
2	784,5	791,2	15	5
16	840,9	847	15	5

Les résultats, reportés dans le tableau 5.11, sont beaucoup plus intéressants. En effet, les deux scenarii proposent 5 nouveaux échangeurs ce qui peut être acceptable. Le scenario 2 en plus montre une très bonne performance énergétique qui est dû au repositionnement des échangeurs cross pinch. En effet, si on observe la figure 5.20, on note que le potentiel des échangeurs cross pinch repositionnables a été bien exploité. En particulier, la figure 5.19 montre les propriétés de l'échangeur E-402 repositionné.



E-402 : procédé nominal
UA = 1,78 kW/°C
ΔTml = 11,4 °C
Q = 292,7 kW

E-402 repositionné
UA = 1,78 kW/°C
ΔTml = 5,3 °C
Q = 136,4 kW

Figure 5.19 : *Echangeur E-402 repositionné dans le scénario2, configuration2.*

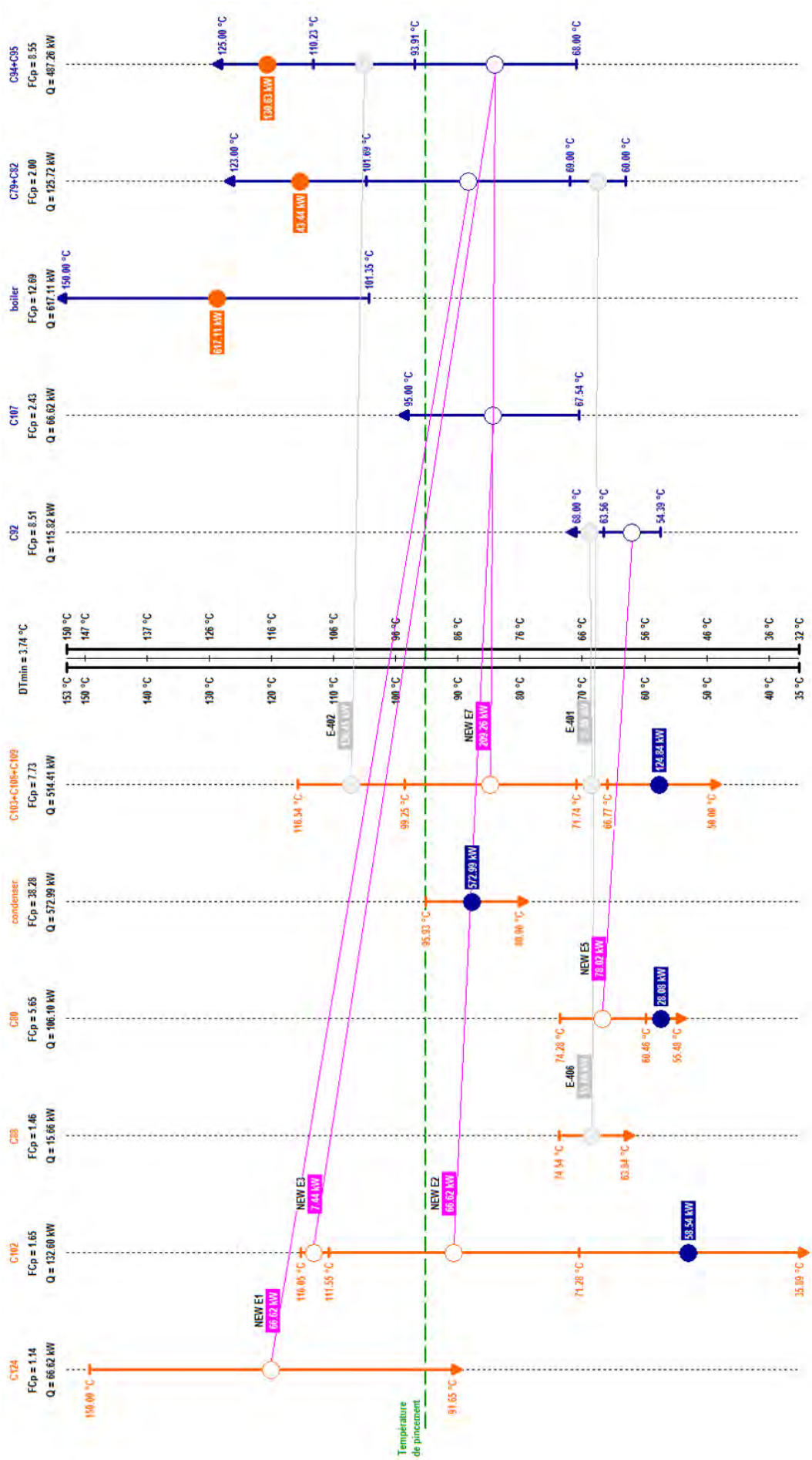


Figure 5.20 : *Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_ Config2).*

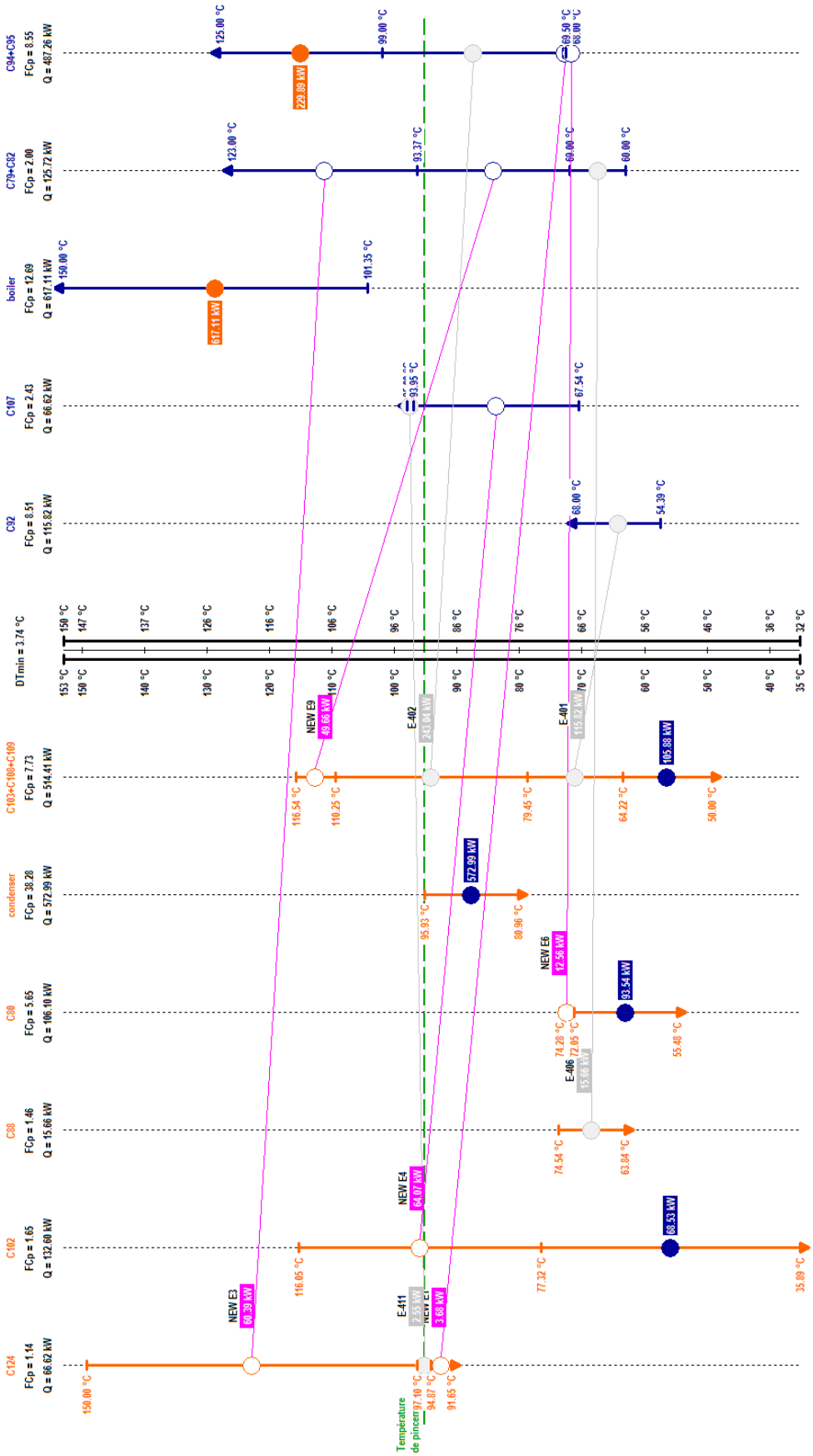


Figure 5.21 : *Réseau généré pour le scénario de remodelage minimal (Sc16_Config2).*

5.4 Modèle pour le remodelage de réseaux adaptables

Le modèle est présenté dans le cas d'un scenario.

5.4.1 Enoncé du problème

Dans nos travaux, un réseau est considéré comme adaptable s'il a la capacité de fonctionner de manière satisfaisante pour plusieurs cas de marche bien identifiés. Dans la littérature, ce type de problème est classiquement défini comme un problème « d'intégration énergétique multi-périodes », chaque période correspondant à un cas de marche du procédé pour ce qui nous concerne. Sur cette base, le problème de synthèse de réseaux pour des procédés fonctionnant selon plusieurs cas de marche peut être énoncé comme suit. Soit H, la liste de courants chauds à refroidir et C, la liste de courants froids à réchauffer. Pour chaque courant considéré, les débits et les températures d'entrée et de sortie sont spécifiées pour les N cas de marche. Les utilités chaudes et froides sont également prédéfinies. Le problème est alors de concevoir un réseau d'échangeurs compatible avec les N cas de marche, tout en minimisant :

- le nombre d'échangeurs de chaleur
- les coûts d'utilité pour chaque cas de marche

Il faut noter que le premier critère ci-dessus est indépendant du cas de marche alors que le second dépend de la durée du cas de marche considéré dans le problème. De plus, l'impact dynamique du changement des débits et températures d'un cas de marche à l'autre est négligé.

5.4.2 Procédure pour la synthèse de réseaux d'échangeurs adaptables

Tout d'abord, les hypothèses concernant les échangeurs de chaleur sont les suivantes :

- pour chaque cas de marche, un échangeur doit être assigné à la même paire de sous-courant chaud h, k et sous courant froid c, l. Cette hypothèse est adoptée pour des raisons techniques et pratiques En effet, la commutation de courant au niveau d'un échangeur peut engendrer des problèmes de piping complexe qui rendraient les solutions difficilement industrialisables.
- chaque échangeur doit fonctionner pour différentes conditions opératoires (quantité de chaleur échangée, température aux ports, etc.). Afin de passer d'un régime à un autre, le principe repose sur l'installation de by-pass sur les échangeurs qui le nécessitent afin de contrôler la quantité de chaleur échangée.

Pour formuler le modèle mathématique de ce problème, de nouveaux indices et paramètres sont introduits :

- P : ensemble des cas de marche,
- p : indice des cas de marche, $p \in P$

Dans ces conditions, la synthèse de réseaux adaptables est réalisée en trois étapes :

1. D'abord, le modèle de PLM proposé dans la section 5.1.3.3 est étendu afin de considérer les N cas de marche simultanément. Soit MS, le modèle de PLM correspondant. Celui-ci détermine les couplages entre sous-courants commun à tous les cas de marche ainsi que les quantités de chaleur échangées pour chaque cas de marche individuellement.
2. Ensuite, l'aire d'échange A_e effective de chaque échangeur e est calculée.
3. Enfin, pour chaque cas de marche p et chaque échangeur e, les taux de partage $\alpha h_{e,p}$ et $\alpha c_{e,p}$ définissant le flux traversant dans l'échangeur e et le by-pass sont calculés en résolvant un système non linéaire

5.4.3 Formulation du modèle de PLM associé au problème d'intégration énergétique multi-période

Le modèle de PLM décrit précédemment est étendu afin d'intégrer la possibilité de considérer plusieurs cas de marche. Son but est donc de déterminer les couplages pertinents entre courant commun à tous les cas de marche, ainsi que les quantités de chaleur échangées dans chacun des cas. Ainsi, les paramètres FCp_s, Tin_s et $Tout_s$ caractéristiques des courants se voient attribuer un indice p supplémentaire en rapport au cas de marche p correspondant. De même, les variables $Q_{s,i}$, $QU_{s,i}$, $Qex_{h,k,c,l}$ et $T_{s,i}$ deviennent respectivement $Q_{s,i,p}$, $QU_{s,i,p}$, $Qex_{h,k,c,l,p}$ et $T_{s,i,p}$. En revanche, les variables binaires $y_{h,k,c,l}$ et $z_{s,i}$ restent indépendantes des cas de marche considérés afin de garantir une topologie de réseau commune à tous les cas de marche. Par conséquent, le modèle de PLM correspondant est analogue au précédent, à l'indice de cas de marche prés, et se définit comme suit :

$$T_{c,0,p} = Tin_{c,p} \qquad \forall c \in C, \forall p \in P \tag{5.57}$$

$$T_{c,N_c,p} = Tout_{c,p} \qquad \forall c \in C, \forall p \in P \tag{5.58}$$

$$T_{h,0,p} = Tout_{h,p} \qquad \forall h \in H, \forall p \in P \tag{5.59}$$

$$T_{h,N_h,p} = Tin_{h,p} \qquad \forall h \in H, \forall p \in P \tag{5.60}$$

$$T_{s,i,p} \geq T_{s,i-1,p} \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s, \forall p \in P \tag{5.61}$$

$$T_{c,l,p} \leq T_{h,k,p} - \Delta Tmin + (1 - y_{h,k,c,l}).MT \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c, \forall p \in P \tag{5.62}$$

$$T_{c,l-1,p} \leq T_{h,k-1,p} - \Delta Tmin + (1 - y_{h,k,c,l}).MT \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c, \forall p \in P \tag{5.63}$$

$$Q_{h,k,p} = \sum_{c \in C} \sum_{l \in I_c} Qex_{h,k,c,l,p} + QU_{h,k,p} \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall p \in P \tag{5.64}$$

$$Q_{c,l,p} = \sum_{h \in H} \sum_{k \in I_h} Qex_{h,k,c,l,p} + QU_{c,l,p} \qquad \forall c \in C, \forall l \in I_c, \forall p \in P \tag{5.65}$$

$$Q_{s,i,p} = FCp_{s,p} \times (T_{s,i,p} - T_{s,i-1,p}) \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s, \forall p \in P \tag{5.66}$$

$$FCp_{s,p} \times (T_{s,N_s,p} - T_{s,0,p}) = \sum_{i \in I_s} Q_{s,i,p} \qquad \forall s \in S, \forall p \in P \tag{5.67}$$

$$Ndiv_h.z_{h,k} + \sum_{c\in C}\sum_{l\in I_c} y_{h,k,c,l} \leq Ndiv_h \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h \tag{5.68}$$

$$Ndiv_c.z_{c,l} + \sum_{h\in H}\sum_{k\in I_h} y_{h,k,c,l} \leq Ndiv_c \qquad \forall c \in C, \forall l \in I_c \tag{5.69}$$

$$QU_{s,i,p} \leq MQ.z_{s,i} \qquad \forall s \in S, \forall i \in I_s, \forall p \in P \tag{5.70}$$

$$Qex_{h,k,c,l,p} \leq MQ.y_{h,k,c,l} \qquad \forall h \in H, \forall k \in I_h, \forall c \in C, \forall l \in I_c, \forall p \in P \tag{5.71}$$

La fonction objectif vise à minimiser le nombre total d'échangeurs et la consommation globale d'utilité en pondérant celle-ci avec la durée D_p du scenario p :

$$minz = CFE.NbTotEx + (CUC.\sum_{h\in H}\sum_{k\in I_h}\sum_{p\in P} D_p.QU_{h,k,p} + CUH.\sum_{c\in C}\sum_{l\in I_c}\sum_{p\in P} D_p.QU_{c,l,p}) \tag{5.72}$$

5.4.4 Détermination de l'aire d'échange A_e effective pour chaque échangeur

Sur la base des quantités de chaleur échangées $Qex_{h,k,c,l,p}$ au sein de chaque échangeur e et pour chaque cas de marche p, l'aire d'échange $A_{e,p}$ nécessaire est calculée. Par principe, l'adaptabilité de chaque échangeur repose sur l'introduction de by-pass qui permettent de réduire le flux entrant dans l'échangeur e. Par conséquent, l'aire d'échange A_e caractérisant finalement chaque échangeur e correspond à l'aire $A_{e,p}$ la plus grande, soit :

$$A_e = \max_p(A_{e,p}) \qquad \forall e \in EM_{sc} \tag{5.73}$$

5.4.5 Détermination des taux de partage

La figure 5.12 montre la structure technique mise en oeuvre pour rendre adaptable chaque échangeur e. Le by-pass est réalisé au moyen d'un diviseur de courant variable situé sur les ports d'entrée de l'échangeur. Le flux traversant l'échangeur étant réduit, la quantité de chaleur échangée est ainsi liée au taux de partage de la vanne défini à un instant donné. En d'autres termes, l'adaptation de l'échangeur à chaque cas de marche est donc pilotée en fixant le taux de partage de manière adéquate. Aux ports de sortie de l'échangeur, le flux dérivé et le flux ayant traversé l'échangeur sont mélangés. Les températures résultantes $Tcout_{e,p}$ et $Thout_{e,p}$ doivent être égales aux températures cibles établies par le modèle d'optimisation. L'objectif est donc maintenant de déterminer les valeurs des variables $\alpha h_{e,p}$ et $\alpha c_{e,p}$ définissant le taux de partage du flux entrant dans l'échangeur e respectivement coté chaud et coté froid.

Chaque variable $y_{h,k,c,l}$ telle que $y_{h,k,c,l} = 1$ indique l'existence d'un échangeur e. Soit (h_e, k_e, c_e, l_e), les coordonnées de l'échangeur e. Pour chaque échangeur e et donc chaque quadruplet (h, k, c, l) tel que $(h, k, c, l) = (h_e, k_e, c_e, l_e)$, renommons respectivement les paramètres $Qex_{h,k,c,l,p}$, $T_{h,k,p}$, $T_{c,l,p}$, $T_{h,k-1,p}$ et $T_{c,l-1,p}$ correspondant en $Qex_{e,p}$, $Thin_{e,p}$, $Tcout_{e,p}$, $Thout_{e,p}$ et $Tcin_{e,p}$ (cf. figure 5.12)

Dans le cas le plus général, pour un échangeur e et un cas de marche p, quatre variables $\alpha h_{e,p}$, $\alpha c_{e,p}$, $Tout'_{c,e,p}$ et $Tout'_{h,e,p}$ sont à déterminer :

$$\alpha h_{e,p}.FCp_{h,e,p} \times (Tin_{h,e,p} - Tout'_{h,e,p}) = Qex_{e,p} \tag{5.74}$$

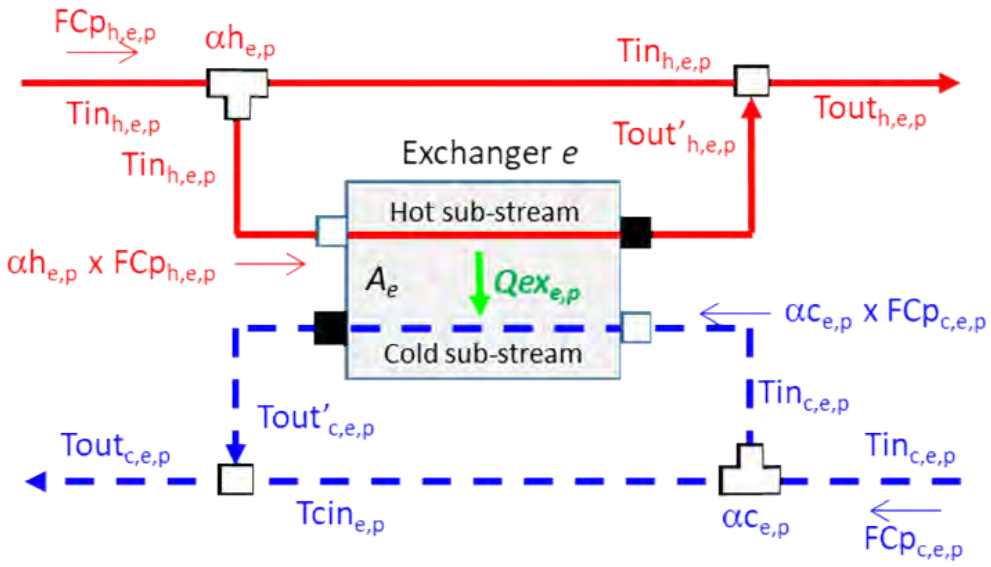


Figure 5.22 : *Echangeur e avec un by-pass.*

$$\alpha c_{e,p}.FCp_{c,e,p} \times (Tout'_{c,e,p} - Tin_{c,e,p}) = Qex_{e,p} \tag{5.75}$$

Les contraintes (5.74) et (5.75) déterminent les valeurs de débit traversant l'échangeur e.

$$\alpha h_{e,p}.Tout'_{h,e,p} + (1 - \alpha h_{e,p}).Tin_{h,e,p} = Tout_{h,e,p} \tag{5.76}$$

$$\alpha c_{e,p}.Tout'_{c,e,p} + (1 - \alpha h_{e,p}).Tin_{c,e,p} = Tout_{c,e,p} \tag{5.77}$$

Les contraintes (5.76) et (5.77) calculent les valeurs des températures intermédiaires permettant d'atteindre les températures de sortie des échangeurs : $Tout_{c,e,p}$, $Tout_{h,e,p}$.

$$U.A_e.\frac{(Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}) - (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})}{\ln\left(\frac{Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}}{Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p}}\right)} = Qex_{e,p} \tag{5.78}$$

Enfin la contrainte (5.78) prend en compte l'aire d'échange A_e de l'échangeur e.

Après analyse, on peut montrer que les équations ne sont pas indépendantes et qu'il est possible de résoudre ce problème via un système de deux équations et deux inconnues. Les inconnues sont le taux de partage et la température en sortie de l'échangeur. Par ailleurs, il n'est nécessaire de dériver qu'un seul des deux courants. Le cas du courant chaud est décrit ci-dessous (le principe est analogue si le courant froid était dérivé) :

$$0 \leq \alpha h_{e,p} \leq 1 \tag{5.79}$$

$$\Delta Tmin + Tin_{c,e,p} \leq Tout'_{h,e,p} \leq Tout_{h,e,p} \qquad avec \quad \Delta Tmin \geq 0 \tag{5.80}$$

De l'équation (5.76), on tire que :

$$\alpha h_{e,p} = \frac{Tout_{h,e,p} - Tin_{h,e,p}}{Tout'_{h,e,p} - Tin_{h,e,p}} \tag{5.81}$$

De l'équation (5.78), on déduit que :

$$\frac{Q}{U.A} = \Delta T_{ml} = \frac{(Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}) - (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})}{\ln\left(\frac{Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}}{Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p}}\right)} \tag{5.82}$$

En posant les relations suivantes :

$$x = \frac{Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}}{Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p}}$$

$$x - 1 = \frac{(Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}) - (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})}{Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p}}$$

$$(x-1) \cdot (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p}) = (Tout'_{h,e,p} - Tin_{c,e,p}) - (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})$$

et en les injectant dans l'équation (5.82), on obtient :

$$\frac{Q}{U.A} = \Delta T_{ml} = \frac{(x-1) \cdot (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})}{\ln x} \tag{5.83}$$

Ainsi, on arrive à :

$$K = \frac{Q}{U.A \cdot (Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})} = \frac{\Delta T_{ml}}{(Tin_{h,e,p} - Tout'_{c,e,p})} = \frac{(x-1)}{\ln x} \tag{5.84}$$

Par conséquent, l'équation non linéaire à résoudre est la suivante :

$$f(x) = \frac{(x-1)}{\ln x} = K \qquad avec \qquad x > 0 \tag{5.85}$$

Sa dérivée est la suivante :

$$f'(x) = \frac{\ln x - \frac{(x-1)}{x}}{(\ln x)^2} \tag{5.86}$$

Le numérateur de cette dernière fonction est :

$$g(x) = \ln x - \frac{(x-1)}{x} = \ln x + \frac{1}{x} - 1 \tag{5.87}$$

et sa dérivée est :

$$g'(x) = \frac{1}{x} - \frac{1}{x^2} = \frac{x-1}{x^2} \tag{5.88}$$

Tableau 5.12 : *Variation des fonctions f et g et leurs dérivées*

	0		1	$+\infty$
$g'(x)$	-		0	+
$g(x)$	+		0	+
$f'(x)$	+			+
$f(x)$	0	↗	1	↗ $+\infty$

Par conséquent, pour résoudre l'équation 5.85 avec la méthode du point fixe $x_{n+1} = g(x_n)$, deux

situations sont à considérer :

- Cas 1 : $\frac{(x-1)}{\ln x} = K$ soit $x_{n+1} = 1 + K \cdot \ln x_n$ lorsque $K > 1$ car $x > 0$
- Cas 2 : $\frac{(x-1)}{\ln x} = K$ soit $x_{n+1} = e^{\frac{x_n - 1}{K}}$ lorsque $0 < K < 1$



Application au Biodiesel

Les vues échangeurs des deux cas de marche pour le procédé Biodiesel sont rappelés dans le tableau 5.13.
Avec les mêmes paramètres que pour le remodelage, le réseau adaptable pour le scenario repositionnant l'échangeur E-402 (scenario le plus pertinent) a été généré.

Tableau 5.13 : *Procédé Biodiesel : Vue échangeurs des cas de marche 1 et 2.*

			CAS DE MARCHE 1					CAS DE MARCHE 2				
Échangeur	Type	Quantité de chaleur (kW)	Tin (°C)	Tout (°C)	Tin (°C)	Tout (°C)	Δtmin	Tin (°C)	Tout (°C)	Tin (°C)	Tout (°C)	Δtmin
E-401	INTEGRATION	115,82	79,45	64,22	54,39	68,00	9,83	79,45	57,87	40,00	66,91	12,54
E-402	INTEGRATION	292,70	116,54	79,45	68,00	103,00	11,45	116,54	79,45	68,00	103,00	11,45
E-403	UTILITE CHAUDE	194,55	165,15	165,15	103,00	125,00	40,15	165,15	165,15	103,00	125,00	40,15
E-404	UTILITE FROIDE	105,88	64,22	50,00	18,00	23,00	32,00	57,87	43,39	18,00	23,00	25,39
E-405	UTILITE FROIDE	132,60	116,05	35,89	18,00	23,00	17,89	120,00	35,89	18,00	23,00	17,89
E-406	INTEGRATION	15,66	74,54	63,84	60,00	69,00	3,84	74,54	63,84	60,00	69,00	3,84
E-407	UTILITE CHAUDE	110,06	165,12	165,12	69,00	123,01	42,11	165,12	165,12	69,00	123,01	42,11
E-408	UTILITE FROIDE	106,10	74,28	55,48	3,00	8,00	52,48	74,28	55,48	3,00	8,00	52,48
E-409	UTILITE FROIDE	577,99	95,92	80,96	3,00	8,00	77,96	95,92	81,58	3,00	8,00	78,58
E-410	UTILITE CHAUDE	617,11	192,00	192,00	101,35	150,00	42,00	192,00	192,00	101,35	150,00	42,00
E-411	INTEGRATION	66,62	150,00	91,60	67,50	95,00	24,10	150,00	91,60	68,70	90,66	22,90



Afin d'illustrer le réseau obtenu pour les deux cas de marche, deux représentations sont utilisées. La figure 5.23 présente le réseau pour le cas de marche 1, avec les by-pass sur les échangeurs concernés. De même, la figure 5.24 présente le même réseau mais avec les propriétés du cas de marche 2. Les mêmes échanges sont représentés sur chaque cas de marche.
Lorsque les by-pass sont « actifs » , ils sont représentés en trait plein (couleur rouge pour les courants chauds et bleu pour les courants froids) et leur taux de by-pass est spécifié. Dans le cas contraire, ils sont représentés en pointillés gris.
Le consommations de chaque cas de marche sont reportées dans le tableau 5.14

Tableau 5.14 : *Résultats pour les différents scenarii de remodelage de la configuration 2.*

Cas de marche	Uf (kW)	Uc (kW)	Nbech	NewEx
1	798,5	802,7	16	6
2	840,7	856,9	16	6

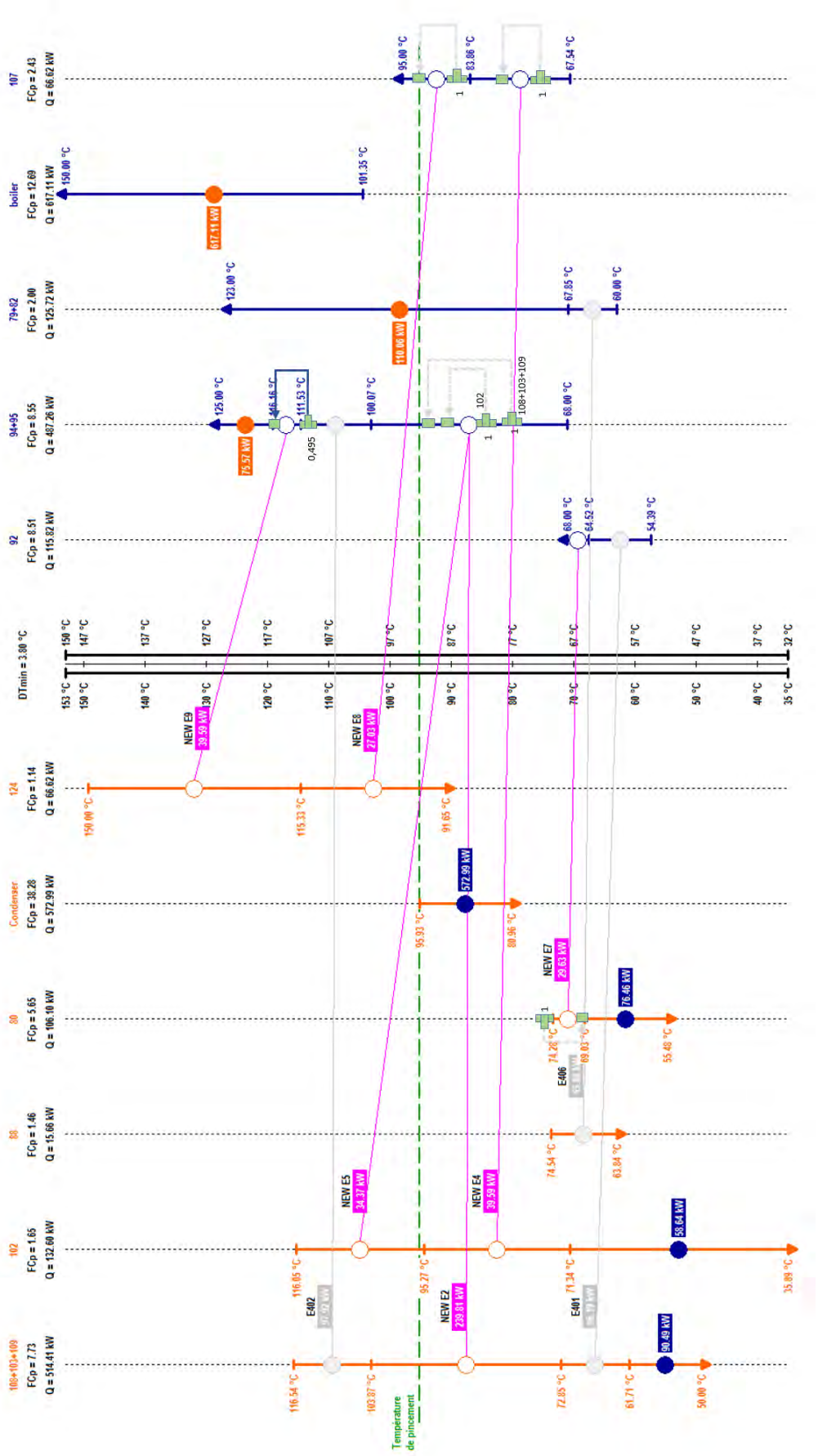


Figure 5.23 : *Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_Config2) pour le cas de marche 1.*

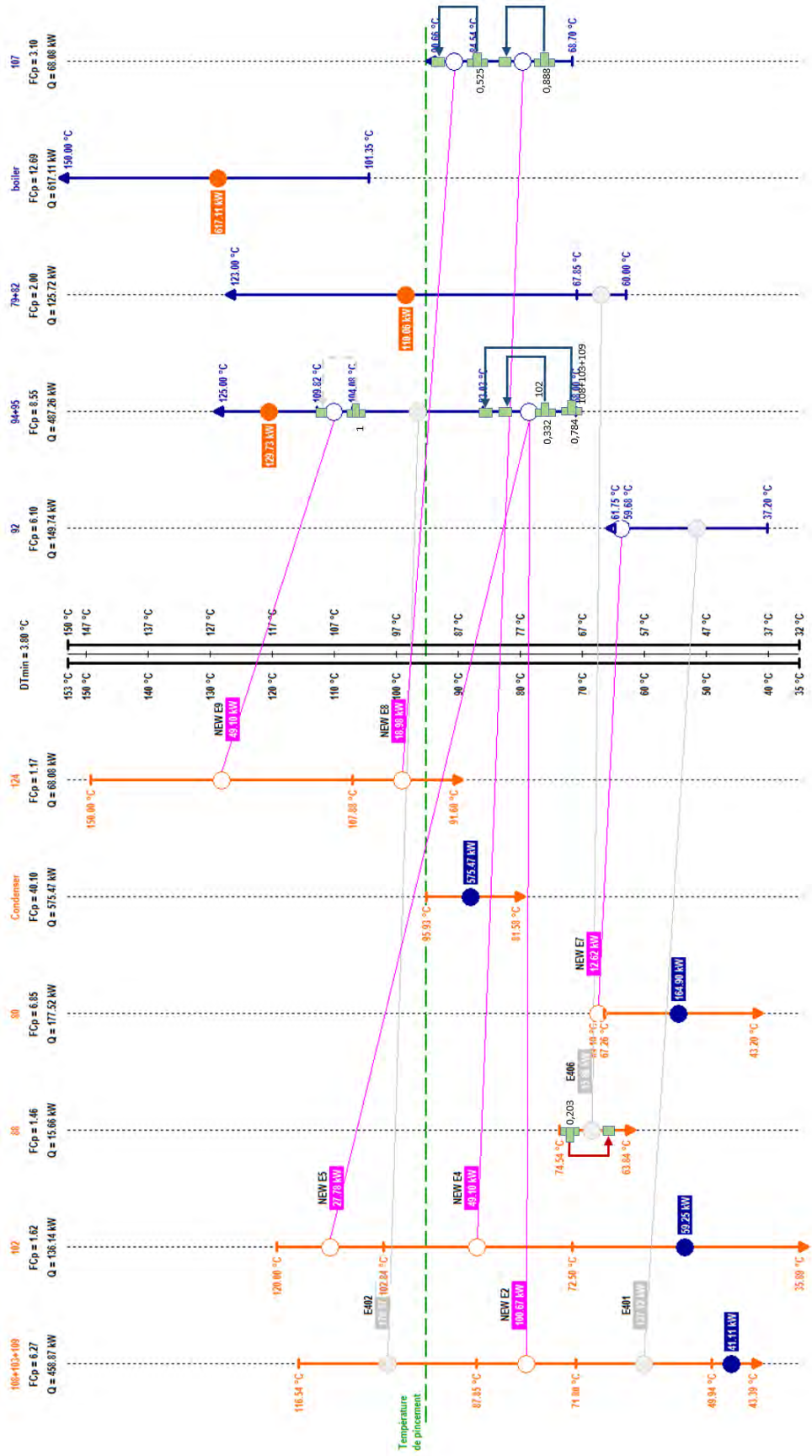


Figure 5.24 : *Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_Config2) pour le cas de marche 2.*

Conclusion

La procédure établie propose une approche systématique pour la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur flexibles, adaptables à plusieurs cas de marche. Cette méthode inclut la résolution d'un premier modèle MILP qui détermine les couplages des courants, en faisant l'hypothèse que la position des échangeurs est la même pour tous les cas de marche pour des raisons pratiques. L'aire d'échange des échangeurs est ensuite calculée et un modèle NLP permet de déterminer des taux de by-pass qui vont permettre la conduite de l'installation.

Figures

5.1 Echangeur de chaleur à contre-courant e. 126
5.2 Notion de sous-courant et d'intervalle de température. 127
5.3 Représentation d'un problème composé de 2 courants chauds et 2 courants froids avec au plus 4 échanges par courant. 127
5.4 Diagramme double échelle du procédé de Biodiesel. 132
5.5 Solution pour la cas Biodiesel. 133
5.6 Organigramme de la méthode d'affectation du nombre d'intervalles par courant. 136
5.7 Organigramme de l'affectation du nombre d'intervalles par courant au-dessus du pincement. 137
5.8 Organigramme de l'affectation du nombre d'intervalles par courant en dessous du pincement. 138
5.9 Organigramme de la réconciliation du nombre d'intervalles par courant. 139
5.10 Réseau généré à partir de la contrainte du nombre d'échanges par courant. . . 140
5.11 Séparation d'un sous-courant en deux subdivisions. 141
5.12 Organigramme d'allocation du nombre de divisions par courant. 143
5.13 Répartition des intervalles sur le diagramme double-échelle du Biodiesel. . . . 143
5.14 Réseau généré en permettant les échangeurs en parallèle. 144
5.15 Réseau généré en indiquant une incompatibilité entre C102 et C79+82. 147
5.16 Réseau généré avec un seuil en quantité de chaleur de 10%. 149
5.17 Réseau généré un seuil en écart de température de 10%. 151
5.18 Rappel des scenarii de remodelage sélectionnés. 157
5.19 Echangeur E-402 repositionné dans le scénario2, configuration2. 158
5.20 Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_Config2). 159
5.21 Réseau généré pour le scénario de remodelage minimal (Sc16_Config2). 160
5.22 Echangeur e avec un by-pass. 164
5.23 Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_Config2) pour le cas de marche 1. 167
5.24 Réseau généré en repositionnant l'échangeur E-402 (Sc2_Config2) pour le cas de marche 2. 168

Chapitre 6

Evaluation des performances des réseaux d'échangeurs

Ce chapitre présente les critères de performance sur la base desquels sont évalués les réseaux d'échangeurs de chaleur. Un critère énergétique permettant de quantifier la récupération énergétique effectuée est introduit. Ensuite, les différents aspects du critère économique (coût opératoire, coût d'investissement et temps de retour sur investissement) sont détaillés. Enfin, un critère d'évaluation de la robustesse du réseau d'échangeurs est expliquée.



Sommaire

Résumé **171**
Introduction **173**
6.1 Critère énergétique **173**
6.2 Critère économique **174**
6.2.1 Coûts opératoires 174
6.2.2 Coût d'investissement 176
6.2.3 Temps de retour sur investissement 178
6.3 Critère de robustesse **180**
6.3.1 Données nécessaires à l'analyse de robustesse 180
6.3.2 Simulation de la réponse d'un réseau 180
6.3.3 Critère de robustesse 182
6.3.3.1 Définition du critère pour une température critique 182
6.3.3.2 Echelle de criticité 185
6.3.3.3 Agrégation du critère de robustesse 186
Table des figures **188**

Introduction

Comme cela a été souligné dans le chapitre précédent, la démarche préconisée par RREFlex consiste à générer plusieurs alternatives de réseaux d'échangeurs de manière à proposer à l'ingénieur en charge du site un ensemble de bonnes solutions. Comme nous avons eu l'occasion de le constater lors des séances de restitution organisées avec divers responsables de site, l'analyse attentive des couplages proposés permet déjà à l'ingénieur d'orienter son choix vers un sous-ensemble de solutions, voire de formuler de nouvelles contraintes pour adapter au mieux la solution au site considéré. Cependant, dans le cas où plusieurs alternatives émergent, l'évaluation de critères quantitatifs peut aider l'ingénieur dans son choix final. Dans ce chapitre trois critères vont être détaillés : un critère de performance énergétique, un critère économique et un critère de robustesse.

6.1 Critère énergétique

Dans le chapitre 4, le GPEI (*Global Potential Energy Improvement*) a été évalué. Pour rappel, ce critère défini par l'équation (6.2) permet d'évaluer la marge de progression encore accessible via le remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur.

$$GPEI = \frac{U_{c,nom} - U_{c,min}}{U_{c,max} - U_{c,min}} = \frac{U_{f,nom} - U_{f,min}}{U_{f,max} - U_{f,min}} \tag{6.1}$$

S'appuyant sur l'évaluation du MER, ce critère ne constitue qu'une cible de consommation minimale correspondant à la mise en oeuvre du réseau MER en considérant donc le remodelage complet du réseau.
Afin d'évaluer la performance d'un réseau proposé par le modèle lors de l'étape de synthèse, il pourrait être intéressant d'évaluer un critère énergétique comparable au GPEI. Le critère appelé GEEI (Global Energy Efficiency Improvement) permet d'évaluer les gains énergétiques. Plus précisément, il permet de quantifier l'écart de la consommation du réseau proposé à la consommation minimale. Un GEEI égal à 1 signifie alors que le réseau proposé a permis d'atteindre la consommation minimale.
La figure 6.1, illustre la méthode de calcul de ce critère.

$$GEEI = \frac{U_{c,nom} - U_{c,réseau}}{U_{c,nom} - U_{c,min}} = \frac{U_{f,nom} - U_{f,réseau}}{U_{f,nom} - U_{f,min}} \tag{6.2}$$



Application au Biodiesel

Les conclusions de l'application du chapitre 5 ont mis en avant le scenario 2, qui permet de repositionner l'echangeur E-402, et le scenario 16, de remodelage minimal, selon la configuration 2. Ce sont ces cas particuliers sur lequel les critères seront appliqués.
Les performances énergétiques du Biodiesel pour le cas de marche 1 sont rappelées dans le tableau 6.1 et les GEEI des deux scenarii sont reportées dans le tableau 6.2.



Figure 6.1 : *GEEI : amélioration effective de la consommation énergétique globale.*

Tableau 6.1 : *Rappel des performances énergétiques du Biodiesel pour le cas de marche 1.*

		Minimal (kW)	Nominal (kW)	Maximal (kW)	GPEI (%)
Cas de marche 1	utilité chaude	712,7	921,7	1412,5	29,87
	utilité froide	708,6	917,6	1408,4	
	Tpincement (°C)	94			

Tableau 6.2 : *GEEI du cas Biodiesel pour les deux scenarii d'intérêt.*

		Sc2 (kW)	Sc16 (kW)
Cas de marche 1	utilité chaude	784,5	840,9
	utilité froide	791,2	847,0
	GEEI (%)	66%	39%

6.2 Critère économique

Actuellement, les temps de retour sur investissement attendus sur des solutions de remodelage relatifs aux réseaux d'échangeurs de chaleur sont de l'ordre de l'année. On se propose donc de permettre à l'ingénieur d'estimer ce temps de retour sur investissement. Bien sûr, dans la démarche RREFlex, il s'agit davantage d'estimation et non d'évaluation. En effet, comme nous allons le voir, les données économiques utilisées à ce stade de l'analyse sont sujette à de nombreuses hypothèses. Plus que d'obtenir une valeur très précise des coûts d'investissement et des coûts opératoires, les calculs présentés dans cette section visent davantage à classer les solutions obtenues en termes de coûts.

Les formulations employées sont classiques. On les retrouve notamment dans [Yee et al., 1990], [Colberg and Morari, 1990] ou encore [Serna-González and Ponce-Ortega, 2011].

6.2.1 Coûts opératoires

Le coût opératoire (ou OPEX) correspond au coût total engendré par la consommation en utilités (chaude et froide). L'évaluation des coûts opératoires passe donc par une analyse des échangeurs de chaleur avec utilités. Dans le cas où plusieurs utilités sont disponibles sur le site, c'est le cas par exemple, lorsqu'une chaudière industrielle est capable de fournir de la vapeur à différents niveaux de pression, le choix de l'utilité a exploiter au niveau de chaque échangeur de chaleur peut se faire selon deux stratégies :

- **Une stratégie privilégiant la baisse de coûts énergétiques.**
  Dans ce cas, on procède à une allocation « intelligente » des utilités qui consiste à choisir

parmi les utilités adaptées au courants procédé qu'elle doit chauffer ou refroidir celle qui conduit au coût minimal.

Une utilité chaude est adaptée au courant procédé qu'elle doit chauffer si :

$$T_{utilitéchaude} \geq Tout_{procédé} + \Delta Tmin \tag{6.3}$$

De même une utilité froide est adaptée au courant procédé qu'elle doit chauffer si :

$$T_{utilitéfroide} + \Delta Tmin \leq Tout_{procédé} \tag{6.4}$$

La figure 6.2 présente l'organigramme de la procédure d'allocation des utilités.

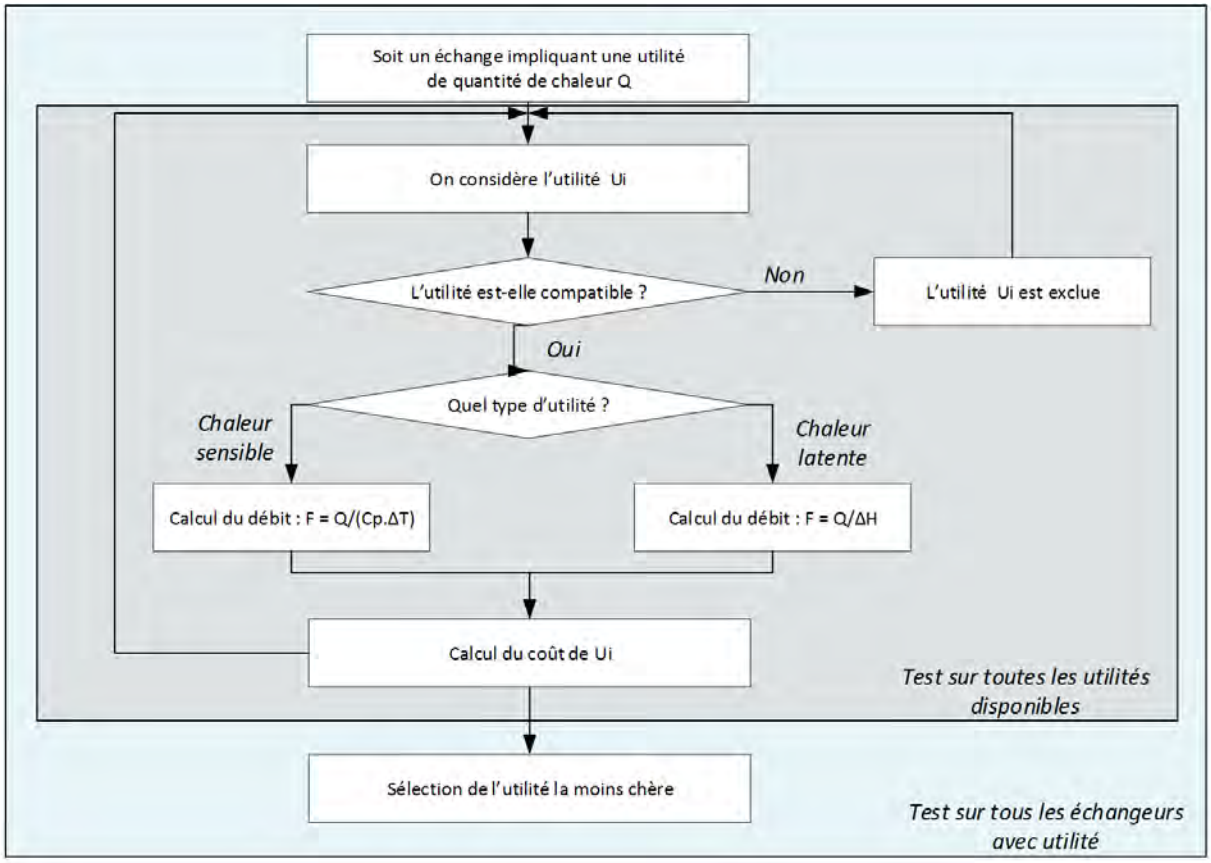


Figure 6.2 : *Organigramme de la procédure d'allocation des utilités.*

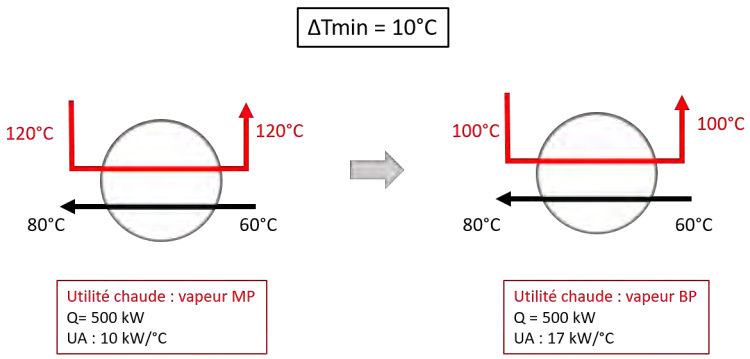


Figure 6.3 : *Impact d'un changement de température sur l'aire d'échange requise.*

Comme l'illustre la figure 6.3, cette stratégie certes prometteuse en terme de coûts opé-

ratoires risque de requérir une aire d'échange plus importante et donc pénaliser les coûts d'investissement. Par ailleurs, dans le cas où l'échangeur avec utilité existait déjà sur le site, un changement d'utilité peut requérir un réaménagement coûteux des réseaux d'utilités.

- **Une stratégie privilégiant la préservation du réseau d'utilité existant.**
  Pour les échangeurs avec utilité suggérés par le nouveau réseau et déjà présents sur le réseau nominal, l'autre stratégie consiste à exploiter les mêmes utilités. Seuls les nouveaux échangeurs avec utilité sont concernés par la procédure d'allocation des utilités illustrée sur la figure 6.2.

Pour le moment, l'application développée permet de réaliser le calcul des débits requis en utilité au niveau de chaque échangeur en adoptant la même stratégie pour l'ensemble des échangeurs. Une fois le choix et le débit d'utilité calculé, le coût opératoire global est donné par :

$$OPEX = Nh.An \cdot (\sum_{i \in N_{UC}} Q_i \cdot Cout_i + \sum_{j \in N_{UF}} Q_j \cdot Cout_j) \tag{6.5}$$

où $Cout_i$ et $Cout_j$ sont respectivement les coûts de chaque utilité chaude et chaque utilité froide utilisées ; Q_i et Q_j les quantités de chaleur correspondantes, Nh le nombre d'heures de fonctionnement par jour et An est le nombre de jour par an où le site est en fonctionnement.

6.2.2 Coût d'investissement

Les coûts d'investissement liés au remodelage du réseau d'échangeur de chaleur sont évalués via le recensement des nouveaux échangeurs à mettre en place. Afin d'illustrer notre propos, les figures 6.4 et 6.5 comparent le réseau d'échangeurs nominal avec deux versions de réseaux calculés à l'aide du modèle de synthèse.

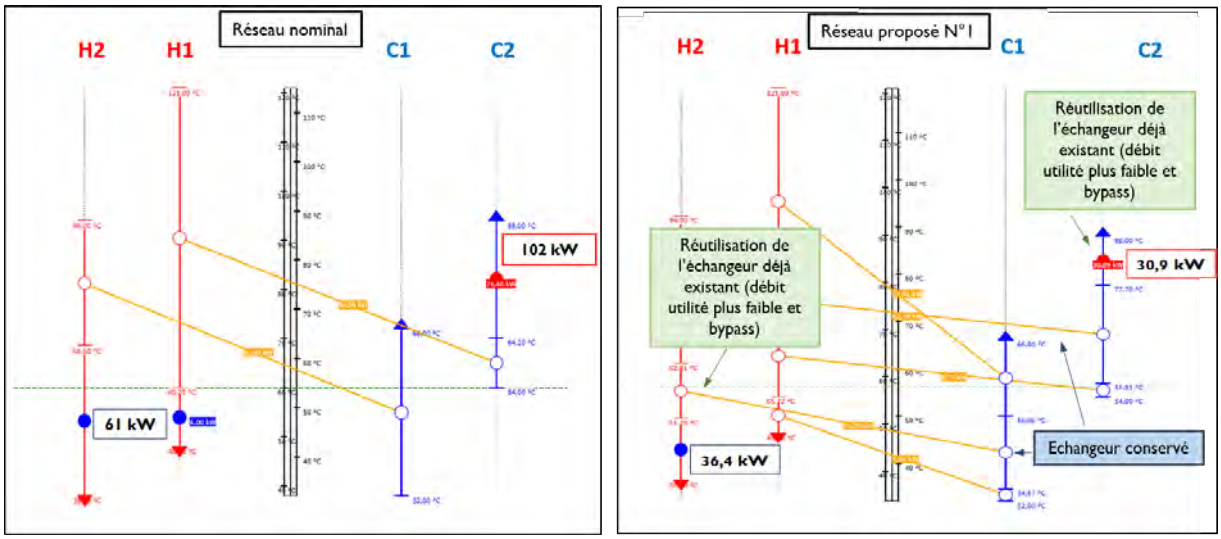


Figure 6.4 : *Exemple académique : réseau permettant une réutilisation des échangeurs avec utilité.*

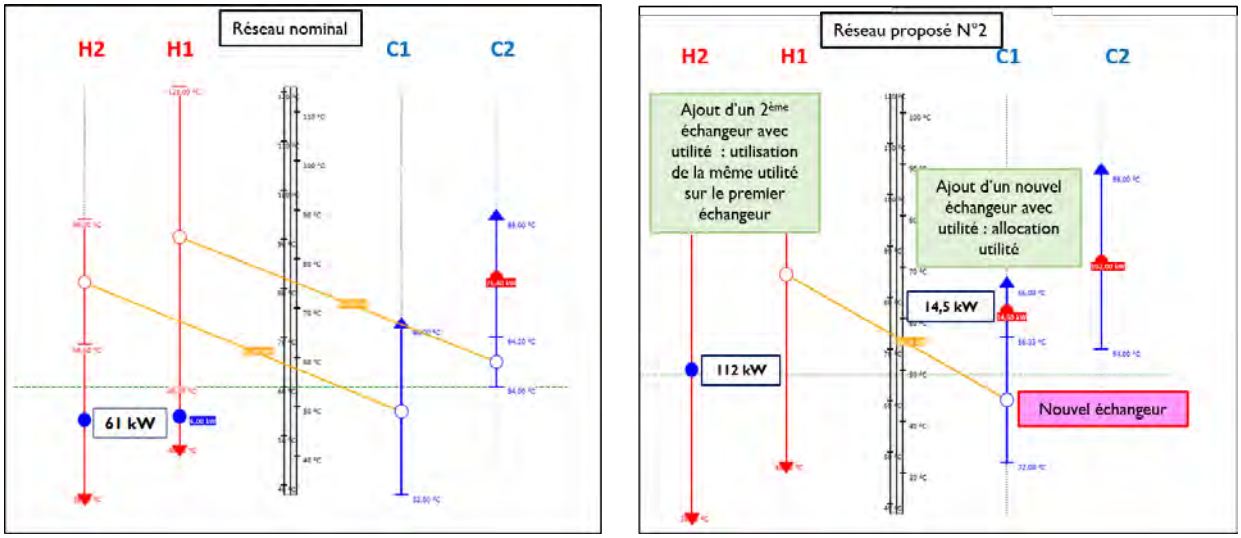


Figure 6.5 : *Exemple académique : réseau nécessitant l'ajout d'un échangeur avec utilité .*

L'analyse du réseau d'échangeur proposé lors de l'étape de synthèse conduit à la classification suivante pour les échangeurs :

- *les échangeurs conservés* : (en bleu sur la figure 6.4 par exemple) : ce sont les échangeurs d'intégration qui ont été préservés et repositionnés dans le scenario considéré. Par définition, ces échangeurs n'occasionnent aucun frais supplémentaire.
- *les nouveaux échangeurs* : (en rouge sur la figure 6.5 par exemple) : ce sont les nouveaux échangeurs d'intégration ajoutés afin d'améliorer la récupération énergétique ou les nouveaux échangeurs avec utilité. Leur coût est directement lié à l'aire d'échange installée défini par l'équation :

$$A_i = \frac{Qutil_i}{U \cdot \Delta Tml} \tag{6.6}$$

- *les échangeurs d'utilité conservés et fonctionnement à marche réduite* : (échangeur en vert sur la figure 6.4) : il peut arriver que la solution proposée fasse état d'un échangeur avec utilité sur un courant qui était déjà réchauffé ou refroidi par un échangeur avec utilité. Dans le cas où la quantité d'énergie requise est plus faible sur le nouveau réseau, il est possible de conserver l'échangeur existant en le faisant fonctionner à marche réduite (bypass notamment).
- *les échangeurs d'utilité conservés et complémentés par un nouvel échangeur* : (échangeur en vert sur la figure 6.5) : Si la solution proposée fait état d'un échangeur avec utilité sur un courant qui était déjà réchauffé ou refroidi par un échangeur avec utilité et si la quantité d'énergie requise est plus importante sur le nouveau réseau, alors on conserve l'échangeur existant et on le complémente avec un échangeur pour lequel l'aire est calculée comme suit :

$$A_i = \frac{Qutil_i}{U \cdot \Delta Tml} - Aexistante_i \tag{6.7}$$

Une fois les aires d'échanges évaluées sur chaque échangeur, le coût est calculé à partir de la formule suivante :

$$C = a + b.A_e^c \tag{6.8}$$

Où A_e correspond à l'aire d'échange et a, b et c sont des coefficients. Ainsi, un coût d'investissement plus fin peut être établi adapté au problème de remodelage.

Par ailleurs, le coût final est multiplié par trois pour inclure le coût d'installation.



Le coût d'investissement calculé sert surtout à comparer les solutions de réseaux d'échangeurs entre elles. Un calcul économique précis sur les alternatives sélectionnées devra être établi par l'entreprise par la suite.

6.2.3 Temps de retour sur investissement

Le temps de retour sur investissement est ici calculé de manière très simple :

$$TRI = \frac{CAPEX}{OPEX_{nom} - OPEX_{réseau}} \tag{6.9}$$

Où $CAPEX$ est le coût d'investissement estimé pour le scenario étudié, $OPEX_{nom}$ est le coût opératoire du procédé nominal et $OPEX_{réseau}$ est le coût opératoire estimé pour le scenario étudié.



Application au Biodiesel

Les données liées au coût sont rassemblées dans les tableaux 6.3 et 6.4 et le détail des propriétés des échangeurs de chaque réseau est détaillé dans le tableau 6.6.
La remise en cause de l'échangeur E-411 dans le scenario 2 permet de trouver une solution ayant une plus grande récupération énergétique que le scenario à remodelage minimal conservant tous les échangeurs nominaux. Le modèle propose ainsi un échangeur entre les courants C103+C108+C109 et C94+C95 à très forte aire d'échange pour le scenario 2 ce qui impacte fortement son coût d'investissement. Les résultats obtenus sont reportés au tableau 6.5. Le scenario 2 implique un TRI de 1 an tandis que celui du scenario de remodelage minimal n'est que de 6 mois.

Tableau 6.3 : *Procédé Biodiesel - Données liées aux coûts opératoires*

Nom	Type	Coût (€/kJ)	Tin(°C)	Tout(°C)	Cp (kJ/(kg.K))	Δ Hv (kJ/kg)
MPSteam	CHAUD	0,012	164,85	-	-	2086
HPSteam	CHAUD	0,018	190,85	-	-	1986
Water	FROID	0,00075	17,85	22,85	4,18	-
ChilledWater	FROID	0,0012	2,85	7,85	4,18	-

Tableau 6.4 : *Procédé Biodiesel - Données liées aux coûts d'investissement*

a	300
b	5000
c	0,8

Tableau 6.5 : *Résultats économiques pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario	OPEX (€/an)	CAPEX (€)	ROI (an)
2	904,13	637,95	1,04
16	969,05	286,61	0,52

Tableau 6.6 : *Propriétés des échangeurs des réseaux générés pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario 2 (repositionnement de E-402)													
Name	HotStreamName	ColdStreamName	TCIn	TCOut	THIn	THOut	DTml	HeatFlux	Kind	Status	RequiredExchangerArea	ExistingExchangerArea	AdditionnalExchangerArea	ExchangerCost
NEW E1	C124_1	C79+C82_2	69,00	101,69	150,00	91,65	33,88	66,62	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	1,97	0,00		8,89
NEW E2	C102_2	C107_1	67,54	95,00	111,55	71,28	8,61	66,62	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	7,74	0,00		25,99
NEW E3	C102_1	C94+C95_1	68,00	93,91	116,05	111,55	31,65	7,44	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	0,24	0,00		1,87
E-406	C88_1	C79+C82_1	60,00	69,00	74,54	63,84	4,63	15,66	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
NEW E5	C80_1	C92_1	54,39	63,56	74,28	60,46	8,17	78,02	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	9,55	0,00		30,70
E-401	C103+C108+C109_3	C92_2	63,56	68,00	71,74	66,77	3,47	37,80	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
NEW E7	C103+C108+C109_2	C94+C95_1	68,00	93,91	99,25	71,74	4,49	209,26	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	46,62	0,00		108,40
E-402	C103+C108+C109_1	C94+C95_2	93,91	110,23	116,54	99,25	5,81	136,45	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
UF1	C102_3	CU	18,00	23,00	71,28	35,89	30,61	58,54	COLD_UTILIT	RECYCLED_EXCHA	1,91	2,91		0,00
UF2	C80_2	CU	18,00	23,00	60,46	55,48	37,47	28,08	COLD_UTILIT	RECYCLED_EXCHA	0,75	1,79		0,00
UF3	condenser_1	CU	18,00	23,00	95,93	80,96	67,82	572,99	COLD_UTILIT	SUPP_EXCHA	8,45	6,92	1,53	7,33
UF4	C103+C108+C109_4	CU	18,00	23,00	66,77	50,00	37,58	124,84	COLD_UTILIT	SUPP_EXCHA	3,32	2,91	0,41	2,77
UC1	HU	boiler_1	101,35	150,00	165,00	166,00	33,98	617,11	HOT_UTILITY	SUPP_EXCHA	18,16	10,16	8,00	26,69
UC2	HU	C79+C82_3	101,69	123,00	165,00	166,00	52,37	43,44	HOT_UTILITY	RECYCLED_EXCHA	0,83	1,69		0,00
UC3	HU	C94+C95_3	110,23	125,00	165,00	166,00	47,45	130,63	HOT_UTILITY	RECYCLED_EXCHA	2,75	3,91		0,00

Scenario 16 (retrofit minimal)														
Name	HotStreamName	ColdStreamName	TCIn	TCOut	THIn	THOut	DTml	HeatFlux	Kind	Status	RequiredExchangerArea	ExistingExchangerArea	AdditionnalExchangerArea	ExchangerCost
NEW E1	C124_3	C94+C95_2	69,50	69,94	94,87	91,65	23,51	3,68	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	0,16	0,00		1,43
E-411	C124_2	C107_2	93,95	95,00	97,10	94,87	1,43	2,55	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
NEW E3	C124_1	C79+C82_3	93,37	123,00	150,00	97,10	11,76	60,39	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	5,13	0,00		18,81
NEW E4	C102_1	C107_1	67,54	93,95	116,05	77,32	15,11	64,07	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	4,24	0,00		16,18
E-406	C88_1	C79+C82_1	60,00	69,00	74,54	63,84	4,63	15,66	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
NEW E6	C80_1	C94+C95_1	68,00	69,50	74,28	72,05	4,40	12,56	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	2,85	0,00		11,87
E-401	C103+C108+C109_3	C92_1	54,39	68,00	79,45	64,22	10,62	115,82	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
E-402	C103+C108+C109_2	C94+C95_3	69,94	99,00	110,25	79,45	10,35	243,04	INTEGRATIO	REUSED	0,00	0,00		0,00
NEW E9	C103+C108+C109_1	C79+C82_2	69,00	93,37	116,54	110,25	31,35	49,66	INTEGRATIO	NEW_EXCHA	1,58	0,00		7,53
UF1	C102_2	CU	18,00	23,00	77,32	35,89	32,80	68,53	COLD_UTILIT	RECYCLED_EXCHA	2,09	2,91		0,00
UF2	C80_2	CU	18,00	23,00	72,05	55,48	43,01	93,54	COLD_UTILIT	SUPP_EXCHA	2,17	1,79	0,38	2,61
UF3	condenser_1	CU	18,00	23,00	95,93	80,96	67,82	572,99	COLD_UTILIT	SUPP_EXCHA	8,45	6,92	1,53	7,33
UF4	C103+C108+C109_4	CU	18,00	23,00	64,22	50,00	36,42	105,88	COLD_UTILIT	RECYCLED_EXCHA	2,91	2,91		0,00
UC1	HU	boiler_1	101,35	150,00	165,00	166,00	33,98	617,11	HOT_UTILITY	SUPP_EXCHA	18,16	10,16	8,00	26,69
UC2	HU	C94+C95_4	99,00	125,00	165,00	166,00	52,34	229,89	HOT_UTILITY	SUPP_EXCHA	4,39	3,91	0,48	3,09

6.3 Critère de robustesse

Comme le souligne [Smith et al., 2010], la flexibilité est un paramètre clé en remodelage des réseaux d'échangeurs afin de garantir la viabilité des solutions proposées. La génération de réseaux adaptables (cf. chapitre 5) est un premier pas vers la flexibilité pour répondre aux problématiques des procédés ayant plusieurs cas de marche. La robustesse, quant à elle, intervient sur l'opérabilité des réseaux proposés : sont-ils résistants aux perturbations auxquelles est soumis le procédé ? Peut-on espérer la même flexibilité que celle du procédé actuel ? Tant de questions auxquelles l'analyse de la robustesse des réseaux cherche à répondre. La méthodologie décrite dans cette partie se propose de :

- identifier les variations et les spécifications qui vont permettre de quantifier la robustesse d'un réseau selon une formulation probabiliste,
- simuler la réponse du réseau face à ses perturbations,
- établir la capacité du réseau à contenir les perturbations dans un critère.

6.3.1 Données nécessaires à l'analyse de robustesse

Afin d'évaluer la robustesse d'un réseau d'échangeurs, il faut identifier deux types de données particuliers :

- *les variations en entrée du réseau :*
  Les perturbations auxquelles le procédé en fonctionnement est soumis et auxquelles le nouveau réseau d'échangeurs doit être à même de répondre doivent être identifiées. L'analyse de données préalablement mise en oeuvre par la méthode EDiFy (cf. chapitre 3) reporte les valeurs moyennes et écarts types de courants pour lesquels l'information est disponible. C'est cette valeur d'écart type qui va permettre d'évaluer l'étendue de la variation. Ainsi, les *distributions gaussiennes* de température en entrée du système vont se répercuter sur le reste du réseau d'échangeurs et l'évaluation de la robustesse doit calculer l'impact de ces perturbations sur les paramètres de sortie du réseau.
- *les courants critiques :*
  Les spécifications plus ou moins strictes en sortie du réseau d'échangeurs doivent être respectées pour garantir le bon fonctionnement du procédé. Ainsi, des courants critiques dont les valeurs sont soumises à de fortes restrictions pour des raisons de sécurité ou de productivité, peuvent être identifiés sur le procédé :
  - soit grâce à l'analyse statistique du procédé comme étant des courants à très faible écart type,
  - soit par l'ingénieur, qui peut conserver la variation identifiée ou restreindre d'avantage ses spécifications.

6.3.2 Simulation de la réponse d'un réseau

Dans le chapitre précédent, une relation linéaire a été établie entre les températures aux bornes d'un échangeur de chaleur. On rappelle ici les éléments principaux. Avec des notations conformes

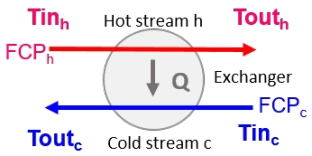


Figure 6.6 : *Echangeur à contre-courant.*

à la figure 6.6 qui présente un échangeur à contre-courant, les équations suivantes peuvent être établies entre les températures d'entrée et de sortie d'un échangeur e.

$$\begin{cases} Tout_{e,h} &= K1_e.Tin_{e,h} + (1 - K1_e).Tin_{e,c} \\ Tout_{e,c} &= (1 - K2_e).Tin_{e,h} - K2_e.Tin_{e,c} \end{cases} \tag{6.10}$$

avec

$$K1_e = \frac{(1-\alpha_e).e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})}}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)} \tag{6.11}$$

$$K2_e = \frac{(1-\alpha_e)}{(e^{U.A_e.(\frac{1}{FCp_h} - \frac{1}{FCp_c})} - \alpha_e)} \tag{6.12}$$

où $\alpha_e = \frac{FCp_h}{FCp_c}$.

En étendant des relations à l'ensemble du réseau d'échangeur, la réponse (températures de sortie) du réseau peut être calculée en résolvant l'équation matricielle $A.T = b$ suivante :

$$A : \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & \cdots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & \cdots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -K1_{e1} & K1_{e1}-1 & 1 & 0 & \cdots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ K2_{e1}-1 & K2_{e1} & 0 & 1 & \cdots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots \\ 0 & 0 & -1 & 0 & \cdots & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \cdots & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \cdots & -K1_{en} & K1_{en} & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \cdots & K2_{en}-1 & K2_{en} & 0 & 1 \end{pmatrix} \times T : \begin{pmatrix} Tin_{e1,h} \\ Tin_{e1,c} \\ Tout_{e1,h} \\ Tout_{e1,c} \\ \cdots \\ Tin_{en,h} \\ Tin_{en,c} \\ Tout_{en,h} \\ Tout_{en,c} \end{pmatrix} = b : \begin{pmatrix} T_{in}^{H2} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \cdots \\ 0 \\ T_{in}^{C1} \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}$$

- T est le vecteur composé de toutes les températures du système. Un système à n échangeurs est représenté ci-dessus. La dimension de T est alors $4.n$ avec 4 températures par échangeur du système.
- Le vecteur b, de même dimension, regroupe les entrées connues du système. Les valeurs de température intermédiaire ou de sortie sont égales à 0 dans le vecteur b.
- La matrice A de dimension $4.n \times 4.n$ enfin regroupe les équations des échangeurs de chaleur du système avec à la fois les équations aux bornes d'un échangeur (équation (6.10)) mais également les connections entre les échangeurs montés en série ou en parallèle.

Elle se construit de la manière suivante :

- Les équations correspondant aux températures d'entrée d'un échangeur i sont :

- Soit $Tin_h = donnée$ pour le courant chaud h (resp. pour le courant froid c) pour une entrée du réseau d'échangeurs ; cela se traduit par une composante égale à 1 dans A et une donnée de température sur la même ligne du vecteur b ;
- Soit $Tin_{i,h} = Tout_{j,h}$ pour le courant chaud h (resp. pour le courant froid c) pour une connexion du réseau d'échangeurs entre l'échangeur i et l'échangeur j ;
  Ce qui se traduit par deux éléments égaux respectivement à 1 et -1 dans A et un 0 sur la même ligne du vecteur b ;

- Les équations correspondant aux température de sortie d'un échangeur i sont :

  - $Tout_{i,h} = K1_i.Tin_{i,h} + (1 - K1_i).Tin_{i,c}$ pour le courant chaud h ;
    Ce qui se traduit par trois éléments égaux respectivement à 1, $-K1_i$ et $K1_i - 1$ dans A et un 0 sur la même ligne du vecteur b ;
  - $Tout_{i,c} = (1 - K2_i).Tin_{i,h} - K2_i.Tin_{i,c}$ pour le courant froid c ;
    Ce qui se traduit par trois éléments égaux respectivement à 1, $K2_i - 1$ et $K2_i$ dans A et un 0 sur la même ligne du vecteur b.

La linéarité du problème pour un réseau donné assure que la réponse à une distribution gaussienne en température sera également une distribution gaussienne, en supposant que les températures sont indépendantes. Ainsi, la résolution de $A.Tmoy = bmoy$ permet de calculer les températures de sortie moyenne en fonction des températures d'entrée moyennes. De même, la résolution des mêmes équations avec la variance des températures d'entrée des courants dans le vecteur b permet d'obtenir la variance (puis l'écart type) caractéristique des températures de sortie aux bornes des échangeurs. C'est sous cette forme qu'est exploité le système d'équations précédent.

6.3.3 Critère de robustesse

6.3.3.1 Définition du critère pour une température critique

Afin d'évaluer le critère de robustesse, les informations suivantes sont exploitées :

- les valeurs μ_{in} et σ_{in} des températures d'entrée de chaque courant,
- les valeurs μ_{out} et σ_{out} des températures de sortie de chaque courant obtenues par la résolution des systèmes précédent,
- les intervalles de tolérance des températures de sortie de chaque courant défini par une borne inférieure et supérieure,
- le niveau de criticité sur la température de sortie de chaque courant.

Ces bornes sont définies soit par la collecte de données (comportement actuel du réseau), soit par l'ingénieur. Selon la position de l'échangeur traversé par ce courant, plusieurs cas de figures se présentent sur l'application de ces bornes :

1. *La température critique est aux bornes d'un échangeur d'intégration en bout de courant.*
   Si la température de sortie critique est directement en entrée d'une opération unitaire,

l'échangeur d'intégration impacté par la perturbation est en bout de courant. Dans ce cas, des bornes fixes avec une température minimale T_{min} et une température maximale T_{max} sont nécessaires. Si ces bornes sont déterminées par l'analyse statistique (comportement observé du procédé) alors :

$$T_{min} = T_{moy} - 3 \cdot \sigma \tag{6.13}$$

$$T_{max} = T_{moy} + 3 \cdot \sigma \tag{6.14}$$

Pour une distribution normale de moyenne μ et d'écart-type σ, l'intervalle $[\mu - 3 \cdot \sigma; \mu + 3 \cdot \sigma]$ contient 99,7 % de la distribution.

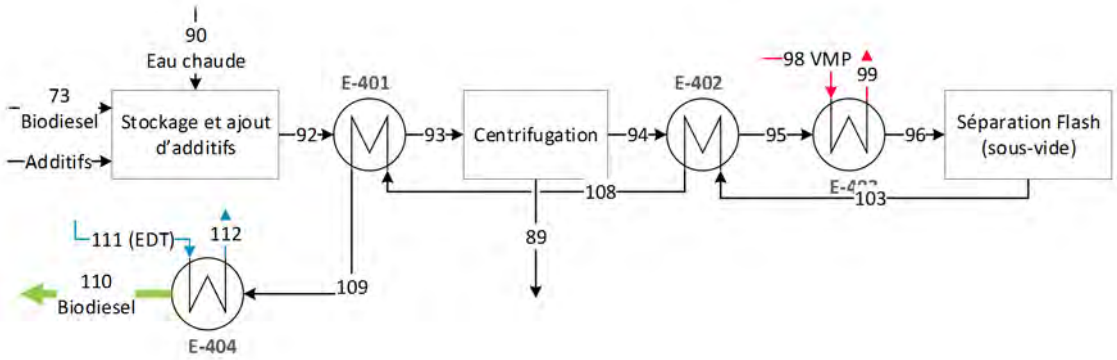


Figure 6.7 : *Extrait du procédé de Biodiesel.*

Application au Biodiesel

Sur cet extrait de schéma du procédé de Biodiesel figure 6.7, si la température du courant 92-93 est critique, elle correspond à la description ci-dessus.

2. *La température critique est aux bornes d'un échangeur d'intégration suivi d'une utilité chaude.*
   Lorsque l'échangeur dont l'impact d'une perturbation est évalué, est suivi d'une utilité chaude, on considère que l'utilité peut absorber une partie de la perturbation. Ainsi, si la température est trop basse, une augmentation du débit de l'utilité permet d'absorber cette perturbation. Toutefois, la borne haute de la température ne pourra pas être régulée si elle est au-dessus des spécifications. Ainsi, seule la valeur de T_{max} est défini selon l'équation (6.14).

Application au Biodiesel

Sur l'extrait de schéma du procédé de Biodiesel figure 6.7, le courant 94-95-96 correspond à cette description.

3. *La température critique est aux bornes d'un échangeur d'intégration suivi d'une utilité froide.*
   En appliquant le même raisonnement sur un échangeur d'utilité froide, si l'échangeur

dont l'impact d'une perturbation est évalué est suivi d'une utilité froide, on considère que l'utilité va pouvoir absorber une partie de la perturbation. Ainsi, si la température est trop forte, une augmentation du débit de l'utilité permet de pallier à cette perturbation. La borne basse ne pouvant être régulée, seule la valeur de T_{min} est défini selon l'équation (6.13) précédente.



Application au Biodiesel

La température critique du courant 103-108-109-110 est dans le cas défini ci-dessus.

Pour les températures non critiques, aucune borne n'est définie.

A partir de ces intervalles, le critère de robustesse est la probabilité pour la température de sortie soumise à une perturbation, $Tcrit$, calculée, d'être entre les bornes a et b définies :

1. Cas 1 :
$$Pr(b \leq z \leq a) = F(a) - F(b) = \frac{1}{2\pi} \int_b^a e^{\frac{-z^2}{2}} dz \tag{6.15}$$
où $z = \frac{x-\mu}{\sigma}$ et $dz = \frac{1}{\sigma} dx$

2. Cas 2 :
$$Pr(z \leq a) = F(a) = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^a e^{\frac{-z^2}{2}} dz \tag{6.16}$$

3. Cas 3 :
$$Pr(b \leq z) = 1 - F(b) = 1 - \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^b e^{\frac{-z^2}{2}} dz \tag{6.17}$$

La figure 6.8 représente tous les cas ci-dessus.

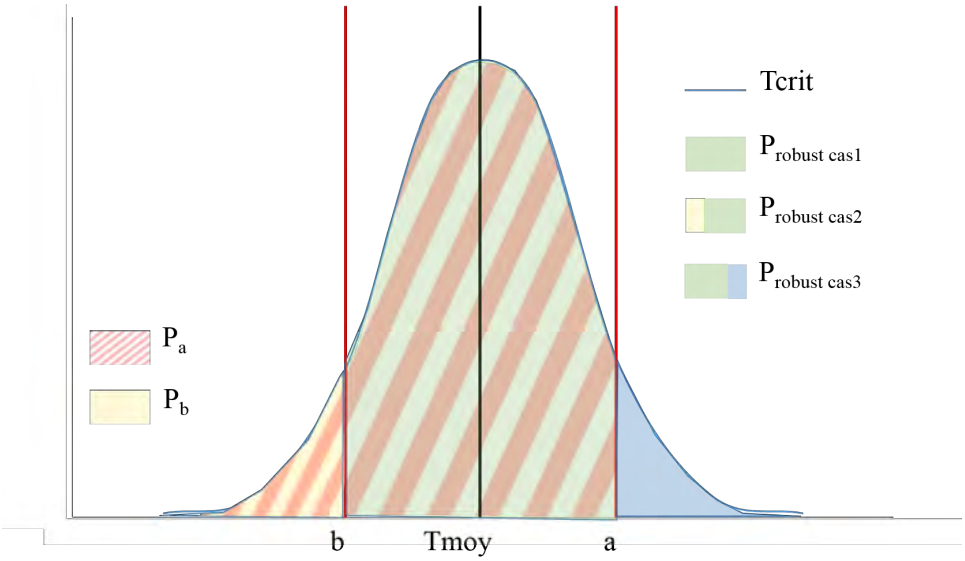


Figure 6.8 : *Critère de robustesse comme la probabilité d'être entre les bornes d'une température critique.*

6.3.3.2 Echelle de criticité

Afin d'accorder une importance significative en terme de robustesse à chaque courant, une échelle de criticité a été établie selon le tableau 6.7. Ainsi, la valeur de Pr, est convertie en une valeur $Cprob$. Cet indicateur permet d'évaluer individuellement chaque courant. D'autre part, une note de 1 (non critique) à 12 (critique) est attribuée à chaque courant. Ce paramètre définit en fait avec quelle probabilité l'exploitant souhaite que l'intervalle de tolérance soit respecté (tout le temps → 12, sans contrainte → 1).

Tableau 6.7 : *Table du critère de criticité*

Criticité	Probabilité
1	0% →100 %
2	25% →100 %
3	50% →100 %
4	60% →100 %
5	70% →100 %
6	80% →100 %
7	85% →100 %
8	90% →100 %
9	92,5% →100 %
10	95% →100 %
11	97,5% →100 %
12	99,7% →100 %

Ensuite, la probabilité calculée par les équations (6.15),(6.16) ou (6.17) est rapportée à l'exigence de criticité demandée C permettant ainsi d'évaluer un coefficient de robustesse individuel Ri, où i est l'indice de la température évaluée :

$$Ri = 1 - \frac{max(C - C_{prob}; 0)}{C} \tag{6.18}$$

Avec cet indicateur, Ri vaut 1 dès que C_{prob} est supérieur ou égale à C. Dans le cas inverse, Ri est d'autant plus faible que C_{prob} s'éloigne de la valeur C visée.



Application au Biodiesel

On fixe un écart type égale à 10% de chaque température d'entrée. Les résultats obtenus sont retranscrits dans le tableau 6.8.

La simulation du comportement du réseau en tout point permet d'identifier des points sensibles qui poseront plus de problèmes à l'installation. Notamment, les courants à probabilité de robustesse Pr très faibles sont à surveiller de près. Il faudra même envisager des solutions type by-pass ou ajout d'appoint d'utilité afin de pallier à ces problèmes.

Tableau 6.8 : *Propriétés de robustesse pour les scenarii d'intérêt à pour un écart type en entrée de 10%.*

Scenario de repositionnement de E402 Sc.2						
Courant	Bornes	Propriétés LN(mu;sigma)	Pr	Cprob	Cvisée	Ri
(C124_1)	[81.000 <= T <= 101.000]	N(91.650,7.863)	79,50	5	12	0,42
(C79+C82_2)	[-inf <= T <= 126.000]	N(101.688,8.605)	99,77	12	12	1,00
(C102_2)	[30.000 <= T <= +inf]	N(71.279,17.119)	98,76	11	12	0,92
(C107_1)	[85.000 <= T <= 105.000]	N(95.000,11.523)	61,45	4	6	0,67
(C88_1)	[53.000 <= T <= 73.000]	N(63.836,5.528)	92,63	9	1	1,00
(C80_1)	[50.000 <= T <= +inf]	N(60.457,14.340)	59,96	3	12	0,25
(C103+C108+C109_3)	[30.000 <= T <= +inf]	N(66.766,19.127)	96,81	10	12	0,83
(C92_2)	[60.000 <= T <= 76.000]	N(68.000,21.689)	28,78	2	12	0,17
(C94+C95_2)	[-inf <= T <= 130.000]	N(110.228,31.610)	64,35	4	1	1,00

Scenario de remodelage minimal Sc.16						
Courant	Bornes	Propriétés LN(mu;sigma)	Pr	Cprob	Cvisée	Ri
(C124_3)	[81.000 <= T <= 101.000]	N(91.650,11.761)	60,41	4	12	0,333
(C107_2)	[85.000 <= T <= 105.000]	N(95.000,10.423)	66,267	4	6	0,667
(C79+C82_3)	[120.000 <= T <= 126.000]	N(123.001,10.708)	22,066	1	12	0,083
(C102_1)	[30.000 <= T <= +inf]	N(77.318,15.380)	99,306	11	12	0,917
(C88_1)	[53.000 <= T <= 73.000]	N(63.836,5.528)	92,634	9	1	1
(C80_1)	[50.000 <= T <= +inf]	N(72.050,12.753)	52,75	3	12	0,25
(C103+C108+C109_3)	[30.000 <= T <= +inf]	N(64.219,18.084)	96,887	10	12	0,833
(C92_1)	[60.000 <= T <= 76.000]	N(68.000,18.116)	34,122	2	12	0,167
(C94+C95_3)	[-inf <= T <= 130.000]	N(99.004,13.777)	97,556	11	1	1

6.3.3.3 Agrégation du critère de robustesse

Afin d'obtenir une évaluation globale de robustesse d'un réseau par rapport aux exigences de l'exploitant, un critère agrégé de robustesse est établi. Ainsi, pour n températures critiques sur lequelles un coefficient de robustesse Ri a été évalué, l'indicateur agrégé global de robustesse est définit de la manière suivante :

$$R = \frac{\sum_{j=1}^{n} Ri_j}{n} \tag{6.19}$$



Application au Biodiesel

Au final, les critères de robustesse de nos deux scenarii ont les valeurs suivantes :

Tableau 6.9 : *Critère de robustesse des scenarii d'intérêt.*

	R
Sc. 2	0.694
Sc.16	0.583

Conclusion

Des critères adaptés au remodelage de réseaux d'échangeurs ont été définis : un critère énergétique, un critère économique et un critère de robustesse. Ces indicateurs de performance permettront d'orienter l'ingénieur vers le réseau le mieux adapté à ses problématiques. Notons que pour ce qui concerne l'évaluation économique, un chiffrement du coût d'investissement devra être réalisé par une entreprise externe pour une valeur plus précise. Dans le cadre de la méthodologie RREFlex, cet indicateur n'existe que pour discriminer de manière relative sur ce critère économique.

Figures

6.1 GEEI : amélioration effective de la consommation énergétique globale. 174
6.2 Organigramme de la procédure d'allocation des utilités. 175
6.3 Impact d'un changement de température sur l'aire d'échange requise. 175
6.4 Exemple académique : réseau permettant une réutilisation des échangeurs avec utilité. 176
6.5 Exemple académique : réseau nécessitant l'ajout d'un échangeur avec utilité . . 177
6.6 Echangeur à contre-courant. 181
6.7 Extrait du procédé de Biodiesel. 183
6.8 Critère de robustesse comme la probabilité d'être entre les bornes d'une température critique. 184

Quatrième partie

APPLICATION DE LA METHODE RREFLex

Chapitre 7

Application au site de VYNOVA Tessenderlo

Sommaire

Résumé 191
Introduction 193
7.1 Etape 1 : Présentation du site 193
7.1.1 La production de MVC 193
7.1.2 Les spécificités du site de VYNOVA Tessenderlo 195
7.1.3 Un point sur l'intégration actuelle du site 196
7.1.4 Le procédé de production de MVC de VYNOVA Tessenderlo en détail . 196
7.1.4.1 Section 2600 196
7.1.4.2 Section 2100 197
7.1.4.3 Section 2400 198
7.2 Etape 2 : Exploitation des données historisées 199
7.2.1 Etablissement de la liste des capteurs 199
7.2.2 Analyse de données : recherche des régimes stationnaires de chaque signal199
7.2.3 Analyse de données : détermination des cas de marche 201
7.2.4 Paramétrage du modèle de simulation 204
7.2.5 Simulation et validation du modèle 205
7.2.6 Extraction de données 205
7.2.6.1 Vue échangeurs 206
7.2.6.2 Données pour la robustesse 208
7.2.7 Données supplémentaires 209
7.2.7.1 Données relatives à l'évaluation de l'OPEX 209
7.2.7.2 Données relatives à l'évaluation du CAPEX 209
7.2.7.3 Données concernant la compatibilité des courants 210
7.2.7.4 Données concernant l'implantation du site 210
7.3 Etape 3 : Diagnostic énergétique et définition des scenarii de remodelage 212
7.3.1 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle 212
7.3.1.1 Détermination de la température minimale d'approche 212
7.3.1.2 Regroupement des courants 213
7.3.1.3 Evaluation des consommations et de la marge de progrès . . . 213
7.3.2 Sélection et classification des scenarii d'intérêt 214
7.4 Etape 4 : Synthèse de réseaux d'échangeurs 215
7.4.1 Paramètres de configuration du modèle 215
7.4.2 Configuration 1 216
7.4.3 Configuration 2 223
7.4.4 Configuration 3 226
7.4.5 Configuration 4 229
7.5 Analyse des résultats 233
7.5.1 Scenario de remodelage minimal : Sc.RemMin_Config3 233
7.5.2 Scenario mettant en cause la boucle de vapeur : Sc.Rep3_Config4 . . . 234
7.6 Conclusion 235
Table des figures 236

Introduction

En qualité de membre du consortium RREFlex, la société VYNOVA a proposé en début de projet de confronter les méthodologies mises au point et l'application développée sur le site de Tessenderlo, dédié à la fabrication de Chlorure de Vinyle Monomère (MVC).
Chaque étape de la méthodologie est abordée : collecte de données, diagnostic, synthèse et évaluation des solutions de récupération.

Les résultats de l'application de la méthode sur le site de Tessenderlo sont ici présenté : de la collecte de données avancée à la synthèse de réseaux et l'évaluation des performances.

7.1 Etape 1 : Présentation du site

7.1.1 La production de MVC

Le site de Tessenderlo produit environ 550 000 t/an de MVC à partir d'éthylène. Le site de 53 ha est divisé en deux lignes de production qui fonctionnent en parallèle. Chaque ligne comprend six sections dans lesquelles sont réparties les différentes opérations unitaires du procédé. Le schéma bloc global d'une des deux lignes de production est présentée sur la figure 7.1.
Le MVC est en fait produit par craquage de l'EDC (1,2-Dichloroéthane) (section 2400). L'EDC est lui-même produit par trois façons différentes dans le procédé :

- Par chloration directe à basse température (LTDC) (section 2600), production d'EDC brut à partir d'éthylène et de dichlore dans un réacteur à basse température.
- Par chloration directe à haute température (HTDC) (section 3600), idem dans un réacteur à haute température.
- Par oxychloration (section 2100), production d'EDC et d'eau à partir d'éthylène, de dioxygène et d'HCl recyclé.

Ces trois modes de production fonctionnent en parallèle et nécessitent différents niveaux de traitement avant l'étape de craquage.

- L'oxychloration (2100) est suivi d'une étape de séparation de l'eau (section 2200) puis d'une étape de purification de l'EDC brut (2300).
- La chloration directe à basse température (LTDC) ne doit subir que l'étape de purification (section 2300).
- Enfin l'HTDC produit de l'EDC suffisamment pur pour être envoyé directement au craquage (section 2400).

La dernière étape consiste à séparer le MVC produit des autres co-produits et réactifs qui sont recyclés dans d'autres étapes du procédé (section 2500).

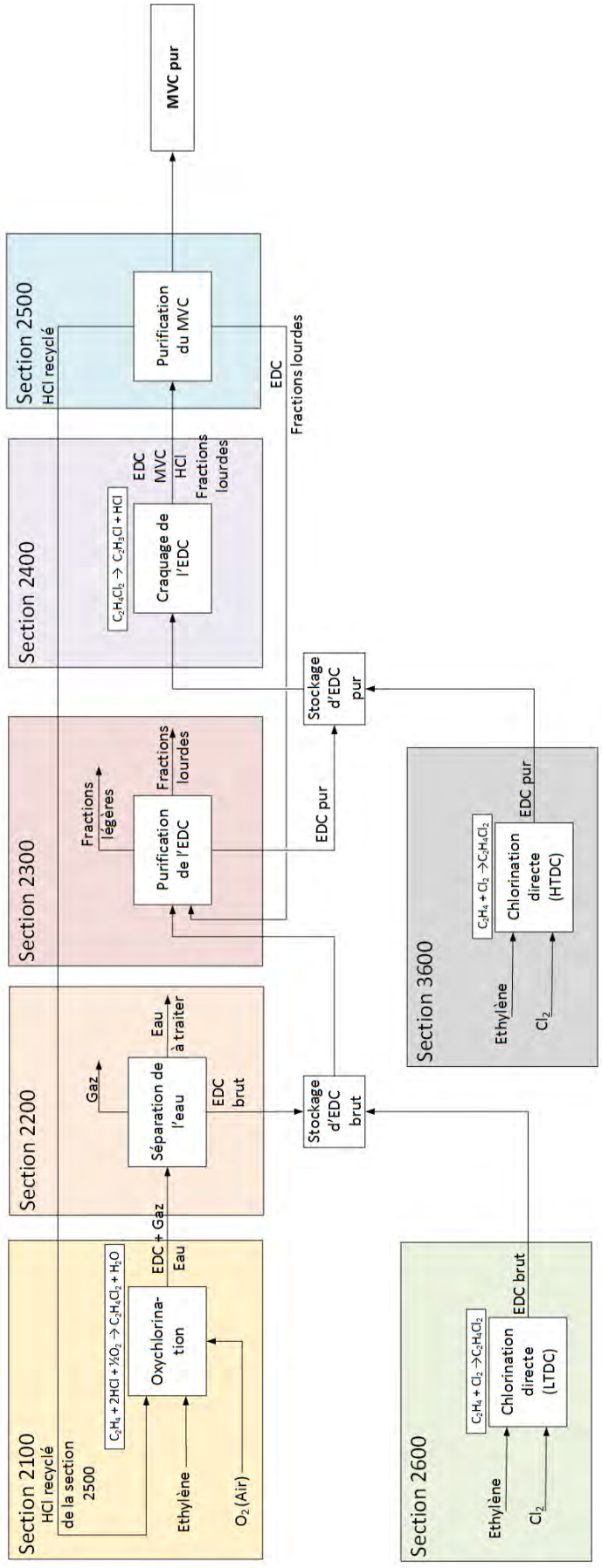


Figure 7.1 : *Schéma siimplifié du procédé de fabriation de MVC su site VYNOVA Tessenderlo.*

7.1.2 Les spécificités du site de VYNOVA Tessenderlo

Le site de production présente certaines spécificités qui sont énoncées ci-après.

- Les deux lignes de production fonctionnant en parallèle, l'étude réalisée dans ce manuscrit se concentre sur la ligne de production 2. Néanmoins, les résultats obtenus peuvent également s'appliquer à la ligne 1.
- L'étape de chloration Directe à Haute Température (section 3600) est une opération unitaire qui présente déjà sa propre solution d'intégration énergétique que le site ne souhaite pas remettre en cause. Ainsi, la section 3600 est écartée de l'étude et n'est pas présentée dans la suite.
- Le procédé fait état d'une grande variabilité et de ce fait, le réseau proposé devra être robuste par rapport à ces variations. La problématique pour ce site est réellement de trouver une solution de réseau d'échangeur robuste.
- Le site présente six sections qui sont plus ou moins éloignées les unes des autres, ainsi certains couplages seront discriminés par rapport à la distance entre les sections.
- Pour faire face à ces problématiques, le site a la particularité d'utiliser une boucle de vapeur. En effet, la forte exothermicité de la réaction d'oxychloration est utilisée pour générer de la vapeur. Cette vapeur est ensuite utilisée en alimentation des bouilleurs des colonnes des sections 2200, 2300 et 2500 comme indiqué sur la figure 7.2. Les échangeurs participant aux échanges de chaleur de cette boucle ne sont alors pas considérés comme étant des échangeurs d'utilité mais comme des échangeurs d'intégration.

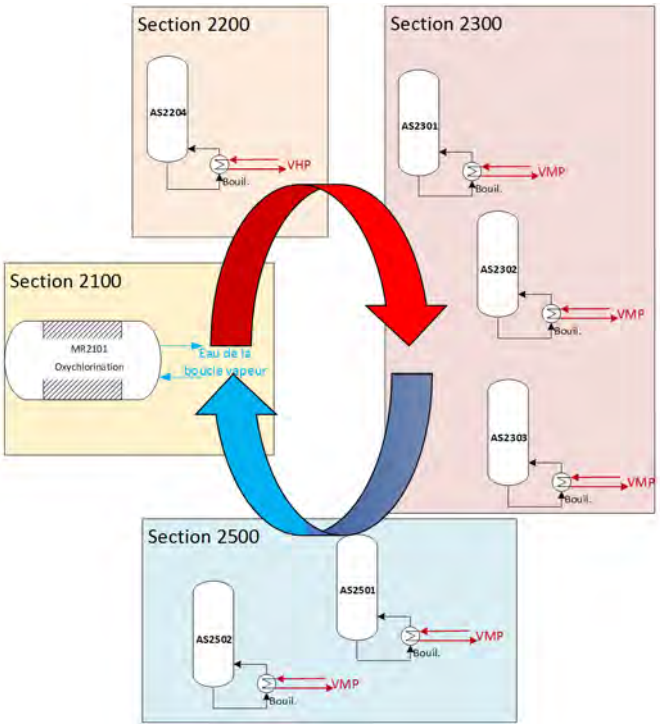


Figure 7.2 : *Boucle vapeur du site de Tessenderlo.*

7.1.3 Un point sur l'intégration actuelle du site

Le site présente le nombre conséquent de 32 échangeurs. Le répartition des types d'échangeurs est reportée dans le tableau 7.1. Parmi les 10 échangeurs d'intégration, 6 échangeurs font partie de la boucle de vapeur. Dans notre étude les échanges seront directement considérés comme étant directs entre les courants sans faire intervenir la vapeur, par exemple, entre le réacteur MR2102 et le bouilleur AS2204.
Il reste alors 4 échangeurs d'utilité chaude et 18 échangeurs d'utilité froide ; ce qui conduit à un total de 28 courants chauds à refroidir et 14 courants froids à réchauffer.

Tableau 7.1 : *Résumé de la métrique énergétique du site nominal.*

Type d'échange	Nombre d'échangeurs
Intégration	10
Utilité chaude	4
Utilité froide	18

L'objectif de l'étude est de diminuer les consommations énergétiques en utilité en proposant un remodelage du réseau d'échangeur existant capable de supporter les variabilités du procédé.

7.1.4 Le procédé de production de MVC de VYNOVA Tessenderlo en détail

Pour des raisons de confidentialité, seules les sections réactives (2600, 2100 et 2400) seront présentées en détail pour affiner la compréhension des phénomènes présents dans ce procédé.

7.1.4.1 Section 2600

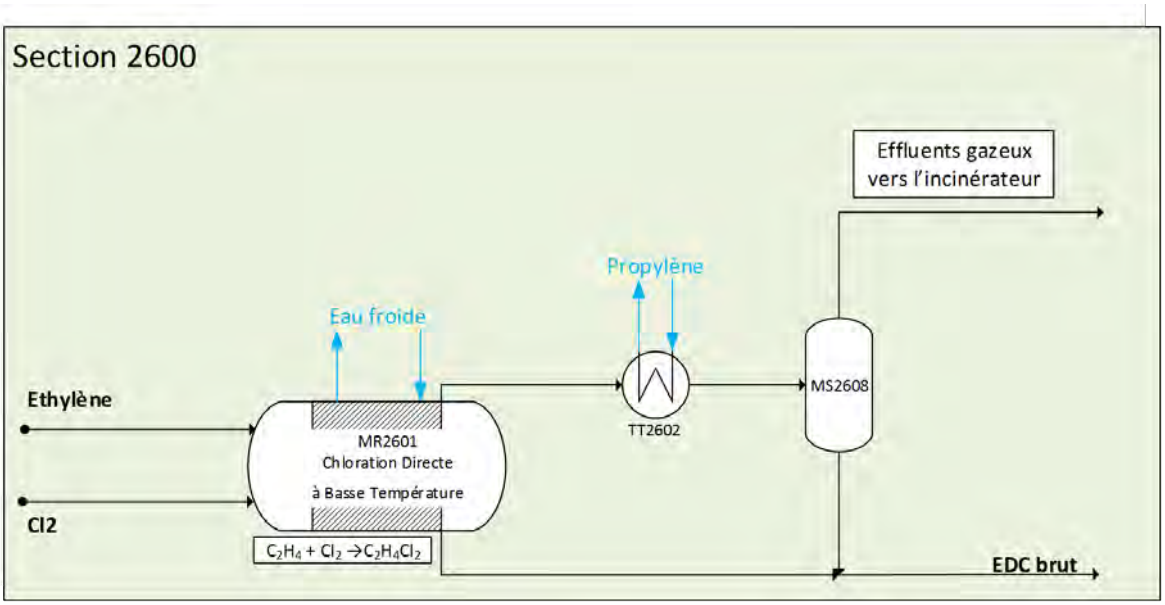


Figure 7.3 : *Schéma de procédé de la section 2600.*

La section 2600, où a lieu la chloration directe à basse température, est détaillée sur le PFD (Process Flow Diagram ou Diagramme de Flux du Procédé) fourni sur la figure 7.3. L'éthylène

et le dichlore sont introduits dans le réacteur MR2601 dans lequel l'EDC et des sous-produits sont formés par la réaction catalytique 7.1.

$$\begin{aligned} C_2H_4 + Cl_2 &\longrightarrow C_2H_4Cl_2 \\ \Delta H_{reaction} &= -218 kJ/mol \end{aligned} \tag{7.1}$$

De l'eau froide est alimentée dans le réacteur afin de contenir la forte exothermicité de la réaction et de maintenir une température constante. Les effluents gazeux du réacteur contenant une partie d'EDC sont refroidis dans l'échangeur TT2602 grâce à du propylène. L'EDC est séparé des effluents gazeux dans le séparateur diphasique MS2608. L'EDC, brut impur, issu du pied de colonne MS2608 et de la sortie liquide du réacteur, est envoyé dans une cuve de stockage. Les effluents gazeux sont traités dans l'unité d'incinération afin de récupérer une partie du HCl présent.

7.1.4.2 Section 2100

La figure 7.4 présente un schéma détaillé de la section 2100. Dans cette section, l'EDC est produit par un réacteur d'oxychloration dans une réaction très exothermique mettant en contact de l'éthylène, de l'acide chlorhydrique et de l'oxygène. L'équation de la réaction est la suivante :

$$\begin{aligned} C_2H_4 + 2HCl + \tfrac{1}{2}O_2 &\longrightarrow C_2H_4Cl_2 + H_2O \\ \Delta H_{reaction} &= -238 kJ/mol \end{aligned} \tag{7.2}$$

L'acide chlorhydrique (provenant de la section 2500) et l'éthylène sont préalablement préchauffés avec de la vapeur haute pression avant d'entrer dans le réacteur. Le taux de conversion de la réaction est de 99% en éthylène avec une concentration en oxygène n'excédant pas 1% afin d'éviter tout risque d'explosion.
La chaleur dégagée par le réacteur d'oxychloration (MR2101) est exploitée pour générer de la vapeur à haute pression. Elle est ensuite utilisée comme utilité chaude dans plusieurs échanges de chaleur du procédé. La réaction d'oxychloration génère toutefois de nombreux sous-produits tels que :

- 1,1,2-trichloroéthane
- Chloral ($CCl_3 - CHO$)
- Trichloroéthylène
- 1,1- et 1,2-dichloroéthylènes
- Chloroéthane
- Chlorométhane
- Dichlorométhane
- Chloroforme
- Composés polychlorés à haut point d'ébullition

Le mélange d'EDC, d'eau et d'impuretés est envoyé vers la section 2200 pour être purifié.

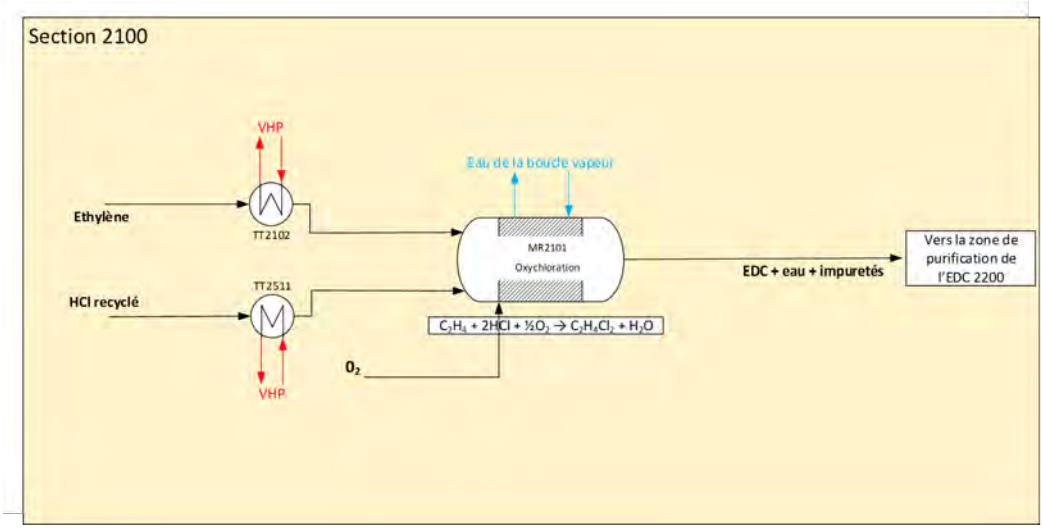


Figure 7.4 : *Schéma de procédé de la section 2100.*

7.1.4.3 Section 2400

La figure 7.5 présente un schéma détaillé de la section 2400. Dans la section 2400, l'EDC pure est préchauffé via l'échangeur d'intégration TT2408 avant d'être craqué dans le four de craquage HF2401 selon la relation suivante :

$$\begin{aligned} \mathrm{C_2H_4Cl_2} &\longrightarrow \mathrm{C_2H_3Cl + HCl} \\ \Delta \mathrm{H_{reaction}} &= +71 \mathrm{kJ/mol} \end{aligned} \tag{7.3}$$

Le craquage endothermique de l'EDC est fait à très haute température (env. 480°C) pour produire du MVC et de l'HCl avec un taux de conversion de l'EDC d'environ 60%. Le mélange subit ensuite plusieurs étapes de prétraitement (non détaillées ici pour des raisons de confidentialité) avant d'intégrer la section 2500 pour une purification du MVC à hauteur des spécifications attendues pour le produit fini.

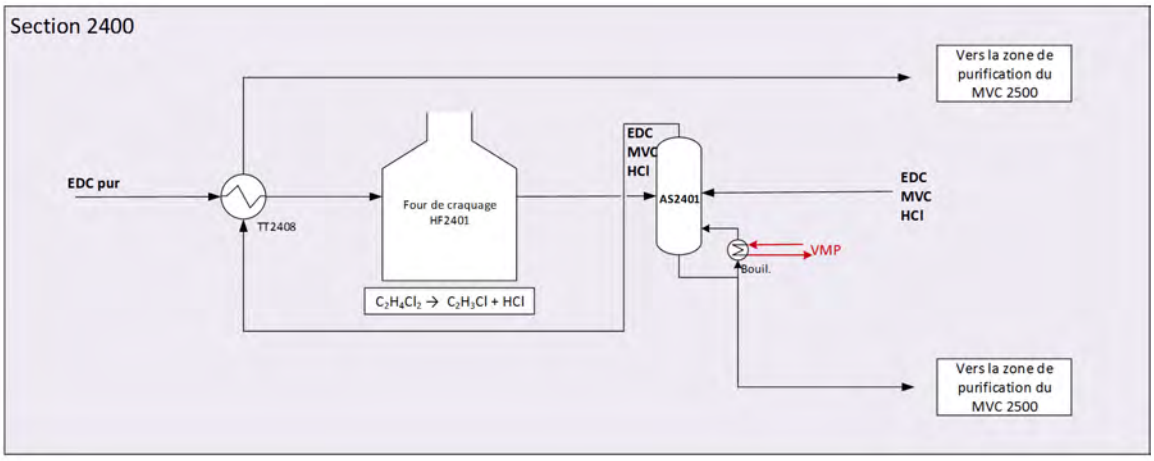


Figure 7.5 : *Schéma du four de craquage de la section 2400.*

7.2 Etape 2 : Exploitation des données historisées

L'objet de cette première étape est d'établir la liste des capteurs à considérer pour l'étude et à analyser les mesures recueillies afin de construire un jeu de données initial cohérent qui alimentera le modèle de simulation du procédé.

7.2.1 Etablissement de la liste des capteurs

En s'appuyant sur le schéma de procédé préalablement réalisé (cf chapitre 2.2), 198 capteurs ont été retenus pour l'analyse. Ces capteurs sont de trois types :

- des capteurs de température, identifiés par des TAG préfixés notamment par TI, TIA ou TCA,
- des capteurs de débit, repérés par des TAG préfixés, entre autres, par FC, FCA, FCS, FI ou FIA,
- des capteurs de pression.

Au sein du module EDiFy, les capteurs sont d'abord classés selon la section du procédé où ils sont implantés (le site de Tessenderlo étant découpé en 6 zones), puis par leur type (via leur TAG).

L'acquisition du signal émanant de chaque capteur est effectuée via un échantillonnage réalisé à fréquence constante suivi d'une phase de compression afin de réduire la masse d'information à stocker (cf. chapitre 4). De ce fait, le nombre de points de mesure disponibles n'est pas identique d'un signal à un autre. Pour certaines d'entre elles, le nombre de données conservées s'avère assez faible (de l'ordre de la centaine de points pour un horizon de 10 jours). Ceci laisse donc penser que les grandeurs physiques mesurées par ces capteurs sont relativement stables. Néanmoins, cela implique aussi que la taille des fenêtres glissantes et de détection doit être déterminée et adaptée pour chaque signal.

7.2.2 Analyse de données : recherche des régimes stationnaires de chaque signal

Comme introduit précédemment, il est nécessaire de mettre en oeuvre une procédure permettant de déterminer les tailles de fenêtres glissante et de détection en fonction du capteur considéré. Notamment, les tailles de fenêtres minimales (borne inférieure exploitée qu'en cas d'un faible nombre de mesures), sont à déterminer avec attention.
Une étude de sensibilité a été menée, ayant pour but de :

- déterminer des tailles de fenêtres glissante et de détection en heures, en rapport avec la dynamique propre du procédé, notamment la durée moyenne des transitions entre deux cas de marche.
- déterminer les tailles de fenêtres minimales en nombre de points.

Le choix de ces paramètres doit être un compromis entre plusieurs critères :

- d'une part, sa capacité à identifier des régimes permanents sur des capteurs sélectionnés.
- d'autre part, le maximum de capteurs en régimes stationnaires identifiés : le plus grand nombre de capteurs détectés dans le (ou les) régime(s) permanent(s) représentatif(s) afin d'avoir un jeu de données le plus complet possible.

A cet effet, deux études de sensibilité ont été menées avec les objectifs ci-dessus. Les tailles de fenêtres minimales testées varient de 21 à 51. Pour les tailles de fenêtre en heure, le temps de transition entre deux régimes a été estimé entre 30min et 1h. La plage de variation sélectionnée est donc entre 1,5h et 5h (3 à 5 fois le temps représentatif, cf. 4.2.3.4).

La figure 7.6 montre la variation du nombre de capteurs détectés dans le régime stationnaire en fonction des tailles de fenêtres. Ce nombre augmente avec l'augmentation des tailles de fenêtre. Cette observation s'explique par le fait que la moyenne mobile amortie plus fortement les variations quand la fenêtre est large.

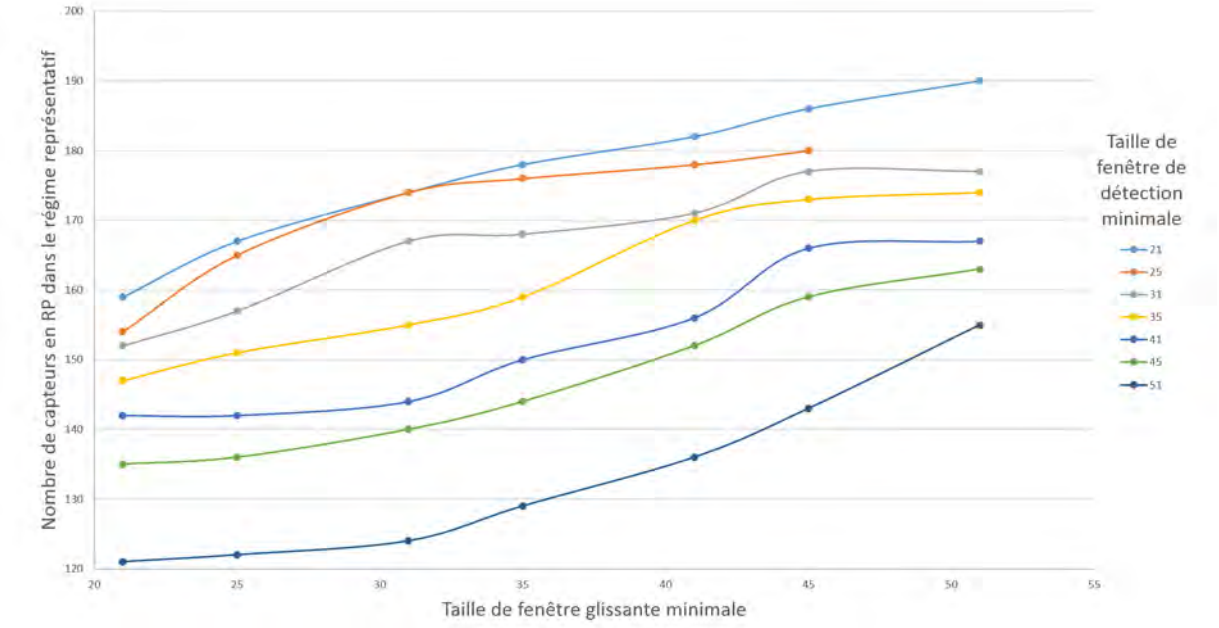


Figure 7.6 : *Variation du nombre de capteurs en régime stationnaire détectés en fonction des tailles de fenêtres minimales.*

Toutefois, une taille de fenêtre trop petite implique la détection de nombreux régimes stabilisés de courte durée et peut conduire à confondre des fausses alarmes avec de réels changements de régimes. La figure 7.7 présente un signal d'un capteur dont les régimes stationnaires sont identifiés avec deux jeux de paramètres différents. Sur la figure du haut, trois régimes ont été détectés (de moyennes respectives : 2,81 ; 2,80 et 2,82) par des fenêtres de taille ($swl = 21$; $dwl = 21$). Ils correspondent à un seul et même régime pour des tailles de ($swl = 31$; $dwl = 35$) de moyenne 2,81 sur la figure du bas.

Au contraire, de trop grandes tailles de fenêtre de détection réduit la précision de la détection. Par exemple pour le signal du capteur de débit FC_21042, la figure 7.8 montre une trop grande fenêtre de détection ($dwl = 51$) par rapport à la fenêtre glissante ($swl = 21$) (haut) qui entraîne

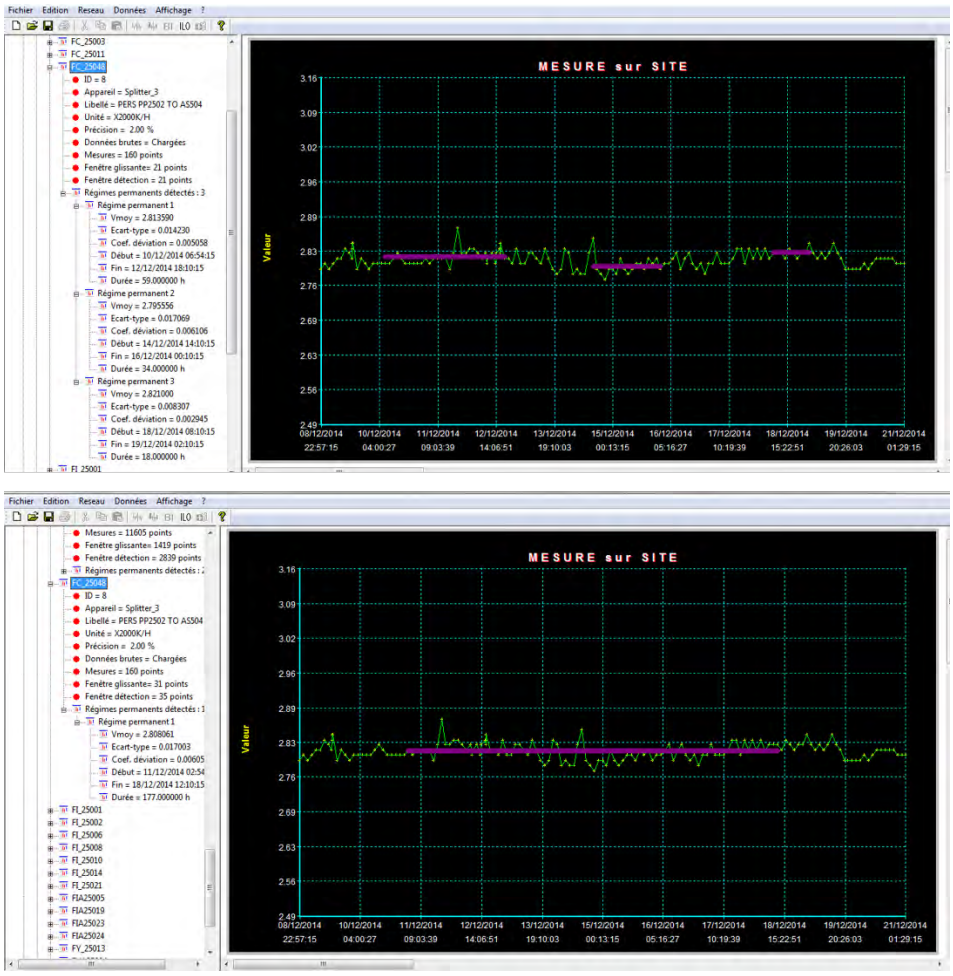


Figure 7.7 : *Exemple du capteur FC_25048 pour des tailles de fenêtres swl = 21 et dwl = 21 (haut) et swl = 31 et dwl = 35 (bas)*

la détection de deux régimes contre une détection de régime plus fine pour des paramètres mieux adaptés ($swl = 21$; $dwl = 21$) sur la figure du bas.

Au final, pour cette étude, les tailles en heure de fenêtres glissantes et de détection ont été fixées aux valeurs suivantes :

Tableau 7.2 : *Tailles des fenêtres glissante et de détection sélectionnées pour l'étude du site Tessenderlo.*

Fenêtre glissante	2 h
Fenêtre de détection	4 h

Par ailleurs, les tailles de fenêtres minimales retenues en nombre de points sont les suivantes :

Tableau 7.3 : *Tailles de fenêtre glissante minimale et de fenêtre de détection minimale sélectionnées pour l'étude du site Tessenderlo.*

Fenêtre glissante minimale	31
Fenêtre de détection minimale	35

7.2.3 Analyse de données : détermination des cas de marche

Les régimes stationnaires de chaque signal ayant été localisés temporellement et caractérisés par une estimation de la valeur moyenne et de l'écart-type, les cas de marche peuvent être maintenant

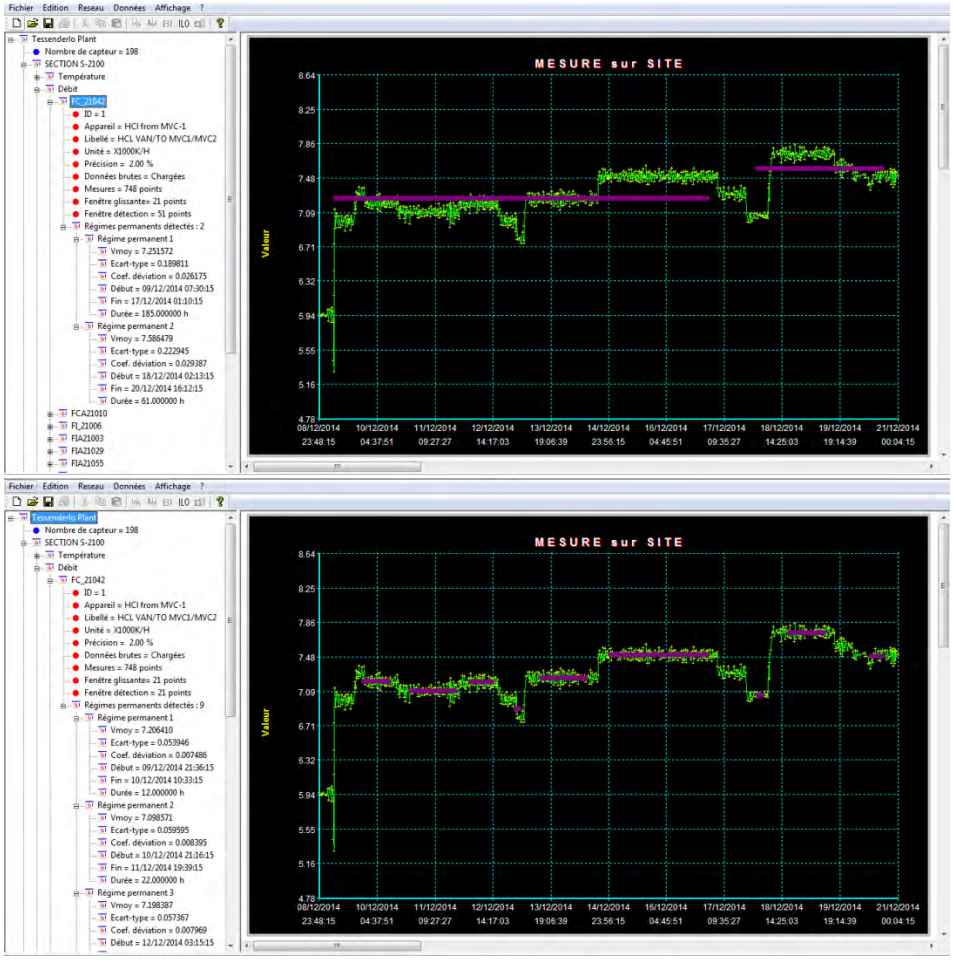


Figure 7.8 : *Exemple du capteur FC_21042 pour des tailles de fenêtres swl = 21 et dwl = 51 (haut) et swl = 21 et dwl = 21 (bas).*

identifiés. En superposant dans le temps les régimes stationnaires de chaque capteur, il est possible de repérer les cas de marche du procédé. Pour cela, il faut comptabiliser pour chaque événement (un événement étant un début ou une fin de régime) le nombre de capteurs par régime stationnaire. Le graphe de la figure 7.9 indique l'évolution de ce nombre sur la période d'analyse.

On peut observer sur ce graphe un palier correspondant à une période de 4 jours environ où plus de 140 capteurs (sur les 198 capteurs analysés), soit 70,7%, sont considérés comme étant en régime stationnaire. Ce pourcentage correspond au seuil que nous nous sommes fixé pour décider de la présence d'un cas de marche. Ainsi, pour cette unité et sur cet horizon d'analyse, un seul cas de marche a donc été clairement identifié. Le jeu de données représentatif de ce cas de marche est construit en considérant l'intervalle de temps où apparait un pic au sein de ce palier. En ce point, 168 capteurs (soit 84,8 %) sont en régime stationnaire. Le détail des valeurs est présenté sur les tableaux 7.5 et 7.6. Les propriétés du régime sélectionné sont reportées dans le tableau suivant :

Tableau 7.4 : *Propriétés du régime sélectionné pour le cas Tessenderlo.*

Numéro de cas de marche	Nombre de capteurs	Pourcentage sur le nombre total de capteurs	Durée du régime sélectionné
Cas de marche 1	168	84.8%	0 :24 :45

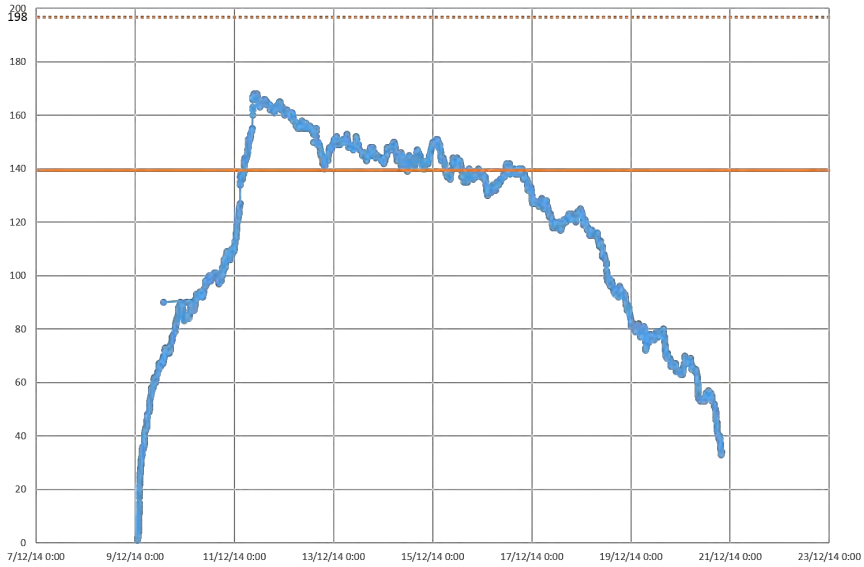


Figure 7.9 : *Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps pour le site de VYNOVA Tessenderlo.*

Tableau 7.5 : *Jeu de données représentatif extrait de l'analyse de données pour le site de VYNOVA Tessenderlo (partie1).*

TAG	Unit	Section	Moyenne	Ecart-type	CV
FI_24028	X 200K/H	S-2400	2,739	0,853	0,311
FCA23102	X14M3/H	S-2300	6,288	0,227	0,036
FI_24013	X10T/H	S-2400	6,934	0,102	0,015
FYA24007	X6000K/H	S-2400	6,797	0,061	0,009
FI_25002	X 11T/H	S-2500	5,655	0,099	0,018
FIA22032	X3000K/H	S-2200	9,892	0,239	0,024
FIA25019	X7000K/H	S-2500	5,959	0,119	0,020
FI_25014	X8000K/H	S-2500	4,227	0,297	0,070
FY_22025	X150K/H	S-2200	5,515	0,143	0,026
TCA21005	DEGC	S-2100	249,009	0,756	0,003
PIS24025	BAR	S-2400	0,449	0,061	0,137
FC_24009	X 250K/H	S-2400	4,904	0,838	0,171
FYA21009	X1000K/H	S-2100	8,155	0,068	0,008
FCS24003	X5000K/H	S-2400	7,495	0,066	0,009
FC_26014	X 250K/H	S-2200	4,006	0,195	0,049
FCS24005	X5000K/H	S-2400	7,495	0,063	0,008
PIA21022	MMH2O	S-2100	-61,223	1,163	-0,019
FI_23027	X2000K/H	S-2300	7,736	0,387	0,050
FI_21006	X5000K/H	S-2100	6,743	0,131	0,019
FI_23008	X 30K/H	S-2300	6,052	1,759	0,291
PCA8904	BAR	S-2100	18,045	0,087	0,005
FYA25004	X2000K/H	S-2500	5,246	0,151	0,029
FY_22020	X1500K/H	S-2200	6,070	0,076	0,013
FYA21011	X3000K/H	S-2100	8,987	0,041	0,005
FYA24010	X6000K/H	S-2400	6,924	0,054	0,008
FI_25001	X1000K/H	S-2500	5,423	0,101	0,019
PCA26007	BAR	S-2600	3,963	0,261	0,066
FY_25013	X1000K/H	S-2500	5,047	0,050	0,010
FC_34007	X 250K/H	S-2400	1,702	3,197	1,878
PCA21002	BAR	S-2100	6,497	0,032	0,005
FC_26015	X 250K/H	S-2200	3,989	0,077	0,019
FI_24027	X 35K/H	S-2400	-0,052	0,647	-12,570
PCA26009	BAR	S-2600	0,399	0,018	0,046
FI_25008	X8000K/H	S-2500	4,276	0,162	0,038
FCA22022	X1500K/H	S-2200	5,415	0,057	0,010
FC_23016	X1500K/H	S-2300	6,697	0,297	0,044
FYA22002	X1500K/H	S-2200	6,721	0,028	0,004
TIA22009	DEGC	S-2200	99,087	0,835	0,008
TI_26007	DEGC	S-2600	33,871	5,008	0,148
TI_26010	DEGC	S-2600	15,682	1,058	0,067
PI_23008	BAR	S-2300	0,304	0,013	0,044
PY_25015	BARA	S-2500	0,857	0,005	0,005

TAG	Unit	Section	Moyenne	Ecart-type	CV
TCA24001	DEGC	S-2400	516,993	0,409	0,001
FI_24035	X 400K/H	S-2400	3,358	0,147	0,044
TI_23029	DEGC	S-2300	34,474	0,986	0,029
FI_24014	X2000K/H	S-2400	2,749	0,115	0,042
FCA21010	X2500K/H	S-2100	8,402	0,023	0,003
FIA25023	X4500K/H	S-2500	5,967	0,112	0,019
TCA24002	DEGC	S-2400	516,950	0,584	0,001
PIS26015	BAR	S-2600	0,406	0,019	0,047
FIA21003	X2500K/H	S-2100	7,630	0,018	0,002
TIA24051	DEGC	S-2400	175,050	4,137	0,024
TI_26012	DEGC	S-2600	41,748	5,455	0,131
FIA25024	X 750K/H	S-2500	9,407	0,150	0,016
TCA21003	DEGC	S-2100	167,392	0,601	0,004
FI_25010	X5000K/H	S-2500	6,693	0,118	0,018
FY_23023	X 90K/H	S-2300	4,323	0,991	0,229
TI_24009	DEGC	S-2400	9,720	0,645	0,066
TI_23032	DEGC	S-2300	30,694	0,643	0,021
FCA23002	X8000K/H	S-2300	4,920	0,221	0,045
PIS25009	BAR	nc	0,080	0,012	0,146
PIA23301	BAR	S-2300	3,616	0,011	0,003
PIA23101	BAR	S-2300	2,925	0,016	0,005
FYA23018	X5000K/H	S-2300	6,689	0,261	0,039
PIA23006	BAR	S-2300	0,415	0,026	0,063
FI_22021	X3000K/H	S-2200	6,298	0,029	0,005
TIA22016	DEGC	nc	4,409	0,357	0,081
TI_23007	DEGC	S-2300	42,407	0,749	0,018
TIA26001	DEGC	S-2600	47,983	5,120	0,107
FIA23007	X8000K/H	S-2300	4,849	0,242	0,050
FI_23019	X 15T/H	S-2300	5,025	0,203	0,040
FY_23011	X3500K/H	S-2300	3,921	0,183	0,047
PIS23007	BAR	S-2300	0,030	0,007	0,222
FI_22049	X300K/H	S-2200	1,663	0,387	0,233
FI_23011	X3500K/H	Utility	2,677	0,127	0,048
TI_26056	DEGC	nc	11,647	1,669	0,143
TI_24043	DEGC	S-2400	29,493	0,527	0,018
FI_22026	X150K/H	S-2200	4,637	0,452	0,097
PI_25010	BAR	S-2500	0,588	0,004	0,007
FY_23020	X700K/H	S-2300	6,958	0,179	0,026
FC_22027	X150K/H	S-2200	4,616	0,020	0,004
TI_26057	DEGC	nc	11,937	1,787	0,150
TI_26006	DEGC	S-2600	23,628	0,419	0,018
TIS26013	DEGC	S-2600	-10,205	1,186	-0,116

Tableau 7.6 : *Jeu de données représentatif extrait de l'analyse de données pour le site de VYNOVA Tessenderlo (partie2).*

TAG	Unit	Section	Moyenne	Ecart-type	CV
FY_23001	X1400K/H	S-2300	5,002	0,042	0,008
PIS26065	BAR	nc	0,421	0,019	0,044
FYA26062	X150K/H	nc	0,441	0,033	0,075
TI_23025	DEGC	S-2300	90,379	0,325	0,004
TIA34030	DEGC	S-2400	14,563	1,941	0,133
PIA25002	BAR	S-2500	4,410	0,066	0,015
FC_24012	X 250K/H	S-2400	3,698	1,590	0,430
TIA24011	DEGC	S-2400	151,592	0,658	0,004
PI_8906	BAR	S-2100	72,175	1,278	0,018
TCA24102	DEGC	S-2400	123,060	0,507	0,004
PIS23013	BARA	S-2300	0,208	0,009	0,045
FI_25006	X1500K/H	S-2500	5,458	0,120	0,022
FIA25005	X2500K/H	S-2500	5,318	0,054	0,010
FYA25009	X3000K/H	S-2500	6,021	0,131	0,022
TI_23011	DEGC	S-2300	57,096	0,274	0,005
PIS24024	BAR	S-2400	11,967	0,026	0,002
FIA21055	X5000K/H	S-2100	6,624	0,120	0,018
TIA24010	DEGC	S-2400	150,052	0,370	0,002
PIS22012	BAR	S-2200	0,948	0,012	0,012
FYA23304	X30M3/H	S-2300	3,773	0,248	0,066
PCA26011	BARA	S-2600	4,483	0,044	0,010
TI_23036	DEGC	S-2300	4,671	1,108	0,237
TIA21031	DEGC	S-2100	164,961	0,988	0,006
PYA22003	BAR	S-2200	1,730	0,011	0,006
PYA22009	BAR	S-2200	2,000	0,009	0,004
TIA21059	DEGC	S-2100	138,608	0,875	0,006
PIS25005	BAR	S-2500	12,152	0,025	0,002
PCS25001	BAR	S-2500	12,001	0,024	0,002
PI_23004	BARA	S-2300	0,423	0,012	0,028
FC_21042	X1000K/H	S-2100	7,101	0,057	0,008
FYA23026	X2000K/H	S-2300	7,604	0,058	0,008
PIA25012	BAR	S-2500	4,239	0,063	0,015
PIS25003	BAR	S-2500	4,078	0,052	0,013
PYA21010	BAR	S-2100	16,681	0,135	0,008
FYA34005	X6000K/H	S-2400	1,429	0,037	0,026
TI_26011	DEGC	S-2600	24,547	3,929	0,160
TIA34004	DEGC	S-2400	7,231	2,385	0,330
PI_22006	BarA	S-2200	0,210	0,005	0,023
PIA22007	BarA	S-2200	0,155	0,004	0,026
TIA21002	DEGC	S-2100	180,123	0,544	0,003
TIA22012	DEGC	nc	102,398	0,280	0,003
TIA22021	DEGC	S-2200	-1,048	0,124	-0,118

TAG	Unit	Section	Moyenne	Ecart-type	CV
TIA24017	DEGC	S-2100	133,130	0,287	0,002
TIA25030	DEGC	S-2500	-24,620	0,104	-0,004
TIA25035	DEGC	S-2500	-23,502	0,156	-0,007
FC_25048	X2000K/H	S-2500	2,808	0,017	0,006
TCA34101	DEGC	S-2400	6,843	2,090	0,305
TI_23023	DEGC	S-2300	94,555	0,595	0,006
TI_24103	DEGC	S-2400	136,812	0,378	0,003
PIS21034	BAR	S-2100	6,298	0,015	0,002
FCS34003	X5000K/H	S-2400	-0,568	0,035	-0,061
TI_22018	DEGC	S-2200	27,662	0,461	0,017
TI_25049	DEGC	S-2500	35,111	0,331	0,009
FYS26053	X1000K/H	nc	0,312	0,009	0,029
FYS26054	X2500K/H	nc	-0,389	0,016	-0,041
TI_25011	DEGC	S-2500	59,426	0,151	0,003
TIA26051	DEGC	nc	7,571	1,749	0,231
TI_24050	DEGC	S-2400	51,450	0,373	0,007
PYA21016	BAR	S-2100	5,145	0,071	0,014
TI_23027	DEGC	S-2300	30,836	0,633	0,021
TCA21001	DEGC	S-2100	179,965	0,283	0,002
FYS26004	X2500K/H	S-2600	3,647	0,333	0,091
TIA22014	DEGC	S-2200	27,102	0,443	0,016
PCA21001	BAR	S-2100	6,498	0,014	0,002
FYS26003	X1000K/H	S-2600	3,352	0,339	0,101
FI_26013	X6000K/H	S-2600	2,166	0,579	0,267
PI_26012	BAR	S-2600	17,611	0,085	0,005
TI_25034	DEGC	S-2500	96,723	0,276	0,003
TIA24027	DEGC	S-2400	106,314	6,935	0,065
TI_34020	DEGC	S-2400	17,453	1,457	0,083
TI_22032	DEGC	S-2200	38,315	0,470	0,012
TI_24049	DEGC	S-2400	51,967	0,464	0,009
TI_25022	DEGC	S-2500	36,150	0,504	0,014
TI_25045	DEGC	S-2500	157,258	0,581	0,004
TIA22004	DEGC	S-2200	106,241	0,488	0,005
TI_22035	DEGC	S-2200	155,654	0,414	0,003
TI_25036	DEGC	S-2500	36,361	0,493	0,014
TI_25048	DEGC	S-2500	98,174	0,305	0,003
PCA24011	BAR	S-2400	18,001	0,021	0,001
PIS24006	BAR	S-2400	27,465	0,088	0,003
TCA22001	DEGC	S-2200	7,997	0,061	0,008
PIS24013	BAR	S-2400	18,377	0,037	0,002
FI_22047	X2500K/H	S-2200	2,813	0,923	0,328
TI_24044	DEGC	S-2400	133,487	5,864	0,044

7.2.4 Paramétrage du modèle de simulation

Certaines données sont manquantes à l'issue de la détection du cas de marche (168/198 capteurs). Deux cas de figures se présentent alors :

1. la donnée peut être déduite de la simulation par calcul de bilan. La donnée issue de la simulation est alors utilisée.

2. la donnée est en entrée du système et donc est non déductible. Tous les régimes permanents des capteurs manquants sont également générés par EDiFy. Ainsi, au cas par cas, une valeur d'un régime proche de la date du régime permanent représentatif est sélectionnée en entrée du modèle. Si aucun régime stationnaire n'a été détecté sur un capteur (probablement parce qu'il est défectueux), une approximation est demandée aux ingénieurs du site.

Ces valeurs sont éventuellement ajustées, en accord avec les ingénieurs du site, pour que celles qui en découlent correspondent aux valeurs extraites de l'analyse de données.

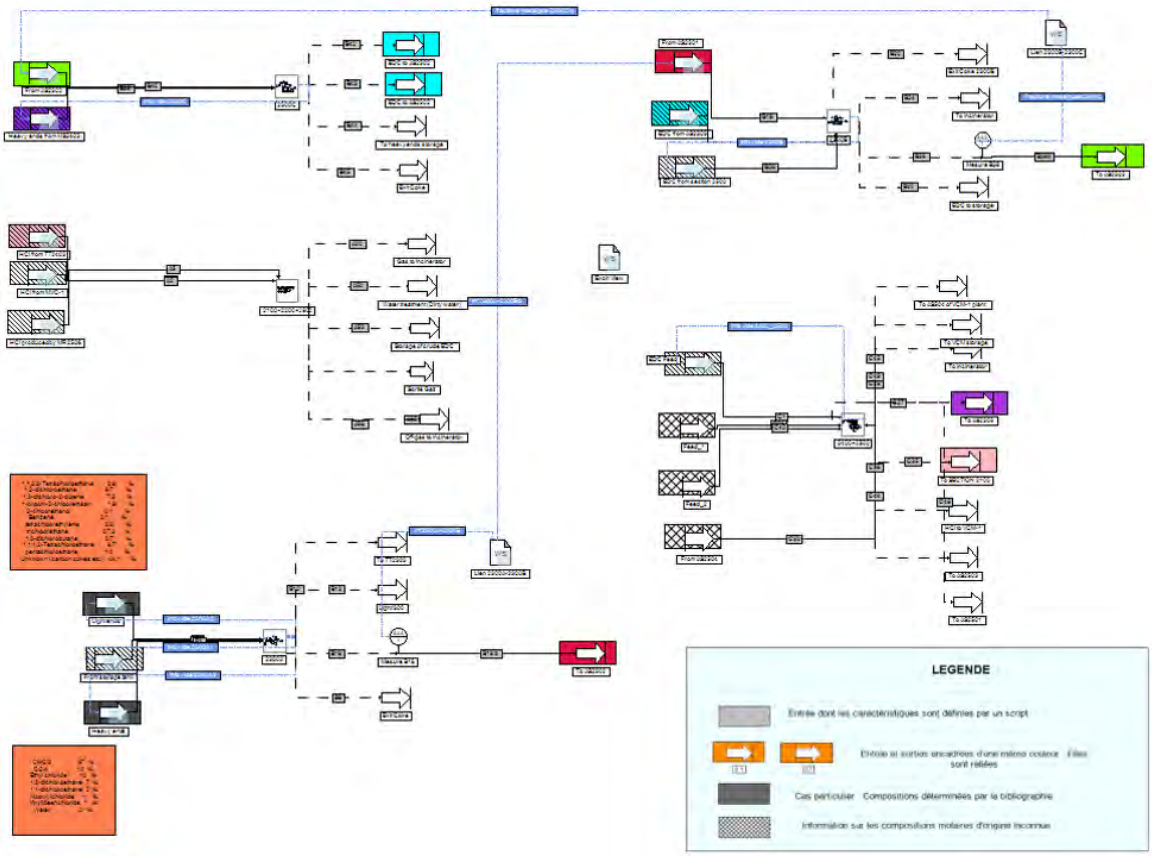


Figure 7.10 : *Structure de la simulation ProSimPlus© du site de VYNOVA Tessenderlo.*

7.2.5 Simulation et validation du modèle

Le procédé VYNOVA Tessenderlo complet a été simulé au moyen du simulateur de procédés ProSimPlus©.
La simulation est structurée en cinq sous parties comme le montre la figure 7.10. Les entrées/sorties sont reliées par des modules de scripts qui intègrent les valeurs issues d'EDiFy via un fichier Excel.

- Le premier fichier de simulation regroupe les sections 2100, 2200 et 2600 dont des boucles de recyclage imposent une simulation commune.
- La section 2300 est décomposée en trois parties 2300 A 2300 B 2300 C.
- Enfin, les sections 2400 et 2500 sont simulées dans le même module.

Les images détaillées de chacune de ces parties ne sont pas communiquées pour des raisons de confidentialité.

La validation de données a été effectuée avec un seuil de validation de 10%. Chaque valeur excédant ce seuil de différence entre les valeurs issues des capteurs et les valeurs issues de la simulation a fait l'objet d'une concertation avec les ingénieurs du site. Le détail complet des valeurs n'est pas communiqué pour des raisons de confidentialité.

7.2.6 Extraction de données

A partir de la simulation, les vues échangeurs et vues courants peuvent être déduites.

7.2.6.1 Vue échangeurs

Le site de Tessenderlo a la particularité d'avoir une intégration entre le réacteur MS2102 et les bouilleurs de colonnes AS2204, AS2301, AS2302, AS2303, AS 2501 et AS2502 via une boucle vapeur (cf. Chapitre 2). Afin de prendre en compte cette spécificité, la vue échangeurs a été adaptée en créant des échangeurs fictifs entre le réacteur et les bouilleurs. Ainsi, le réacteur a été divisé en six courants dont les bornes de température ont également été divisées en six. Comme la chaleur fournie par le réacteur ne remplit pas totalement le besoin des colonnes, le bouilleur de la colonne AS2302 a également été divisé selon le besoin restant. On dénombre ainsi dix échangeurs d'intégration, 18 échangeurs d'utilité froide et 4 échangeurs d'utilité chaude, pour un total de 32 échangeurs à étudier. La vue échangeurs est présentée dans le tableau 7.7.

Tableau 7.7 : *Vue échangeurs du site de VYNOVA Tessenderlo.*

Echangeurs			Courant chaud									Courant froid							
Nom	Type	Q (W)	Nom	Index	Is Single	Up Stream	Down Stream	Is Divided	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp	Nom	index	Is Single	Up Stream	Down Stream	Is Divided	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp
MS2102_1	INTEGRATION	170213,15	A12_1	36	0	0	37	0	218,0	217,8	1001253,85	Rebo.AS2204	14	1	0	0	0	115,2	137,4	7645,28
MS2102_2	INTEGRATION	3919610,74	A12_2	37	0	36	38	0	217,8	217,7	23056533,77	Rebo.AS2301	16	1	0	0	0	95,5	95,5	72931596,73
MS2102_3	INTEGRATION	5574189,41	A12_3	38	0	37	39	0	217,7	217,5	32789349,49	Rebo.AS2302_1	42	0	0	17	0	92,3	92,6	16661176,89
MS2102_4	INTEGRATION	1447443,31	A12_4	39	0	38	40	0	217,5	217,3	8514372,39	Rebo.AS2303	20	1	0	0	0	58,8	63,0	345835,05
MS2102_5	INTEGRATION	1834301,83	A12_5	40	0	39	41	0	217,3	217,2	10790010,77	Rebo.AS2501	33	1	0	0	0	55,6	77,5	83766,35
MS2102_6	INTEGRATION	5054973,49	A12_6	41	0	40	0	0	217,2	217,0	33699823,26	Rebo.AS2502	34	1	0	0	0	148,1	148,2	84620837,84
TT2102	HOT_UTILITY	1121324,71	SteamHP	0	1	0	0	0	195,0	195,0	0,00	A9	3	1	0	0	0	-60,2	167,4	4927,71
TT2201	COLD_UTILITY	7578929,85	A14	4	1	0	0	0	105,8	27,1	96349,89	WATER	0	1	0	0	0	24,0	27,0	0,00
TT2202	COLD_UTILITY	122099,58	A17	5	1	0	0	0	15,0	7,2	15583,43	RefR134A	0	1	0	0	0	0,8	0,8	0,00
TT2203A	INTEGRATION	50544,52	A32	10	0	0	9	0	249,1	231,0	2789,50	A22	6	0	7		0	80,0	98,7	2700,03
TT2203B	INTEGRATION	172701,90	A33	9	0	10	11	0	231,0	178,8	3313,18	A21	7	0		6	0	8,9	80,0	2429,34
TT2204	COLD_UTILITY	388811,22	A34	11	0	9	12	0	178,8	27,7	2571,82	WATER	0	1	0	0	0	24,0	27,0	0,00
TT2205	COLD_UTILITY	41069,91	A35	12	0	11	0	0	27,7	8,0	2088,53	RefR134A	0	1	0	0	0	-2,1	-2,1	0,00
TT2207	COLD_UTILITY	49093,65	A25	8	1	0	0	0	50,0	32,0	2726,13	WATER	0	1	0	0	0	24,0	27,0	0,00
TT2211	COLD_UTILITY	335398,79	A49	13	1	0	0	0	101,2	24,0	4342,45	WATER	0	1	0	0	0	24,0	32,0	0,00
Reb2302	HOT_UTILITY	5259530,89	SteamMP	0	1	0	0	0	175,6	175,6	0,00	Rebo.AS2302_2	17	0	42	0	0	92,6	92,9	15720666,80
TT2302	COLD_UTILITY	3493195,20	B8	15	1	0	0	0	79,6	30,8	71577,83	WATER	0	1	0	0	0	29,5	38,0	0,00
TT2305	COLD_UTILITY	12814204,09	B22	18	1	0	0	0	86,8	34,5	244676,99	WATER	0	1	0	0	0	29,5	38,0	0,00
TT2306	COLD_UTILITY	255873,33	B31	19	1	0	0	0	34,7	25,0	26441,21	WATER	0	1	0	0	0	24,0	32,5	0,00
TT2308	COLD_UTILITY	3088810,65	Cond.AS2303	21	1	0	0	0	43,7	30,6	236386,86	WATER	0	1	0	0	0	29,5	38,0	0,00
TT2408	INTEGRATION	2570372,93	C5	23	0	0	24	0	153,0	142,2	238192,42	C1	22	1	0	0	0	30,0	123,1	27620,51
TT2402-TT2408	COLD_UTILITY	13837220,90	C6	24	0	23	0	0	142,2	48,0	146860,35	WATER	0	1	0	0	0	29,5	38,0	0,00
TP2407	HOT_UTILITY	46934,23	SteamHP	0	1	0	0	0	195,0	195,0	0,00	C18	27	1	0	0	0	141,6	175,0	1404,32
TT2403	INTEGRATION	159715,77	C14	26	1	0	0	0	29,5	14,0	10309,01	C34	30	1	0	0	0	-23,5	26,0	3226,11
TT2404	COLD_UTILITY	3481,43	C23	28	1	0	0	0	54,9	30,0	139,54	WATER	0	1	0	0	0	24,0	27,0	0,00
TT2405	COLD_UTILITY	101991,57	C8	25	1	0	0	0	48,0	29,5	5510,92	WATER	0	1	0	0	0	18,0	27,0	0,00
TT2502	COLD_UTILITY	1120382,18	C32	29	1	0	0	0	-21,7	-23,5	620794,35	RefR134A	0	1	0	0	0	-29,9	-29,9	0,00
TT2504	COLD_UTILITY	3787432,54	C41	31	1	0	0	0	74,7	36,1	98169,88	WATER	0	1	0	0	0	29,5	38,0	0,00
TT2509	COLD_UTILITY	532154,63	C47	32	1	0	0	0	36,1	25,0	47728,50	WATER	0	1	0	0	0	24,0	27,0	0,00
TT2511	HOT_UTILITY	734034,48	SteamHP	0	1	0	0	0	195,0	195,0	0,00	A3	35	1	0	0	0	17,7	180,0	4523,67
MR2601A	COLD_UTILITY	8162954,56	A54	2	1	0	0	0	48,0	48,0	816295456,47	WATER	0	1	0	0	0	23,5	32,0	0,00
TT2602	COLD_UTILITY	16567,31	A56	1	1	0	0	0	48,0	-10,2	284,72	RefR134A	0	1	0	0	0	-26,0	-26,0	0,00

7.2.6.2 Données pour la robustesse

De même, la vue courant déduite de la vue échangeurs contient les courants qui ont été artificiellement divisés. Ainsi, le procédé compte 28 courants chauds et 14 courants froids.

Tableau 7.8 : *Vue courants du site de VYNOVA Tessenderlo.*

Stream name	Stream index	Type	FCp (W/K)	Tin (°C)	TAG	σTin	Tout (°C)	TAG	σTout	Upstream index	Downstream index	Q (kW)
A56	1	chaud	284,72	48,0			-10,2	TIS26013	1,1857696	0	0	16,57
A54	2	chaud	816295456,47	48,0			48,0	TIA26001	5,1203708	0	0	8162,95
A9	3	froid	4927,71	-60,2			167,4			0	0	-1121,32
A14	4	chaud	96349,89	105,8	TIA22004	0,48756	27,1	TIA22014	0,4431689	0	0	7578,93
A17	5	chaud	15583,43	15,0	ingé		7,2			0	0	122,10
A22	6	froid	2700,03	80,0			98,7			7	0	-50,54
A21	7	froid	2429,34	8,9			80,0			0	6	-172,70
A25	8	chaud	2726,13	50,0			32,0			0	0	49,09
A33	9	chaud	3313,18	231,0			178,8			10	11	172,70
A32	10	chaud	2789,50	249,1			231,0			0	9	50,54
A34	11	chaud	2571,82	178,8			27,7			9	12	388,81
A35	12	chaud	2088,53	27,7	TI_22018	0,4615	8,0	TCA22001	0,0613387	11	0	41,07
A49	13	chaud	4342,45	101,2	TIA22009	0,83525	24,0			0	0	335,40
Rebo.AS2204	14	froid	7645,28	115,2			137,4			0	0	-170,21
B8	15	chaud	71577,83	79,6			30,8			0	0	3493,20
Rebo.AS2301	16	froid	72931596,73	95,5	TI_23023	0,59497	95,5	TI_23023	0,5949724	0	0	-3919,61
Rebo.AS2302_2	17	froid	15720666,80	92,6			92,9			42	0	-5259,53
B22	18	chaud	244676,99	86,8	TI_23025	0,325	34,5	TI_23029	0,9861677	0	0	12814,20
B31	19	chaud	26441,21	34,7	TI_23029	0,98617	25,0			0	0	255,87
Rebo.AS2303	20	froid	345835,05	58,8			63,0			0	0	-1447,44
Cond.AS2303	21	chaud	236386,86	43,7			30,6			0	0	3088,81
C1	22	froid	27620,51	30,0			123,1	TCA24102	0,5073781	0	0	-2570,37
C5	23	chaud	238192,42	153,0	TIA24011	0,65831	142,2			0	24	2570,37
C6	24	chaud	146860,35	142,2			48,0			23	0	13837,22
C8	25	chaud	5510,92	48,0			29,5	TI_24043	0,526659	0	0	101,99
C14	26	chaud	10309,01	29,5			14,0			0	0	159,72
C18	27	froid	1404,32	141,6			175,0	TIA24051	4,1373375	0	0	-46,93
C23	28	chaud	139,54	54,9			30,0			0	0	3,48
C32	29	chaud	620794,35	-21,7	TIA25030	0,10408	-23,5	TIA25035	0,1556734	0	0	-1120,38
C34	30	froid	3226,11	-23,5			26,0			0	0	159,72
C41	31	chaud	98169,88	74,7			36,1	TI_25022	0,5044056	0	0	-3787,43
C47	32	chaud	47728,50	36,1			25,0			0	0	-532,15
Rebo.AS2501 (HCl column)	33	froid	83766,35	55,6			77,5			0	0	1834,30
Rebo.AS2502 (VCM Column)	34	froid	84620837,84	148,1			148,2			0	0	5054,97
A3	35	froid	4523,67	17,7			180,0	TCA21001	0,2833493	0	0	734,03
A12_1	36	chaud	1001253,85	218,0			217,8	TIA21067	0,2305056	0	37	-170,21
A12_2	37	chaud	23056533,77	217,8			217,7	TIA21067	0,2305056	36	38	-3919,61
A12_3	38	chaud	32789349,49	217,7			217,5	TIA21067	0,2305056	37	39	-5574,19
A12_4	39	chaud	8514372,39	217,5			217,3	TIA21067	0,2305056	38	40	-1447,44
A12_5	40	chaud	10790010,77	217,3			217,2	TIA21067	0,2305056	39	41	-1834,30
A12_6	41	chaud	33699823,26	217,2			217,0	TIA21067	0,2305056	40	0	-5054,97
Rebo.AS2302_1	42	froid	16661176,89	92,3			92,6			0	17	5574,19

Ces résultats sur les courants et leurs variabilités ont été fournis aux ingénieurs pour qu'ils puissent désigner les courants critiques d'une part ainsi que l'écart type souhaité. L'écart type lié au fonctionnement actuel du procédé est renseigné de manière indicative, il permet d'orienter la nouvelle valeur éventuelle donnée par les ingénieurs du site. Les valeurs finales sont les suivantes. Les courants critiques sont repérés en jaune dans le tableau 7.9 : A54, A32, A33, A34, A35 et C32.

Tableau 7.9 : *Vue courants du site de VYNOVA Tessenderlo avec les paramètres de robustesse.*

Stream name	Stream index	Type	FCp (W/K)	Tin (°C)	TAG	σTin	Tout (°C)	TAG	σTout	σTout ingé	Upstream_ name	Downstrea m_name	Q (W)
A56	1	chaud	284,72	47,98			-10,20	TIS26013	1,19	1	0	0	16567,31
A54	2	chaud	816295456,47	47,99			47,98	TIA26001	5,12	1	0	0	8162954,56
A9	3	froid	4927,71	-60,16			167,39			0,5	0	0	1121324,71
A14	4	chaud	96349,89	105,76	TIA22004	0,49	27,10	TIA22014	0,44		0	0	7578929,85
A17	5	chaud	15583,43	15,00			7,16			0,5	0	0	122099,58
A22	6	froid	2700,03	80,00			98,72			0,5	7	0	50544,52
A21	7	froid	2429,34	8,91			80,00			0,5	0	6	172701,90
A25	8	chaud	2726,13	50,01			32,00			0,5	0	0	49093,65
A33	9	chaud	3313,18	230,97			178,84			1,0	10	11	172701,90
A32	10	chaud	2789,50	249,09			230,97			1,0	0	9	50544,52
A34	11	chaud	2571,82	178,84			27,66			0,5	9	12	388811,22
A35	12	chaud	2088,53	27,66	TI_22018	0,46	8,00	TCA22001	0,06		11	0	41069,91
A49	13	chaud	4342,45	101,25	TIA22009	0,84	24,01			0,5	0	0	335398,79
Rebo.AS2204	14	froid	7645,28	115,17			137,43			0,5	0	0	170213,15
B8	15	chaud	71577,83	79,64			30,84			0,5	0	0	3493195,20
Rebo.AS2301	16	froid	72931596,73	95,47	TI_23023	0,59	95,52	TI_23023	0,59		0	0	3919610,74
Rebo.AS2302_2	17	froid	15720666,80	92,59			92,92			0,5	42	0	5259530,89
B22	18	chaud	244676,99	86,85	TI_23025	0,33	34,47	TI_23029	0,99		0	0	12814204,09
B31	19	chaud	26441,21	34,68	TI_23029	0,99	25,00			0,5	0	0	255873,33
Rebo.AS2303	20	froid	345835,05	58,79			62,97			0,5	0	0	1447443,31
Cond.AS2303	21	chaud	236386,86	43,71			30,64			0,5	0	0	3088810,65
C1	22	froid	27620,51	30,00			123,06	TCA24102	0,51		0	0	2570372,93
C5	23	chaud	238192,42	153,01	TIA24011	0,66	142,22			0,5	0	24	2570372,93
C6	24	chaud	146860,35	142,22			48,00			0,5	23	0	13837220,90
C8	25	chaud	5510,92	48,00			29,49	TI_24043	0,53		0	0	101991,57
C14	26	chaud	10309,01	29,49			14,00			0,5	0	0	159715,77
C18	27	froid	1404,32	141,63			175,05	TIA24051	4,14		0	0	46934,23
C23	28	chaud	139,54	54,95			30,00			0,5	0	0	3481,43
C32	29	chaud	620794,35	-21,70	TIA25030	0,10	-23,50	TIA25035	0,16	0,1	0	0	1120382,18
C34	30	froid	3226,11	-23,50			26,01			0,5	0	0	159715,77
C41	31	chaud	98169,88	74,73			36,15	TI_25022	0,50		0	0	3787432,54
C47	32	chaud	47728,50	36,15			25,00			0,5	0	0	532154,63
Rebo.AS2501	33	froid	83766,35	55,61			77,51			0,5	0	0	1834301,83
Rebo.AS2502	34	froid	84620837,84	148,10			148,16			0,5	0	0	5054973,49
A3	35	froid	4523,67	17,70			179,97	TCA21001	0,28		0	0	734034,48
A12_1	36	chaud	1001253,85	218,00			217,83	TIA21067	0,23		0	37	170213,15
A12_2	37	chaud	23056533,77	217,83			217,66	TIA21067	0,23		36	38	3919610,74
A12_3	38	chaud	32789349,49	217,66			217,49	TIA21067	0,23		37	39	5574189,41
A12_4	39	chaud	8514372,39	217,49			217,32	TIA21067	0,23		38	40	1447443,31
A12_5	40	chaud	10790010,77	217,32			217,15	TIA21067	0,23		39	41	1834301,83
A12_6	41	chaud	33699823,26	217,15			217,00	TIA21067	0,23		40	0	5054973,49
Rebo.AS2302_1	42	froid	16661176,89	92,25			92,59			0,5	0	17	5574189,41

7.2.7 Données supplémentaires

7.2.7.1 Données relatives à l'évaluation de l'OPEX

Pour évaluer l'OPEX, il est nécessaire de connaitre le cout de production des utilités chaudes et froides. Pour ce cas, les prix ont été fournis par les ingénieurs du site d'après une adaptation de [Value, 2017] :

Tableau 7.10 : *Coût des utilités pour le site de Tessenderlo.*

Type d'utilité	Prix	Unité
Water	0.45	$/ton
Refrigerant	1.7	€/GJ
Steam utility	6	€/GJ

7.2.7.2 Données relatives à l'évaluation du CAPEX

Afin d'estimer le coût d'ajout d'un nouvel échangeur en rapport avec les évaluations économiques pratiquées sur le site, les ingénieurs ont communiqué les paramètres suivants, adaptés de [Value, 2017] pour l'équation 7.4, où A est l'aire d'échange en m^2.

$$Cost = a + b.A^c \tag{7.4}$$

Tableau 7.11 : *Coût des échangeurs pour le site de Tessenderlo.*

Paramètre	Valeur	Unité
a	9000	€/unit
b	3600	$€/m^2$
c	0.55	-

7.2.7.3 Données concernant la compatibilité des courants

La matrice de compatibilité établie par les ingénieurs du site est reportée en figure 7.11.



Figure 7.11 : *Matrice de compatibilité des courants du site de Tessenderlo.*

Trois niveaux de compatibilité ont été renseignés :

- En blanc : compatibilité complète. Aucune restriction ne sera faite entre ces courants lors du remodelage du réseau.
- En gris : compatibilité difficile. Deux cas seront étudiés : pour un cas, les couplages seront autorisés ; dans l'autre, ils seront interdits.
- En noir : incompatibilité. Les couplages seront interdits lors du remodelage du réseau d'échangeurs.

7.2.7.4 Données concernant l'implantation du site

Les plans d'implantation du site ont été fournis par les ingénieurs. Les positions des courants chauds et froids du site sont disposées sur la figure 7.12 qui a été anonymée. On remarque tout de même certaines zones de regroupement des courants, notamment les courants commençant par un «C»d'un côté et les «B»et «A»de l'autre. Le courant A12 est à l'écart mais il participe à la génération de vapeur.

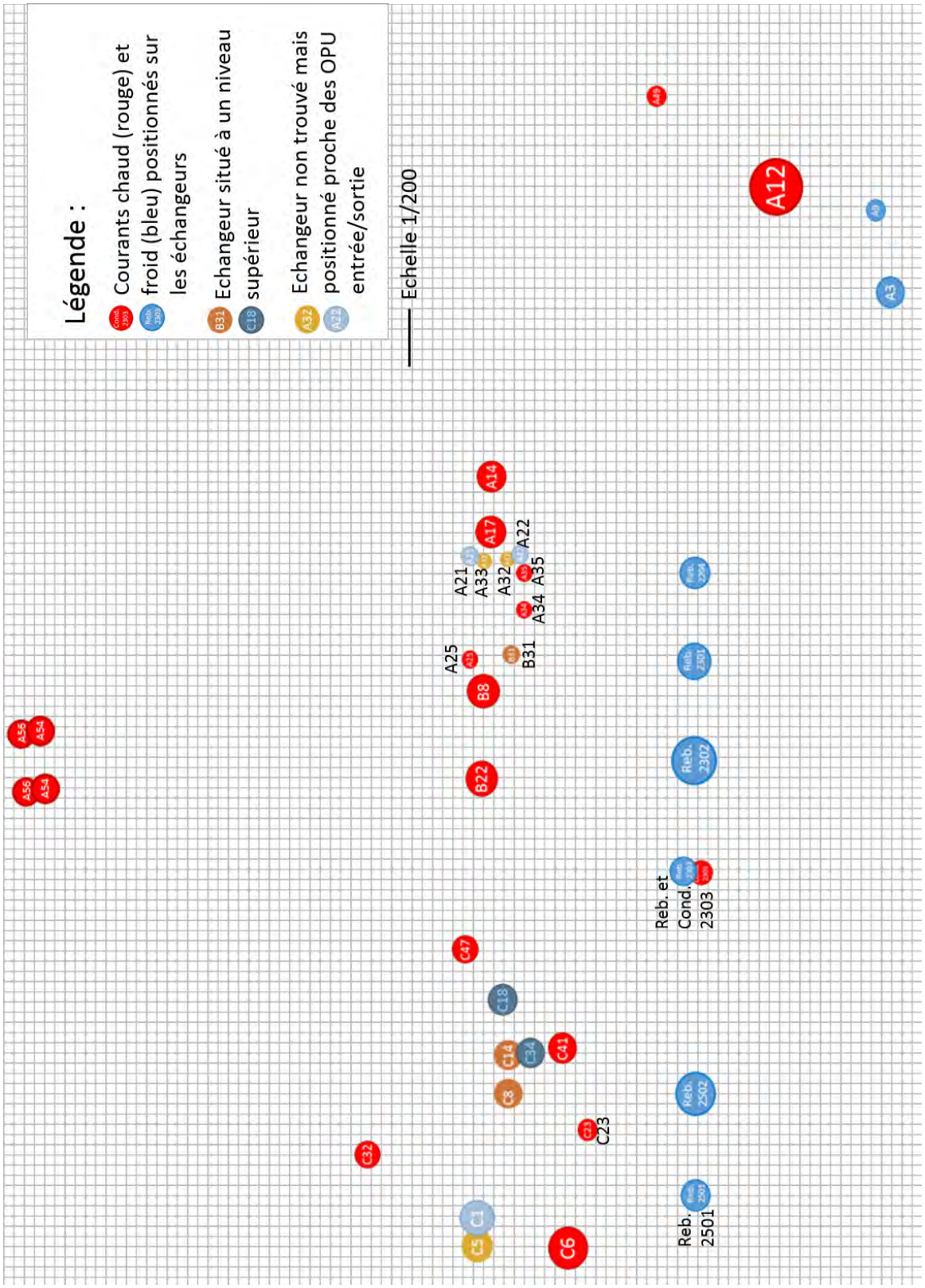


Figure 7.12 : *Plan d'implantation du site de Tessenderlo (anonymé).*

7.3 Etape 3 : Diagnostic énergétique et définition des scenarii de remodelage

7.3.1 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle

7.3.1.1 Détermination de la température minimale d'approche

La température minimale d'approche observée sur le procédé est de $\Delta Tmin = 3{,}5$ °C. Toutefois, grâce à une spécificité du site, elle peut être fixée à 38°C sans modifier le MER.
En effet, sur les courbes composées ci-dessous, on remarque qu'il existe un écart entre les courbes de courants chauds et froids liés à la boucle vapeur. En effet, cette grande quantité d'énergie latente crée ce gap entre les deux courbes. Ainsi, même avec un $\Delta Tmin$ de 38 °C, les quantités minimales d'utilité à fournir restent les mêmes.

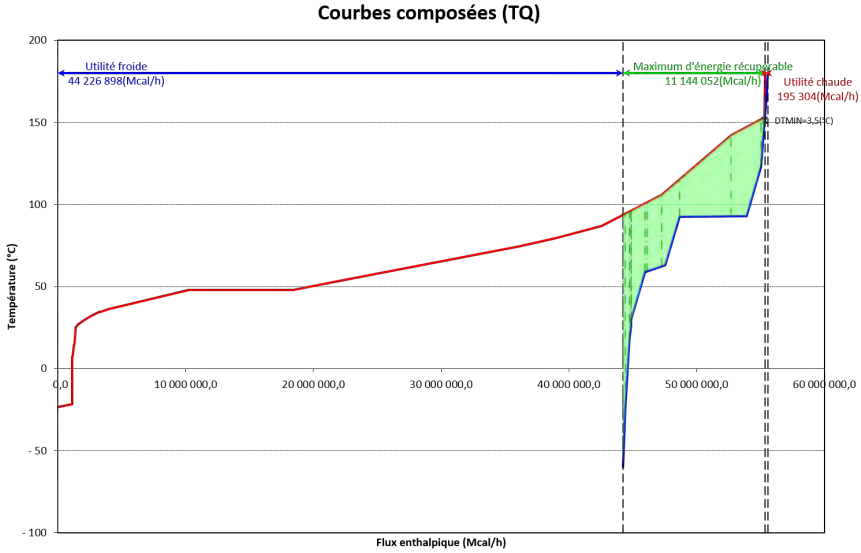


Figure 7.13 : *Courbes Composées pour $\Delta Tmin$= 3,5 °C.*

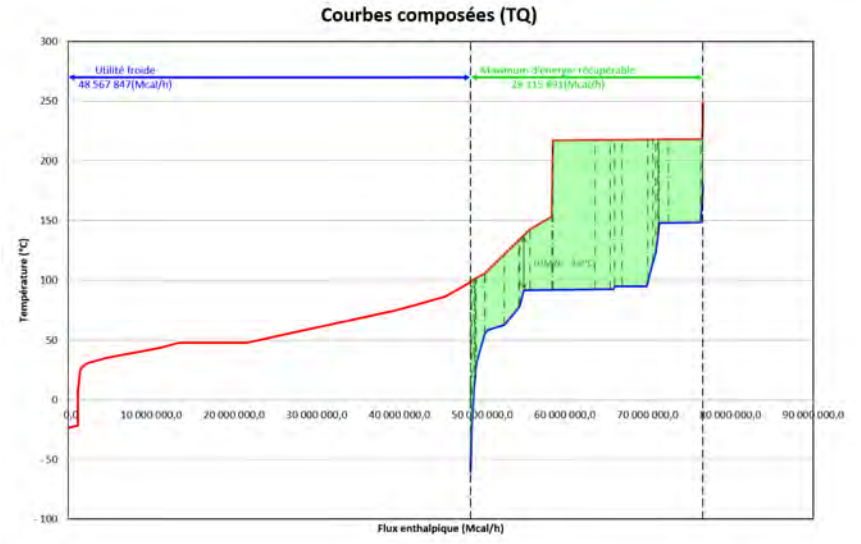


Figure 7.14 : *Courbes Composées pour $\Delta Tmin$= 38 °C.*

7.3.1.2 Regroupement des courants

Le regroupement des sous-courants est effectué afin d'évaluer les performances énergétiques du procédé. Le tableau 7.12 présente la liste des courants regroupés et leurs propriétés.

Tableau 7.12 : *Liste des courants regroupés*

Nom	Type	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (kW/°C)
A12	CHAUD	218,0	217,0	18041,93
C23	CHAUD	54,9	30,0	0,14
C8	CHAUD	48,0	29,5	5,51
C32	CHAUD	-21,7	-23,5	620,79
C41	CHAUD	74,7	36,2	98,17
C47	CHAUD	36,2	25,0	47,73
A54	CHAUD	48,0	48,0	816295,46
A14	CHAUD	105,8	27,1	96,35
A17	CHAUD	15,0	7,2	15,58
A25	CHAUD	50,0	32,0	2,73
A49	CHAUD	101,2	24,0	4,34
B8	CHAUD	79,6	30,8	71,58
B22	CHAUD	86,8	34,5	244,68
B31	CHAUD	34,7	25,0	26,44
Cond.AS2303	CHAUD	43,7	30,6	236,39
A56	CHAUD	48,0	-10,2	0,28
C5+C6	CHAUD	153,0	48,0	156,25
C14	CHAUD	29,5	14,0	10,31
A32+A33+A34+A35	CHAUD	249,1	8,0	2,71
Rebo.AS2204	FROID	115,2	137,4	7,65
Rebo.AS2301	FROID	95,5	95,5	72931,60
Rebo.AS2303	FROID	58,8	63,0	345,84
Rebo.AS2501	FROID	55,6	77,5	83,77
Rebo.AS2502	FROID	148,1	148,2	84620,84
A3	FROID	17,7	180,0	4,52
A9	FROID	-60,2	167,4	4,93
C1	FROID	30,0	123,1	27,62
Rebo.AS2302_1 +Rebo.AS2302_2	FROID	92,3	92,9	16193,90
A21+A22	FROID	8,9	98,7	2,49
C18	FROID	141,6	175,1	1,40
C34	FROID	-23,5	26,0	3,23

7.3.1.3 Evaluation des consommations et de la marge de progrès

Les performances énergétiques du procédé sont présentées dans le tableau 7.13 et la figure 7.15 représente ces consommations sur une même échelle.
Les résultats sont très intéressants à plusieurs niveaux :

- tout d'abord la récupération énergétique déjà effectuée par le site est conséquente,
- néanmoins, il y a une forte marge d'amélioration théorique de 25%,
- dans le cas théorique du MER, le site pourrait se passer d'utilités chaudes ce qui est remarquable.



Figure 7.15 : *Echelle des consommations énergétiques du procédé.*

Tableau 7.13 : *Diagnostic énergétique du site de Tessenderlo.*

		Minimal (kW)	Nominal (kW)	Maximal (kW)	GPEI (%)
	utilité chaude	0	7161,8	28115,89135	
	utilité froide	48567,9	55729,7	76683,73843	
	Tpincement (°C)				
Global	utilité chaude				25,5%
	utilité froide				

7.3.2 Sélection et classification des scenarii d'intérêt

Le site de Tessenderlo comporte 10 échangeurs d'intégration, soit $2^{10} = 1024$ scenarii d'analyse. La première étape consiste donc à repérer les scenarii d'intérêt en analysant la position des échangeurs par rapport au pincement. Le tableau 7.14 reporte les résultats de cette analyse. On dénombre :

- 2 échangeurs non cross pinch, qui ne seront pas remis en cause,
- 5 échangeurs cross pinch non repositionnables, qui seront systématiquement reconsidérés,
- 3 échangeurs cross pinch repositionnables, sur lesquels ont été établi plusieurs scenarii.

L'étude est ainsi réduite à 8 scenarii potentiels en considérant la quantité d'énergie échangeable en repositionnant les échangeurs. Ils sont classés par ordre d'intérêt dans le tableau 7.14. Les cinq scenarii sélectionnés pour la suite de l'étude sont mis en évidence sur le tableau :

- le scenario de remodelage minimal (Sc. RemMin),
- les trois scenarii intermédiaires où les échangeurs repositionnables sont reconsidérés successivement (Sc. Rep1, Sc. Rep2 et Sc. Rep3),
- le scenario MER (Sc. MER).

Tableau 7.14 : *Liste des échangeurs de chaleur associée à chaque scenario.*

Echange	TT2408	TT2203B	TT2203A	MS2102_5	MS2102_4	MS2102_3	MS2102_2	MS2102_1	MS2102_6	TT2403
Statut	CPR	CPR	CPR	CPNR	CPNR	CPNR	CPNR	NCP	NCP	NCP
Dg. de repositionnement (kW)	1837855.60	347990.137	14939.191							
SCENARII A ENVISAGER										
SCENARIO	TT2408	TT2203B	TT2203A	MS2102_5	MS2102_4	MS2102_3	MS2102_2	MS2102_1	MS2102_6	TT2403
Remodelage Complet	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✗
TT2408 repositionné - Sc.Rep1	✓	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✓	✓	✓
TT2408 TT2203B repositionnés - Sc.Rep2	✓	✓	✗	✗	✗	✗	✗	✓	✓	✓
TT2408 TT2203B TT2203A repositionnés - Sc.Rep3	✓	✓	✓	✗	✗	✗	✗	✓	✓	✓
Remodelage minimal	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓

7.4 Etape 4 : Synthèse de réseaux d'échangeurs

Le diagnostic énergétique a établi un réel potentiel d'amélioration du réseau existant. A présent, la synthèse de plusieurs réseaux d'échangeurs suivant les scenarii établis va confirmer ou infirmer ce potentiel en proposant des solutions de réseaux dont les performances seront évaluées.

7.4.1 Paramètres de configuration du modèle

Pour établir la première configuration, les heuristiques du chapitre 5 sont appliquées. Le paramétrage obtenu pour le modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs est décrit dans la suite.

Nombre total d'échanges.
Afin de définir le nombre maximal d'échanges, on détermine la position des courants du procédé par rapport à la température de pincement. Avec 6 courants au-dessus du pincement, 19 courants dessous, 6 courants cross pinch, 2 utilités chaudes et 2 utilités froides :

$$Nech_{max} = [S_{surPinch} - 1] + [S_{sousPinch} - 1] = (14 - 1) + (27 - 1) = 39$$

Nombre d'échanges par courant.
En appliquant l'heuristique et en tenant compte du nombre d'échanges déjà présents sur le procédé nominal, les valeurs obtenues sont reportées dans le tableau 7.15. Notons ici que malgré le potentiel que représente les bouilleurs en quantité de chaleur, le choix a été fait de limiter le nombre d'échanges au nombre actuel plus 1 pour des raisons pratiques d'installation.

Tableau 7.15 : *Nombre d'échanges par courant*

Courant	Nint heuristique	$N_{ech,nom}$	**Nint final**
A12	10	6	**10**
A54	3	1	**3**
A56	2	1	**2**
A14	3	1	**3**
A17	2	1	**2**
A25	2	1	**2**
A32+A33+A34+A35	3	4	**5**
A49	2	1	**2**
B8	2	1	**2**
B22	5	1	**5**
B31	2	1	**2**
Cond.AS2303	2	1	**2**
C5+C6	7	2	**7**
C8	2	1	**2**
C14	2	1	**2**
C23	2	1	**2**
C32	2	1	**2**
C41	2	1	**2**
C47	2	1	**2**
A9	3	1	**3**
A21+A22	3	2	**3**
Rebo.AS2204	2	1	**2**
Rebo.AS2301	2	1	**2**
Rebo.AS2302_1+Rebo.AS2302_2	6	2	**3**
Rebo.AS2303	5	1	**2**
Rebo.AS2501	7	1	**2**
Rebo.AS2502	2	1	**2**
C1	7	1	**7**
C18	2	1	**2**
C34	2	1	**2**
A3	3	1	**3**

Nombre d'échangeurs en parallèle par courant.
En appliquant l'heuristique et en tenant compte du nombre d'échanges déjà présents sur le procédé nominal, les valeurs obtenues sont rassemblées dans le tableau 7.16. Le nombre de divisions sur le courant A12 est augmenté à 7 dans un premier temps pour permettre une pleine exploitation du courant (il existe actuellement 6 divisions sur ce courant qui alimente la boucle de vapeur).

Tableau 7.16 : *Nombre de divisions par courant*

Courant	Ndiv heuristique	N_div, nom	**Nint final**
A12	1	6	**7**
A54	1	1	**1**
A56	2	1	**2**
A14	1	1	**1**
A17	1	1	**1**
A25	1	1	**1**
A32+A33+A34+A35	1	1	**1**
A49	1	1	**1**
B8	1	1	**1**
B22	1	1	**1**
B31	1	1	**1**
Cond.AS2303	1	1	**1**
C5+C6	2	1	**2**
C8	1	1	**1**
C14	1	1	**1**
C23	1	1	**1**
C32	2	1	**2**
C41	1	1	**1**
C47	1	1	**1**
A9	2	1	**2**
A21+A22	1	1	**1**
Rebo.AS2204	1	1	**1**
Rebo.AS2301	1	1	**1**
Rebo.AS2302_1+Rebo.AS2302_2	1	1	**1**
Rebo.AS2303	1	1	**1**
Rebo.AS2501	1	1	**1**
Rebo.AS2502	1	1	**1**
C1	1	1	**1**
C18	2	1	**2**
C34	1	1	**1**
A3	2	1	**2**

Prise en compte de l'incompatibilité des courants.
Seuls les couplages considérés comme impossible sont renseignés dans la matrice de compatibilité.

Contrainte de seuil sur les échangeurs.
Aucune contrainte de seuil n'est appliquée dans la configuration 1. Elles pourront l'être si l'analyse le nécessite.

7.4.2 Configuration 1

La synthèse de réseau est lancée avec les paramètres précédents. Les réseaux obtenus seront comparés selon les critères de preformance détaillés dans le chapitre 6 avec en plus, le nombre de nouveaux échangeurs d'intégration et le temps de calcul.

Il faut noter en particulier que les scenarii Sc.Rep2 et Sc.Rep3 qui maintiennent tous les échangeurs cross pinch repositionnables (TT2408, TT2203 B et TT2203A) permettent d'atteindre le MER, au moyen de très nombreux nouveaux échangeurs. Ceci indique que les échangeurs préservés ne pénalisent pas le MER. Enfin, le scenario de remodelage minimum qui conserve la totalité du réseau existant, permet de réaliser une grande récupération (GEEI = 61%) au moyen

Tableau 7.17 : *Résultats de la configuration 1 pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario	GEEI	OPEX(€/an)	CAPEX(€)	$N_{nouveaux\acute{e}ch}$	TRI(an)	CPU (ms)	$I_{robustesse}$
Sc.MER	96,02	32239,06	1722,56	22	0,266	200000 (tps max)	1
Sc.Rep1	99,34	32058,69	1272,67	16	0,191	200000 (tps max)	1
Sc.Rep2	100	32056,77	1266,29	16	0,190	3053	1
Sc.Rep3	100	32069,43	1228,72	15	0,185	14575	1
Sc.RemMin	61,4	34583,28	770,23	8	0,186	200031	1

de 8 échangeurs d'intégation supplémentaires.

Sur chaque diagramme double-échelle, les nouveaux échangeurs d'intégration sont représentés en rose et les échangeurs du procédé nominal apparaissent en gris.



Les propriétés des réseaux présentés sont disponibles sur demande.

Concernant le temps de retour sur investissement (TRI), les valeurs paraissent très faibles. Les paramètres économiques de coût d'échangeurs issus de la littérature ne sont manifestement pas adaptés à ce réseau. Un réajustement des paramètres économiques pourra être fait auprès de l'ingénieur et réinjecté dans l'étude ultérieurement. L'analyse économique sera donc effectuée sur le nombre de nouveaux échangeurs à mettre en place. Pour l'analyse de robustesse, une note de criticité de 12 est affectée aux courants critiques désignés et une note de 6 aux autres. Les résultats de la robustesse montrent que les réseaux sont tous très robustes. En effet, les courants critiques étant tous liés à une utilité, l'impact de toute perturbation est fortement diminué. Toutefois, l'information portée par la matrice de criticité permettrait d'induire d'autres perturbations identifiées sur des périodes différentes en repérant éventuellement les points bloquants ou fortement impactés par les perturbations. Des actions correctives pourraient alors être envisagées.

La figure 7.16 présente le réseau où tous les échangeurs existants sont remis en cause (Grassroot). Bien que non réaliste en termes de coût d'investissement par le nombre de nouveaux échangeurs, il apporte tout de même l'information qu'en affectant la boucle vapeur au courants au dessus du pincement, une récupération d'énergie presque totale est possible. Dans cette configuration le MER n'est pas atteint à cause des contraintes mises en place (par exemple les 7 divisions sur A12 sont exploitées).

La figure 7.17 illustre le réseau gardant les couplages non cross pinch de la boucle de vapeur et repositionnant l'échangeur TT2408. Ce scenario propose de très bonnes performances énergétiques mallgré de nombreux nouveaux échangeurs à intégrer. On remarque que le courant A32+A33+A34+A35 n'est pas du tout exploité dans cette configuration.

Les scenarii repositionnant successivement l'échangeur TT2203B (figure 7.18) puis TT2203A (figure 7.19) atteignent tous les deux le MER. En imposant cet échange, d'autres alternatives sont offertes aux autres courants permettant ainsi ce résultat. De plus, on remarque que les échangeurs ne sont pas repositionnés (même propriétés que les échangeurs nominaux). Il aurait fallu pour cela faire un échange au début du courant A32+A33+A34+A35 avant TT2203A mais ce ne devait pas être optimal.

Enfin, la figure 7.20 présente le réseau de remodelage minimal conservant tous les échangeurs existants. Ce réseau propose tout de même une bonne amélioration énergétique et permet d'atteindre le coût d'investissement le plus faible de toutes les configurations.

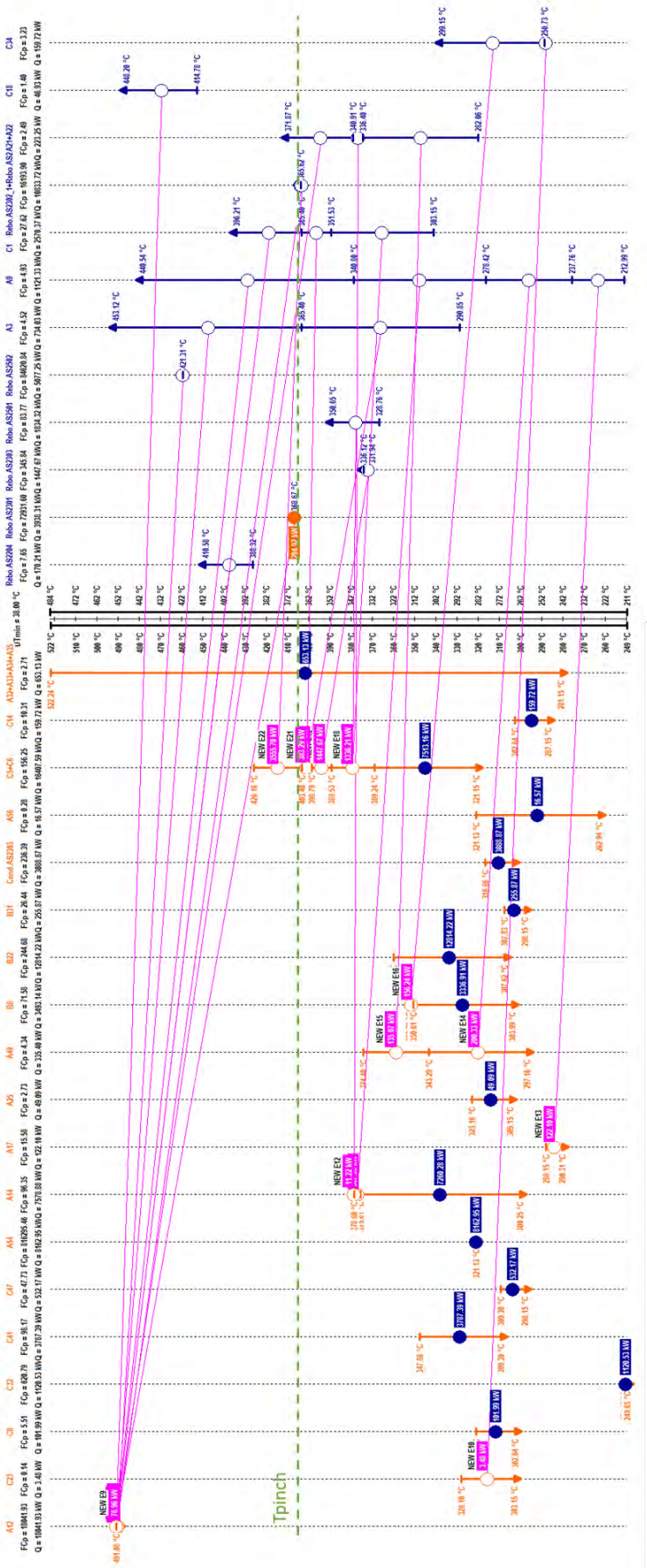


Figure 7.16 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.MER_Config1.*

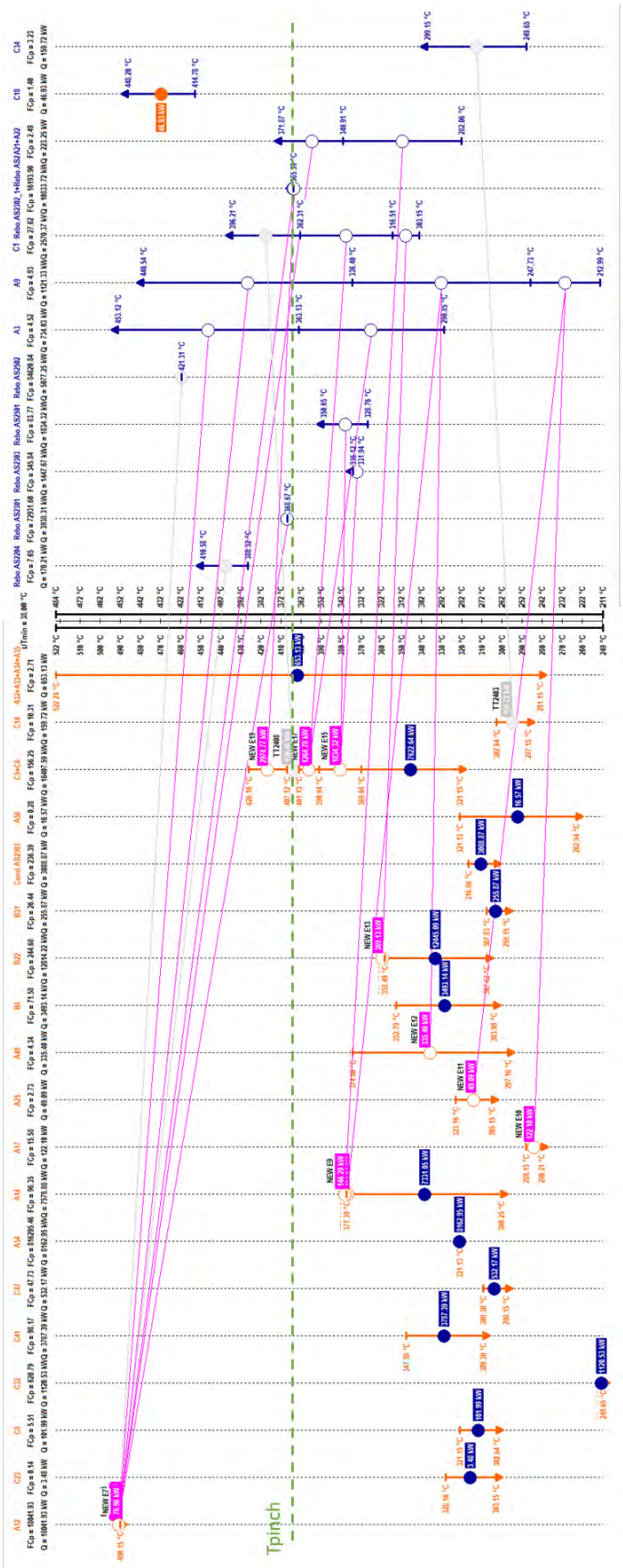


Figure 7.17 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep1_Config1.*

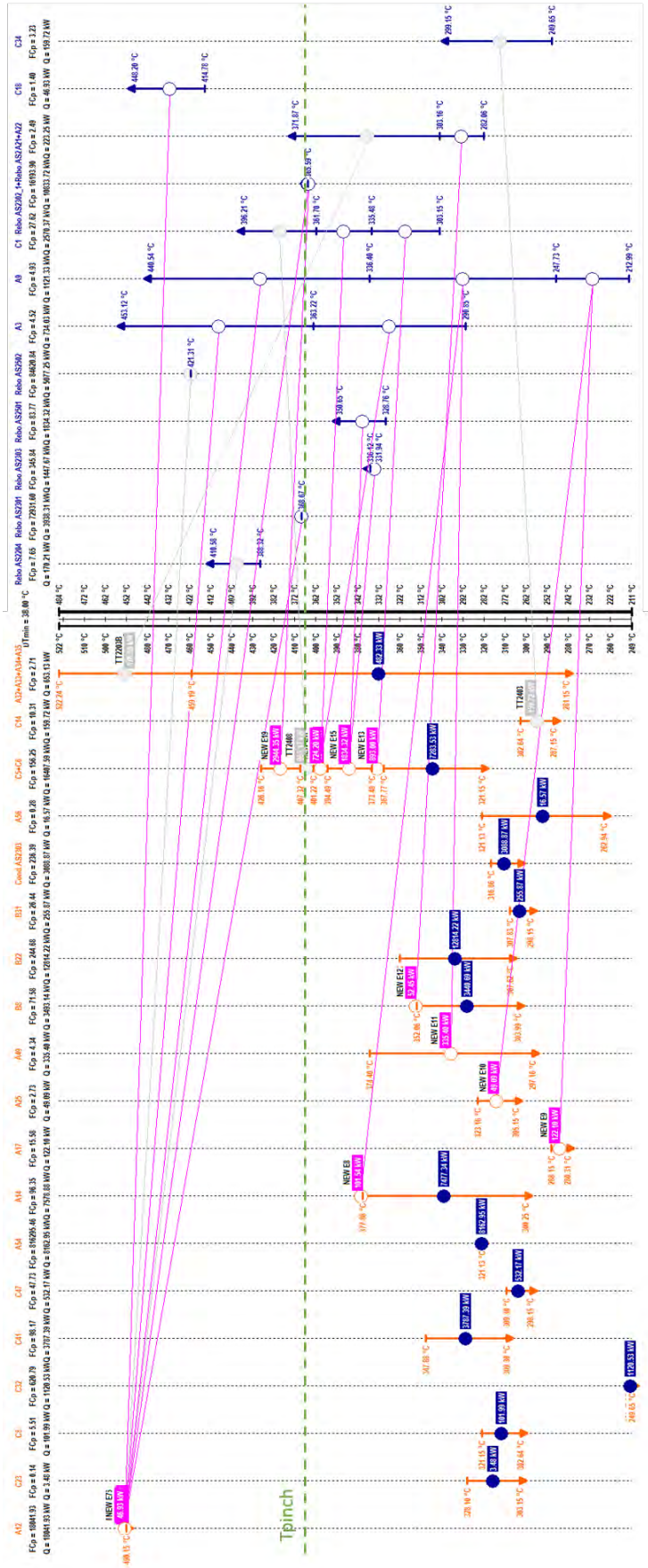


Figure 7.18 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.2_ Config1.*

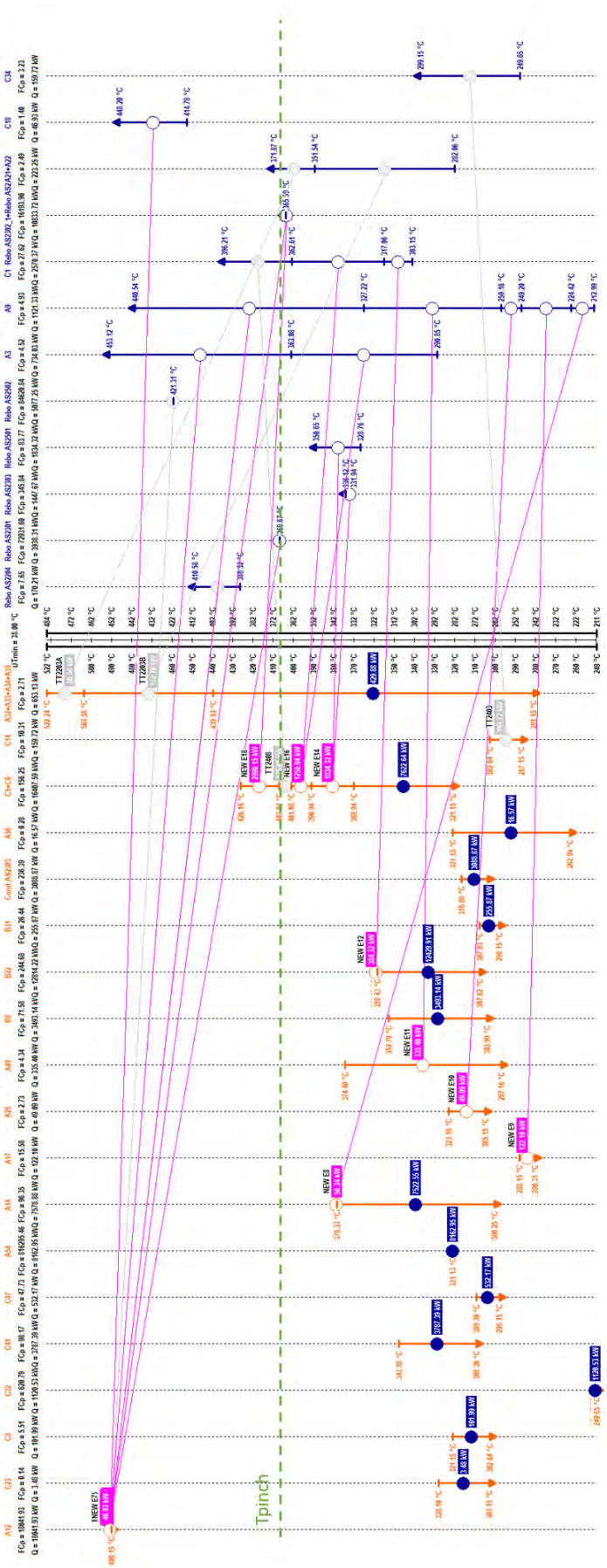


Figure 7.19 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config1.*

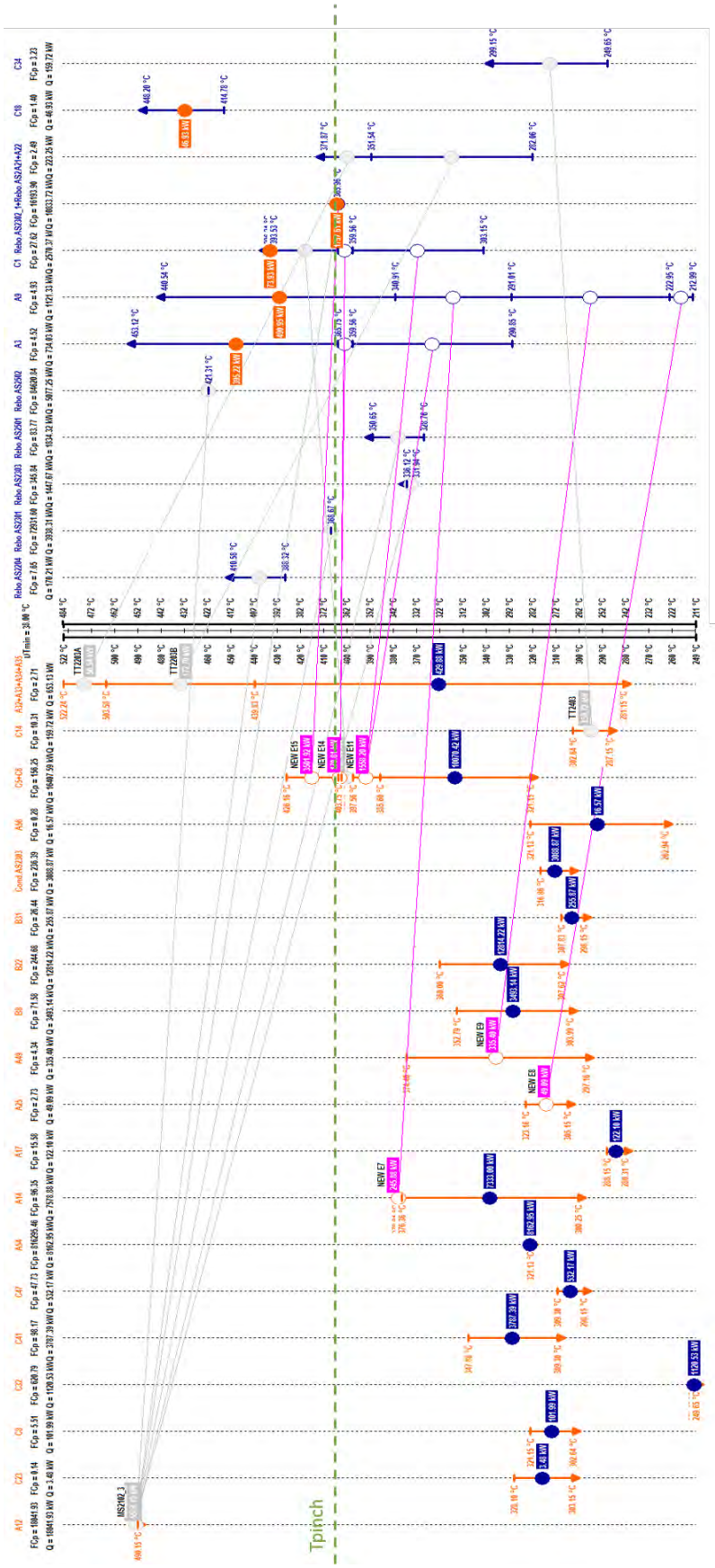
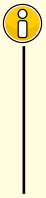


Figure 7.20 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config1.*



Sur la représentation graphique, des échangeurs entre courants chauds et courants froids sont «penchés» vers le haut ce qui traduit en principe un échange inconcevable sur un diagramme double échelle. Ce sont en fait les échangeurs existants qui ont un ΔT, écart de température à leurs bornes, inférieur au $\Delta Tmin$ de 38°C qui a été imposé dans l'étude.

Pour ces quatre derniers scenarii, nous remarquons que l'échangeur TT2408 fait l'objet d'un repositionnement. En effet, le tableau 7.18 présente les valeurs de températures aux bornes de l'échangeur ainsi que la quantité de chaleur échangée dans chaque scenario. L'échangeur est systématiquement repositionné autour du pincement ($Tpinch$ = 112,2°C, soit $Tpinch_{chaud}$ = 131,2°C et $Tpinch_{froid}$ = 93,2°C), réduisant ainsi la perte d'énergie liée à cet échangeur.

Tableau 7.18 : *Propriétés de l'échangeur TT2408 dans les scenarii de la configuration 1.*

Config.	Scenario	TCin (°C)	TCout (°C)	THin (°C)	THout (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA
Nominal		30,00	123,06	153,01	136,56	60,36	2570,37	42,58
Cf1	Sc.Rep1	89,16	123,06	133,97	127,98	21,99	936,46	42,58
	Sc.Rep2	88,55	123,06	134,17	128,07	22,38	953,17	42,58
	Sc.Rep3	89,46	123,06	133,87	127,93	21,79	928,01	42,58
	Sc.RemMin	92,60	120,38	129,33	124,41	18,02	767,44	42,58

Au vue de ces résultats, deux scenarii principaux se distinguent :

- soit une reconsidération de la boucle vapeur ou, du moins une réaffectation des échanges actuels avec un fort coût d'investissement mais une récupération d'énergie maximale (scenario Sc.Rep3) et l'ajout d'échangeurs d'intégration,
- soit une conservation du réseau actuel avec un moindre gain énergétique mais un coût d'investissement plus faible (scenario Sc.RemMin).

Ces deux scenarii seront les seuls conservés dans la suite de l'étude afin de les optimiser via d'autres configurations du modèle.

Après concertation avec les ingénieurs du site sur ces premiers résultats, une nouvelle contrainte est formulée : éviter tout échange avec le courant A3 qui est un courant de HCl et pose des problèmes de sécurité en cas de fuite. La matrice de compatibilité est donc mise à jour en conséquence et les réseaux pour les scenarii Sc.Rep3 et Sc.RemMin sont générés.

7.4.3 Configuration 2

Les figures 7.21 et 7.22 présentent les réseaux obtenus pour la configuration 2.

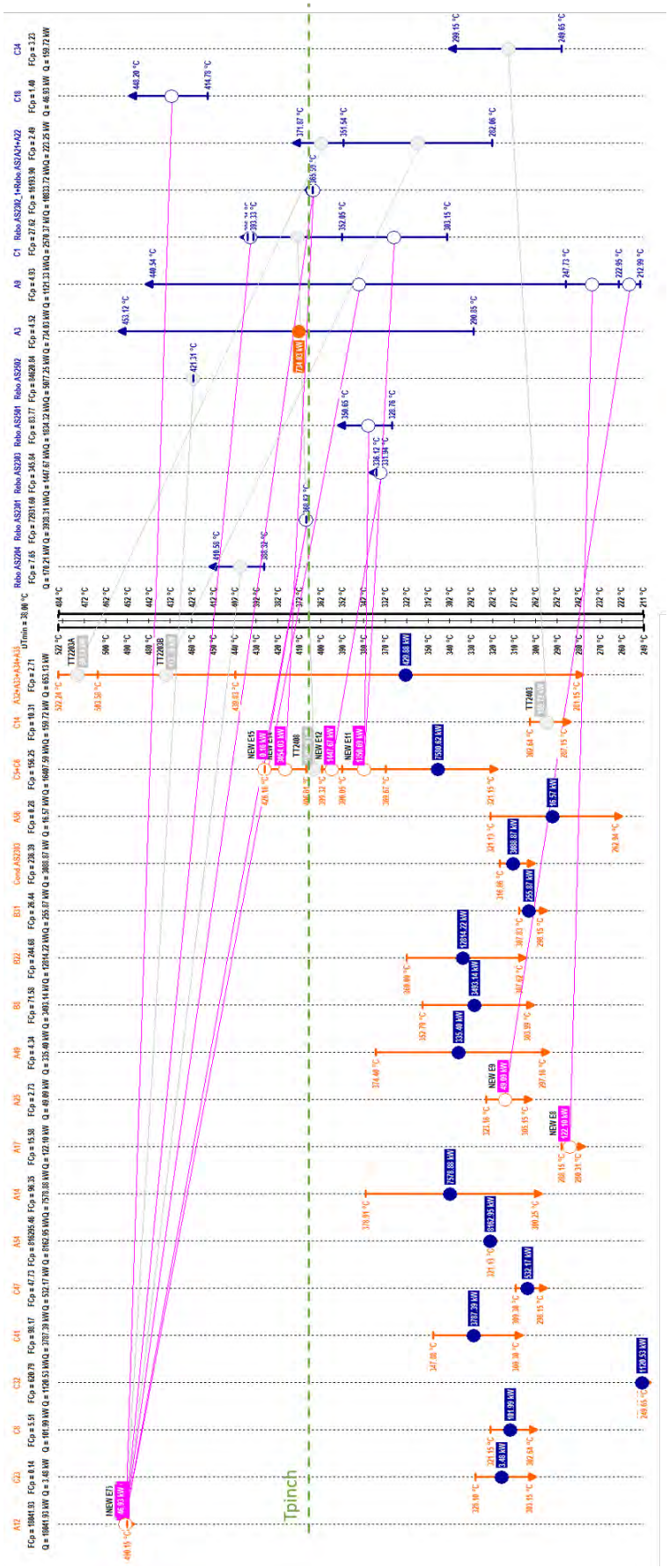


Figure 7.21 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config2.*

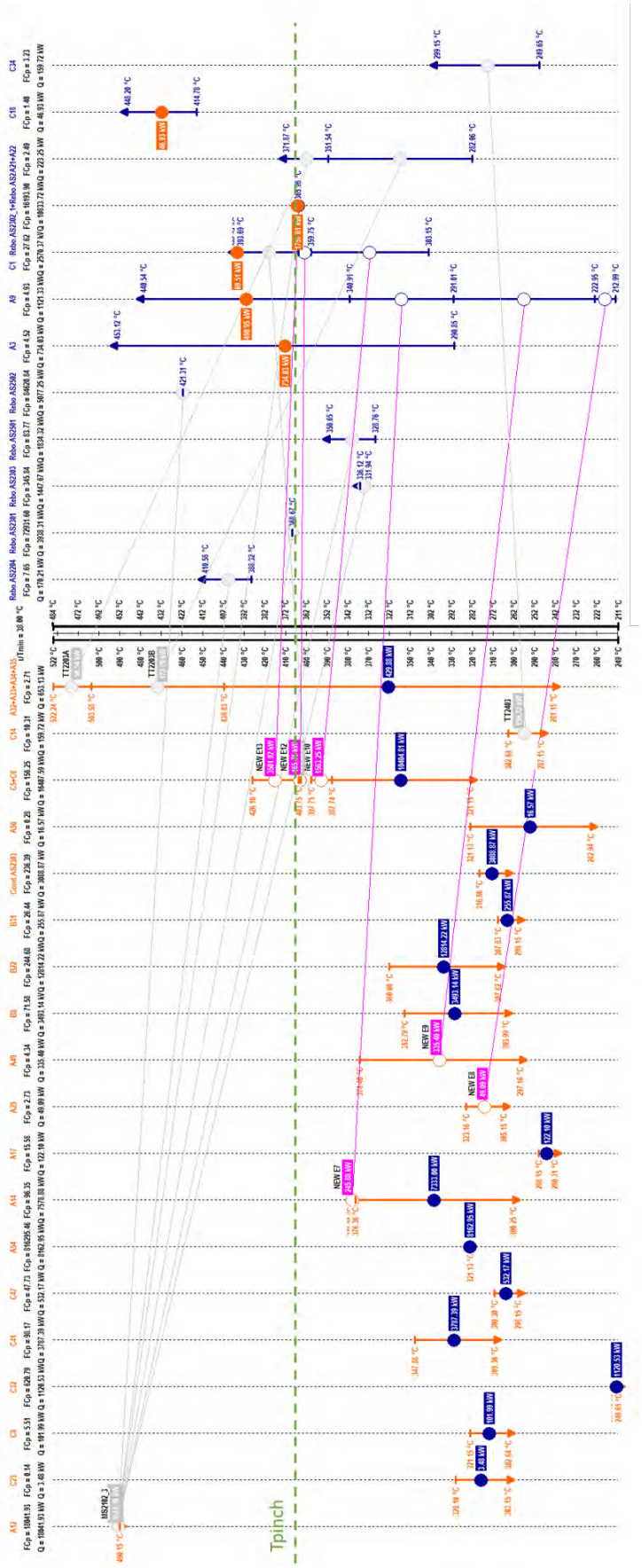


Figure 7.22 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config2.*

Le repositionnement de l'échangeur TT2408 pour la configuration 2 est détaillé dans le tableau suivant. On remarque que le scenario Sc. RemMin exploite moins cet échangeur, nécessitant ainsi l'ajout d'une utilité sur le courant C1.

Tableau 7.19 : *Propriétés de l'échangeur TT2408 dans les scenarii de la configuration 2.*

Config.	Scenario	TCIn (°C)	TCOut (°C)	THIn (°C)	THOut (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA
Nominal		30,00	123,06	153,01	136,56	60,36	2570,37	42,58
Cf2	Sc.Rep3	78,90	120,18	133,46	126,17	26,77	1140,10	42,58
	Sc.RemMin	92,60	120,54	129,54	124,60	18,13	771,86	42,58

Les résultats sont reportés dans le tableau 7.20. L'incompatibilité avec le courant A3 impacte les performances énergétiques alors que les réseaux proposés prévoient le même nombre de nouveaux échangeurs à implanter. Il convient alors de limiter le nombre de nouveaux échangeurs en diminuant $Nech_{max}$. On fixe pour la prochaine configuration le nombre maximum d'échanges à 35.

Tableau 7.20 : *Résultats de la configuration 2 pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario	GEEI	OPEX(€/an)	CAPEX(€)	$N_{nouveauxéch}$	TRI(an)	CPU (ms)	$I_{robustesse}$
Sc.Rep3	89,75	32744,70	1097,15	13	0,184	550	1
Sc.RemMin	56,73	34890,90	685,33	8	0,179	35224	1

7.4.4 Configuration 3

La figure 7.23 présente le réseau obtenu pour le scenario Sc.Rep3 et la figure 7.24 celui du scenario Sc.RemMin.

Les propriétés liées au repositionnement de l'échangeur TT2408 sont détaillées ci-dessous.

Tableau 7.21 : *Propriétés de l'échangeur TT2408 dans les scenarii de la configuration 3.*

Config.	Scenario	TCIn (°C)	TCOut (°C)	THIn (°C)	THOut (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA
Nominal		30,00	123,06	153,01	136,56	60,36	2570,37	42,58
Cf3	Sc.Rep3	30,00	108,31	133,51	119,67	50,79	2162,93	42,58
	Sc.RemMin	86,73	119,92	130,60	124,73	21,53	916,61	42,58

Les résultats sont reportés dans le tableau 7.22. La contrainte en nombre d'échangeurs a permis de réduire significativement le nombre de nouveaux échangeurs pour le scenario de remodelage minimal (8 à 5) en impactant peu son critère énergétique. Le scenario ScRep3 présente toujours un nombre important d'échangeurs. On remarque en particulier qu'un échangeur à 0,2kW entre le courant C5+C6 et le bouilleur Reb.AS2501 est introduit. La prochaine configuration va mettre en oeuvre un seuil en quantité de chaleur de 1% et réduire le nombre d'échangeurs à $Nech_{max}$ égal à 33.

Tableau 7.22 : *Résultats de la configuration 3 pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario	GEEI	OPEX((€/an)	CAPEX(€)	$N_{nouveauxéch}$	TRI	CPU (ms)	$I_{robustesse}$
Sc.Rep3	89,75	32744,70	1060,20	12	0,177	347	1
Sc.RemMin	54,76	35050,17	606,24	5	0,165	46570	1

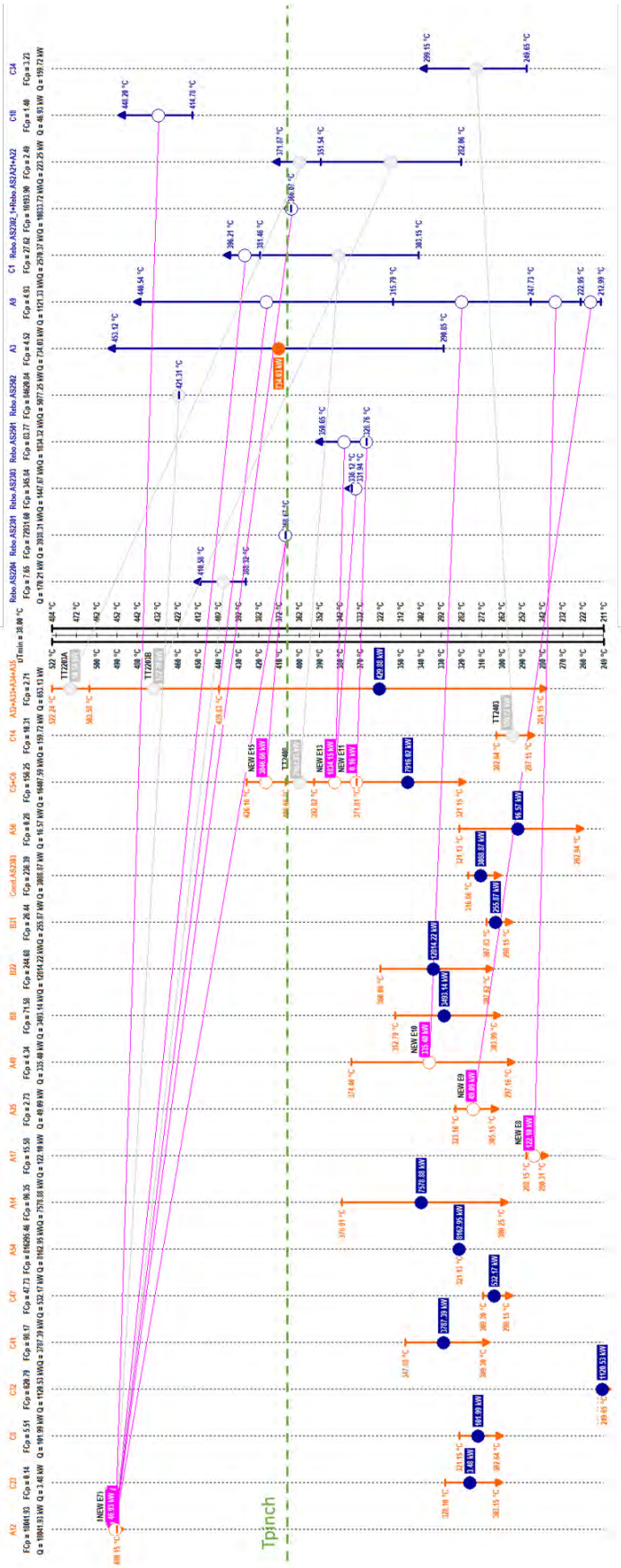


Figure 7.23 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config3.*

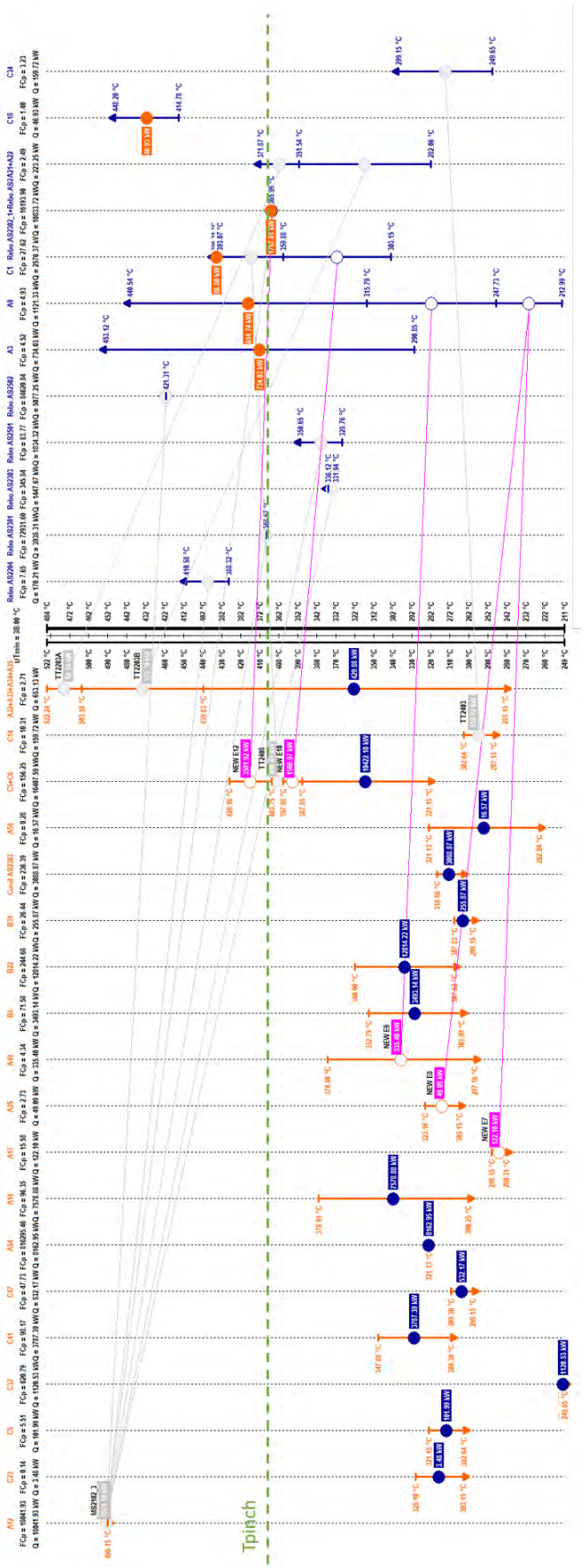


Figure 7.24 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config3.*

7.4.5 Configuration 4

Le seuil en quantité de chaleur présentait un problème trop contraint pour le scenario de remodelage minimum Sc.RemMin. La contrainte a donc été retirée pour le scenario Sc.RemMin en gardant cependant le nombre d'échanges à 33.

Les figures 7.25 et 7.26 présentent les réseaux obtenus . Sur le tableau 7.23, on remarque que la contrainte en nombre maximum d'échange ne permet pas au scenario Sc.RemMin de repositionner l'échangeur TT2408. Cela impacte fortement les performances énergétiques de ce scenario comme le montre le tableau 7.24.

Tableau 7.23 : *Propriétés de l'échangeur TT2408 dans les scenarii de la configuration 4.*

Config.	Scenario	TCIn (°C)	TCOut (°C)	THIn (°C)	THOut (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA
Nominal		30,00	123,06	153,01	136,56	60,36	2570,37	42,58
Cf4	Sc.Rep3	30,00	108,57	133,86	119,97	50,96	2170,18	42,58
	Sc.RemMin	30,00	123,06	153,01	136,56	60,36	2570,37	42,58

Le scenario Sc.Rep3 propose 10 nouveaux échangeurs en maintenant ses performances énergétiques grâce notamment à l'échangeur TT2408 qui est plus exploité que dans les configurations précédentes.

Tableau 7.24 : *Résultats de la configuration 4 pour les scenarii d'intérêt.*

Scenario	GEEI	OPEX(€/an)	CAPEX(€)	$N_{nouveauxéch}$	TRI(an)	CPU (ms)	$I_{robustesse}$
Sc.Rep3	89,1	32787,88	994,81	10	0,168	720	1
Sc.RemMin	20,08	37334,94	420,62	4	0,303	1814	1

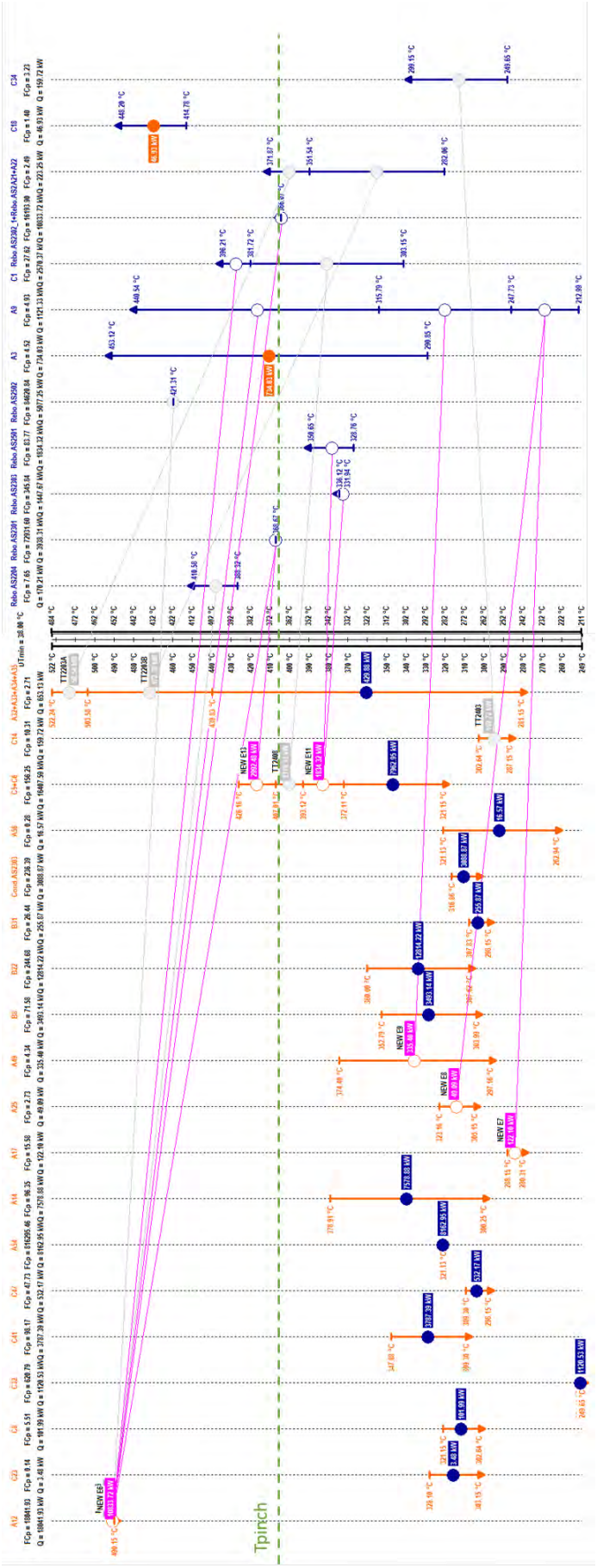


Figure 7.25 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config4.*

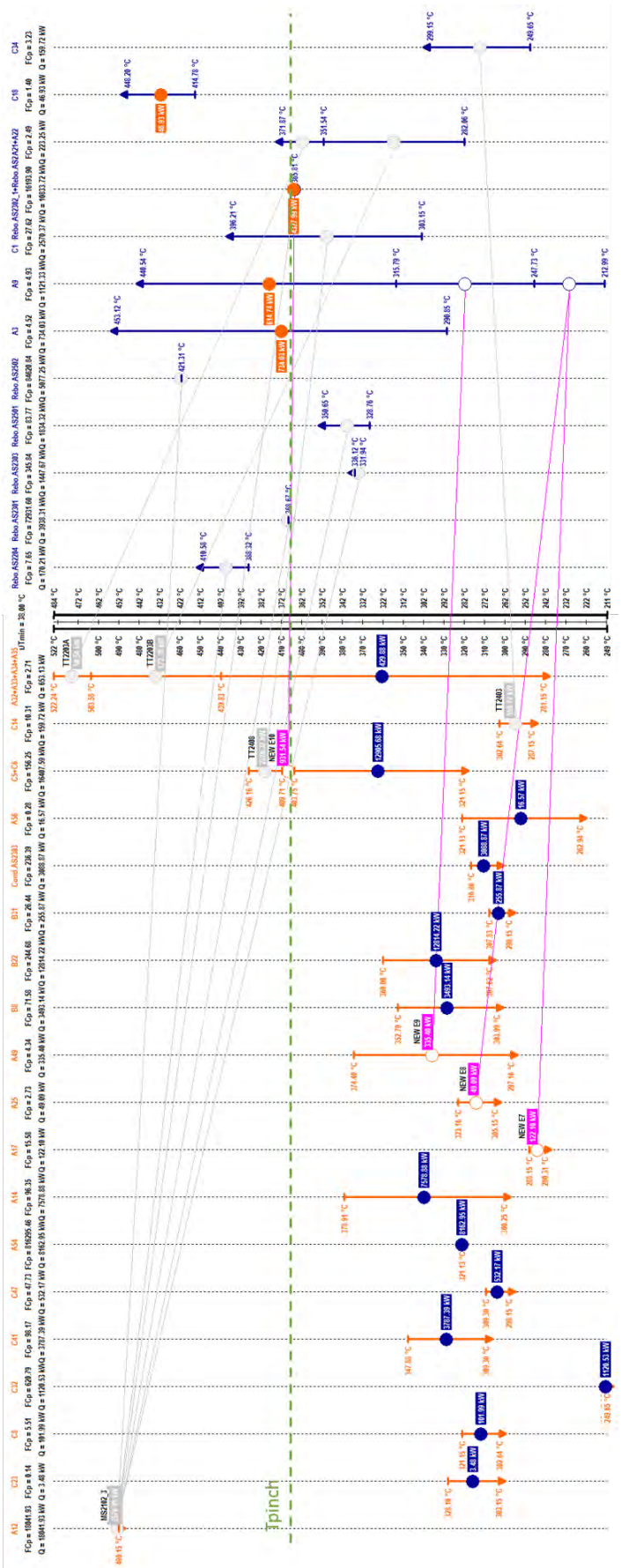


Figure 7.26 : *Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_ Config4bis sans contrainte de seuil.*



Figure 7.27 : *Coût d'investissement en fonction du coût d'exploitation pour chaque scenario.*

7.5 Analyse des résultats

Afin de faciliter le choix des meilleurs réseaux d'échangeurs de chaleur proposés, la figure 7.27 présente le coût d'investissement en fonction du coût d'exploitation pour chaque scenario. Sur ces fronts de Pareto, les scenarii Sc.Rep3 et Sc.RemMin se distinguent par leurs performances. On remarque également que l'affinement des configurations a permis de conserver les performances énergétiques tout en diminuant successivement les coûts d'investissement. Les deux tendances majeures indiquées par les résultats sont les suivantes :

- soit un réseau à faible coût d'investissement en concervant les échangeurs du réseau existant proposant une amélioration énergétique intéressante (Sc.RemMin_Config3),
- soit un réseau à fort coût d'investissement présentant une très forte amélioration énergétique (Sc.Rep3_Config4).

Les performances énergétiques de ces deux solutions sont reportées sur l'échelle de consommation du site (figure 7.28). Des précisions sont apportées sur les nouveaux échangeurs proposés dans chaque scenario.



Figure 7.28 : *Echelle des consommations énergétiques du site de Tessenderlo.*

Détaillons ci-après les deux scenarii obtenus.

7.5.1 Scenario de remodelage minimal : Sc.RemMin_Config3

Le tableau 7.25 présente les propriétés des nouveaux échangeurs proposés par ce scenario.

- L'échange entre le courant C5+C6 et le bouilleur Rebo.A2302 a la plus grande contribution.
- L'échange entre les courants C5+C6 et C1, qui sont en fait les courants de l'échangeur TT2408 existant, permet d'envisager une extension ou un agrandissement de celui-ci.
- Enfin le courant A9 est exploité en partie pour satisfaire les besoins des courants A17, A25 et A49 sous le pincement. Les températures du courant A9 interpellent toutefois sur le choix de la technologie d'échangeur à employer.

Tableau 7.25 : *Propriétés des échangeurs du scenario de remodelage minimal.*

Echangeur	Courant Chaud	Courant Froid	TCin (°C)	Tcout (°C)	Thin (°C)	Thout (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA (kW/°C)	Contribution
NEW E7	A17_1	A9_1	-60,2	-25,4	15,0	7,2	52,7	122,10	2,32	2,2%
NEW E8	A25_1	A9_1	-60,2	-25,4	50,0	32,0	83,5	49,09	0,59	0,9%
NEW E9	A49_1	A9_2	-25,4	42,6	101,2	24,0	53,9	335,40	6,22	6,0%
NEW E10	C5+C6_3	C1_1	30,0	86,7	124,7	114,7	58,3	1566,97	26,89	28,1%
NEW E12	C5+C6_1	Rebo.AS2302	92,6	92,8	153,0	130,6	48,3	3501,92	72,58	62,8%

7.5.2 Scenario mettant en cause la boucle de vapeur : Sc.Rep3_Config4

Les propriétés des 10 nouveaux échangeurs sont détaillées dans le tableau 7.26.

- Le premier élément est que les échanges entre A12 et les bouilleurs Rebo.AS2302 et Rebo.AS2301 sont maintenus. La quantité de chaleur nécessaire au Rebo.AS2301 est toutefois en partie fournie par le courant C5+C6.
- Le courant C5+C6 est toutefois préféré pour les bouilleurs Rebo.AS2303 et Rebo.AS2502.
- Parallèlement, le courant A12 fournit l'énergie nécessaire aux courants A9 et C1.
- On retrouve les couplages A9 et A17, A25 et A49 sous le pincement.

Tableau 7.26 : *Propriétés des échangeurs du scenario de remise en cause des échangeurs cross pinch de la boucle de vapeur.*

Echangeur	Courant Chaud	Courant Froid	TCin (°C)	Tcout (°C)	Thin (°C)	Thout (°C)	DTml (°C)	Q (kW)	UA (kW/°C)	Contribution
NEW E2	A12_1	Rebo.AS2301_1	95,47	95,48	218	217	122	945,82	7,75094	4,8%
NEW E4	A12_1	A9_3	42,64	167,4	218	217	100	614,74	6,14487	3,1%
NEW E5	A12_1	C1_2	108,6	123,1	218	217	102	400,2	3,94146	2,0%
NEW E6	A12_1	Rebo.AS2302_1	92,25	92,92	218	217	125	10834	86,7312	55,3%
NEW E7	A17_1	A9_1	-60,2	-25,4	15	7,17	52,7	122,1	2,31522	0,6%
NEW E8	A25_1	A9_1	-60,2	-25,4	50	32	83,5	49,095	0,58783	0,3%
NEW E9	A49_1	A9_2	-25,4	42,64	101	24	53,9	335,4	6,22385	1,7%
NEW E10	C5+C6_3	Rebo.AS2303_1	58,79	62,97	120	99	48,1	1447,7	30,0979	7,4%
NEW E11	C5+C6_3	Rebo.AS2501_1	55,61	77,51	120	99	42,9	1834,3	42,7489	9,4%
NEW E13	C5+C6_1	Rebo.AS2301_2	95,48	95,52	153	134	47,3	2992,5	63,2747	15,3%

7.6 Conclusion

L'application de la méthodologie présentée dans ce manuscrit a permis l'analyse énergétique complète du site de Tessenderlo et la proposition de deux réseaux d'échangeurs de chaleur pertinents.
L'analyse de données avancée a permis l'extraction des données issues directement des capteurs du procédé ainsi que sa modélisation dans un simulateur de procédé.
Le diagnostic énergétique a permis d'attester de l'intérêt de la poursuite de l'analyse énergétiqueet du remodelage du réseau, avec pour objectif une consommation nulle d'utilités chaudes.
L'étude des échangeurs existants a mis en exergue des scenarii de remodelage pertinents de ce site industriel qui comporte déjà dix échangeurs d'intégration.
Différentes configurations du modèle de synthèse de réseaux d'échangeurs ont affiné les performances des scenarii d'intérêt.
Deux propositions à plus de 89% et 56% d'amélioration énergétique globale ont été proposées. Ces propositions nécessitent toutefois l'expertise des ingénieurs du site quand à la faisabilité des couplages proposés. Si de nouvelles contraintes sont soumises, de nouvelles configurations pourront les prendre en compte et reproposer des réseaux d'échangeurs en conséquence.
L'avantage de l'outil RREFlex (présenté en annexeA) implémentant la méthodologie est sa capacité à traiter les problèmes avec un temps de calcul de l'ordre de la minute. Un échange dynamique avec les ingénieurs du site peut ainsi être envisagé jusqu'à l'obtention de solutions pertinentes.
Par ailleurs, la complexité de ce site industriel a permis de confronter chaque aspect de la méthodologie à de nouvelles problématiques, comme par exemple la boucle de vapeur, faisant ainsi évoluer la méthode développée à mesure de l'avancement sur ce cas d'étude notamment pour l'analyse de données.
Une prochaine réunion permettrait d'affiner les solutions en s'adaptant à de nouvelles contraintes éventuelles.

Figures

7.1 Schéma siimplifié du procédé de fabriation de MVC su site VYNOVA Tessenderlo. . . . 194
7.2 Boucle vapeur du site de Tessenderlo. . . . 195
7.3 Schéma de procédé de la section 2600. . . . 196
7.4 Schéma de procédé de la section 2100. . . . 198
7.5 Schéma du four de craquage de la section 2400. . . . 198
7.6 Variation du nombre de capteurs en régime stationnaire détectés en fonction des tailles de fenêtres minimales. . . . 200
7.7 Exemple du capteur FC_25048 pour des tailles de fenêtres $swl = 21$ et $dwl = 21$ (haut) et $swl = 31$ et $dwl = 35$ (bas) 201
7.8 Exemple du capteur FC_21042 pour des tailles de fenêtres $swl = 21$ et $dwl = 51$ (haut) et $swl = 21$ et $dwl = 21$ (bas). . . . 202
7.9 Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps pour le site de VYNOVA Tessenderlo. . . . 203
7.10 Structure de la simulation ProSimPlus© du site de VYNOVA Tessenderlo. . . . 205
7.11 Matrice de compatibilité des courants du site de Tessenderlo. . . . 210
7.12 Plan d'implantation du site de Tessenderlo (anonymé). . . . 211
7.13 Courbes Composées pour $\Delta Tmin$= 3,5 °C. . . . 212
7.14 Courbes Composées pour $\Delta Tmin$= 38 °C. . . . 212
7.15 Echelle des consommations énergétiques du procédé. . . . 213
7.16 Réseau d'échangeur pour le Sc.MER_Config1. . . . 218
7.17 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep1_Config1. . . . 219
7.18 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.2_Config1. . . . 220
7.19 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config1. . . . 221
7.20 Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config1. . . . 222
7.21 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config2. . . . 224
7.22 Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config2. . . . 225
7.23 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config3. . . . 227
7.24 Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config3. . . . 228
7.25 Réseau d'échangeur pour le Sc.Rep.3_Config4. . . . 230
7.26 Réseau d'échangeur pour le Sc.RemMin_Config4bis sans contrainte de seuil. . . . 231
7.27 Coût d'investissement en fonction du coût d'exploitation pour chaque scenario. 232
7.28 Echelle des consommations énergétiques du site de Tessenderlo. . . . 233

Chapitre 8

Etude de cas TOTAL : train de préchauffe de la distillation atmosphérique

Sommaire

Introduction 239
8.1 Présentation générale du site 239
8.1.1 Le train de préchauffe 239
8.1.2 Le réseau d'échangeurs de chaleur existant 240
8.2 Collecte de données avancée 242
8.2.1 Liste de capteurs 242
8.2.1.1 Analyse de données 243
8.2.1.2 Identification des régimes permanents 243
8.2.1.3 Détection des cas de marche 244
8.3 Modélisation, simulation et validation du modèle 246
8.4 Diagnostic énergétique 248
8.4.1 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle 248
8.4.2 Sélection et classification des scenarii d'intérêt 249
8.5 Synthèse des réseaux d'échangeurs 250
8.5.1 Spécificité du cas d'étude TOTAL 250
8.5.2 Détermination de configurations de réseaux prometteuses 251
8.6 Conclusion 255
Table des figures 256

Introduction

Dans le cadre du projet RREFlex, la Société TOTAL a choisi de nous proposer une étude de cas nous offrant ainsi l'opportunité de confronter nos méthodologies et outils sur un deuxième cas d'étude. Le procédé étudié concerne un train de préchauffe d'une distillation atmosphérique situé sur une des raffineries du groupe TOTAL (le lieu exact de la raffinerie n'est pas mentionné pour des raisons de confidentialité). L'étude du site de TOTAL a été initié au printemps 2018 au travers du stage d'un étudiant ingénieur [Velasco Consuegra, 2018]. Accueilli par TOTAL, cet étudiant a eu l'opportunité de passer quelques jours au Laboratoire de Génie Chimique afin de se former aux méthodologies développées dans le cadre du projet. Cet étudiant a principalement contribué à la phase de collecte de donnée et a initié la démarche de remodelage, travail qui a été poursuivi au Laboratoire de Génie Chimique dans le cadre de ces travaux de thèse.

8.1 Présentation générale du site

8.1.1 Le train de préchauffe

Le train de préchauffe de la distillation atmosphérique est un poste de forte consommation énergétique des raffineries. L'étude suivante porte sur ce train de préchauffe. Pour le procédé étudié, une intégration énergétique a déjà été en partie réalisée en utilisant l'énergie des courants de sortie de la colonne pour préchauffer son entrée et ainsi réduire la consommation du four de préchauffe. Le diagramme de flux du train de préchauffe de la distillation atmosphérique est présenté sur la figure 8.1.
La distillation atmosphérique est la première opération unitaire pour les procédés de raffinage. Cette étape sépare le pétrole brut entrant en différents produits en fonction de leur point d'ébullition. Ces produits sont ensuite conditionnés aux spécifications requises dans des opérations unitaires en aval.
Le pétrole brut doit d'abord subir une étape de chauffe dans la première partie du train de préchauffe (aussi appelée le train froid) pour atteindre la température requise pour le dessalage. Lors de cette opération, le pétrole brut est mis en contact avec de l'eau pour en retirer la plupart des sels présents. Il poursuit son cheminement sur la seconde partie du train de préchauffe (appelée le train chaud) avant de pénétrer dans le four. Ce dernier porte le pétrole brut à la température d'entrée de la colonne, souvent proche de la température d'ébullition de l'alimentation. Dans ces conditions, le pétrole brut est introduit dans la colonne de distillation atmosphérique selon [Jones, 2014].

Dans la colonne, le pétrole brut est séparé en cinq coupes à des températures spécifiques comme indiqué sur la figure 8.1 qui sont les suivantes :

- Produits de distillat (Top) : cette coupe contient les fractions les plus volatiles du pétrole brut. Ce courant est à la base du naphta et de l'essence.
- Kérosène : ce produit est la base du carburant dans l'aviation aussi appelé Jet A1.
- Gas-oil léger (LGO) : cette coupe sert à la production du diesel après traitement du courant.

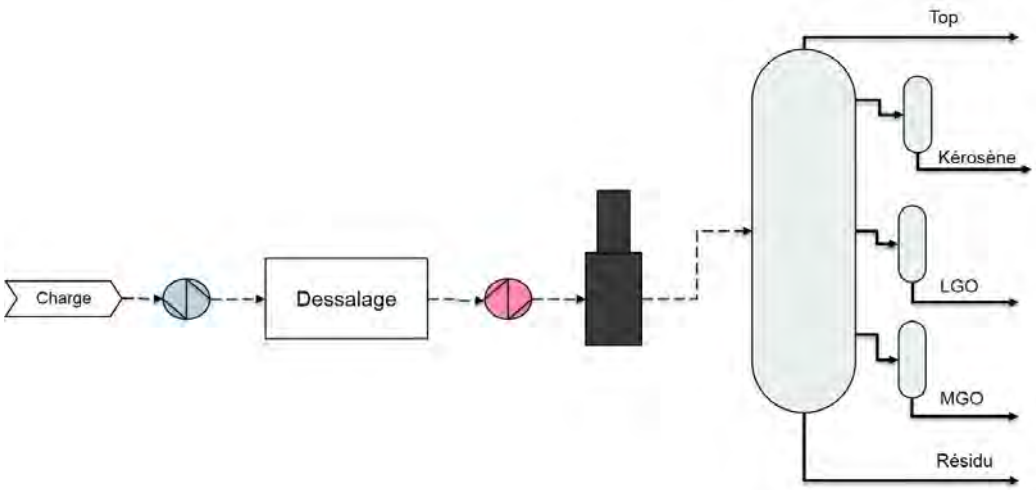


Figure 8.1 : *Diagramme de flux de la distillation atmosphérique.*

- Gas-oil moyen (MGO) : ces gaz plus lourds sont également destinés à la production de diesel.
- Résidu atmosphérique (Résidu) : cette coupe la plus lourde du pétrole brut correspond également au débit prédominant. Plusieurs opérations unitaires de traitement, notamment une distillation sous-vide, sont nécessaires à la valorisation en produits tels que l'essence ou le diesel.

Les trois produits du milieu de la colonne sont envoyés dans différentes colonnes de stripage. Ces dernières sont alimentées en pied par de la vapeur pour enlever les composants légers du courant produit. Les vapeurs de tête sont ensuite réinjectées dans la colonne principale présentée en figure 8.1. De la vapeur est également injectée dans la colonne de distillation de traitement du résidu, afin de diminuer la pression partielle de l'alimentation. La colonne de distillation atmosphérique dispose d'un système de soutirages latéraux (pump-around). En effet sur certains plateaux, une partie du courant liquide est extraite de la colonne pour être envoyée vers un échangeur de chaleur. Ce processus agit comme un condenseur interne pour garantir un reflux continu sous la section concernée et améliore l'interaction entre les phases selon [Jones, 2014]. En particulier sur ce site, on compte deux soutirages latéraux : celui en tête de colonne (TPA Top Pump-Around) et celui en milieu de colonne (MPA Middle Pump-Around).

8.1.2 Le réseau d'échangeurs de chaleur existant

La récupération de chaleur sur le train de préchauffe consiste à utiliser les courants de sortie de la colonne de distillation atmosphérique pour réduire la charge du four. La figure 8.2 montre le circuit suivi par le pétrole brut depuis la charge à l'insertion dans la colonne.

La charge est tout d'abord réchauffée par le TPA puis une première fois par le courant de résidu avant d'intégrer le dessalage. Ensuite les coupes de milieu de colonne LGO et MGO continuent de préchauffer le pétrole brut qui échange une seconde fois avec le courant de pied de colonne. Il poursuit sa montée en température dans le MPA puis échange une dernière fois avec le courant de pied avant de pénétrer le four.

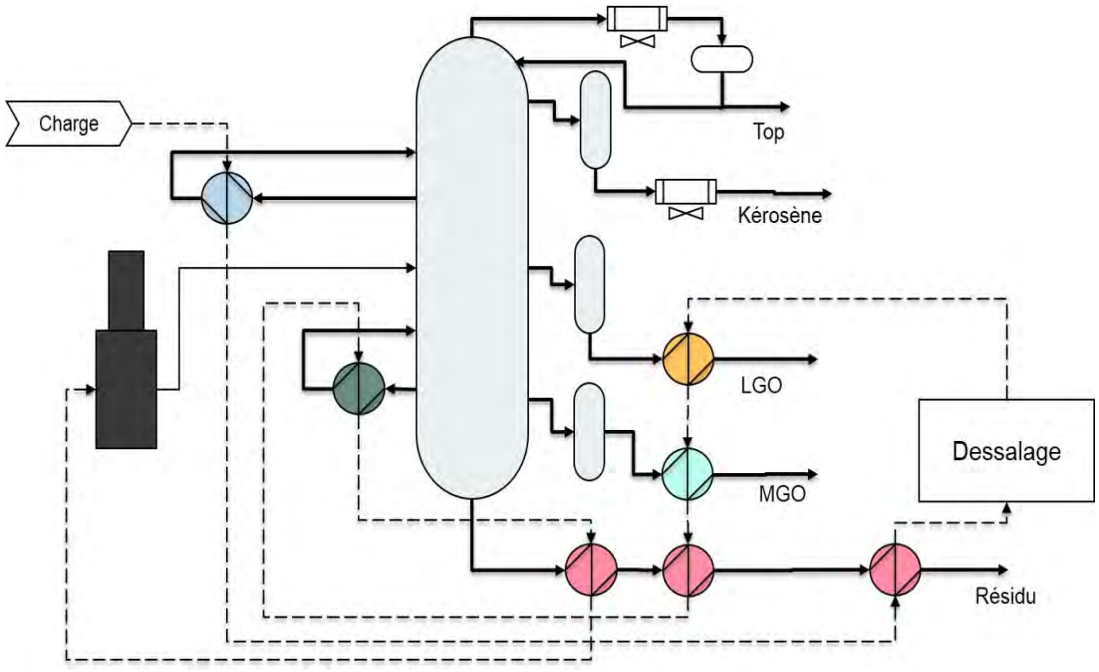


Figure 8.2 : *Diagramme de flux du train de préchauffe figurant les échanges de chaleur.*

Tableau 8.1 : *Détail du nombre d'échangeurs par courants.*

Courant	Nombre d'échangeurs d'intégration	Nombre de divisions	Nombre total d'échangeurs
Courants chauds			
Résidu	3	3	9
MGO	1	3	3
MPA	1	3	3
LGO	1	3	3
Kérosène	0	0	0
TPA	1	3	3
Courants froids			
Charge au dessalage	2	3	6
Dessalage au four	5	3	15

Bien que, comme nous allons le montrer, ce train de préchauffe soit déjà bien intégré énergétiquement, l'objectif de l'étude menée dans ce travail est de réduire davantage la charge du four. Le remodelage du site devra en outre être capable de s'adapter à différents cas de marche.

Le train de préchauffe décrit précédemment est en fait divisé en trois lignes parallèles. Chaque courant est ainsi divisé en trois et parcourus par les mêmes échanges. La figure 8.3 présente l'organisation des courants divisés à travers les différents échangeurs. Sur ce train de préchauffe, 7 courants sont à dénombrer, 5 courants chauds et 2 courants froids divisés chacun en trois. Le tableau 8.1 récapitule les échanges auxquels participent chacun des courants et le nombre total d'échangeurs correspondant.
Par ailleurs, le site a émis la suggestion d'exploiter le courant de Kérosène dans l'étude pour diminuer la quantité d'utilité chaude nécessaire à la préchauffe. C'est pourquoi on définit un sixième courant chaud dans le tableau ci-dessus.
La configuration particulière de ce train de préchauffe où chaque courant est divisé permet de considérer trois sous réseaux identiques. Dans la suite de l'étude, on traitera un seul réseau, les autres étant similaires.

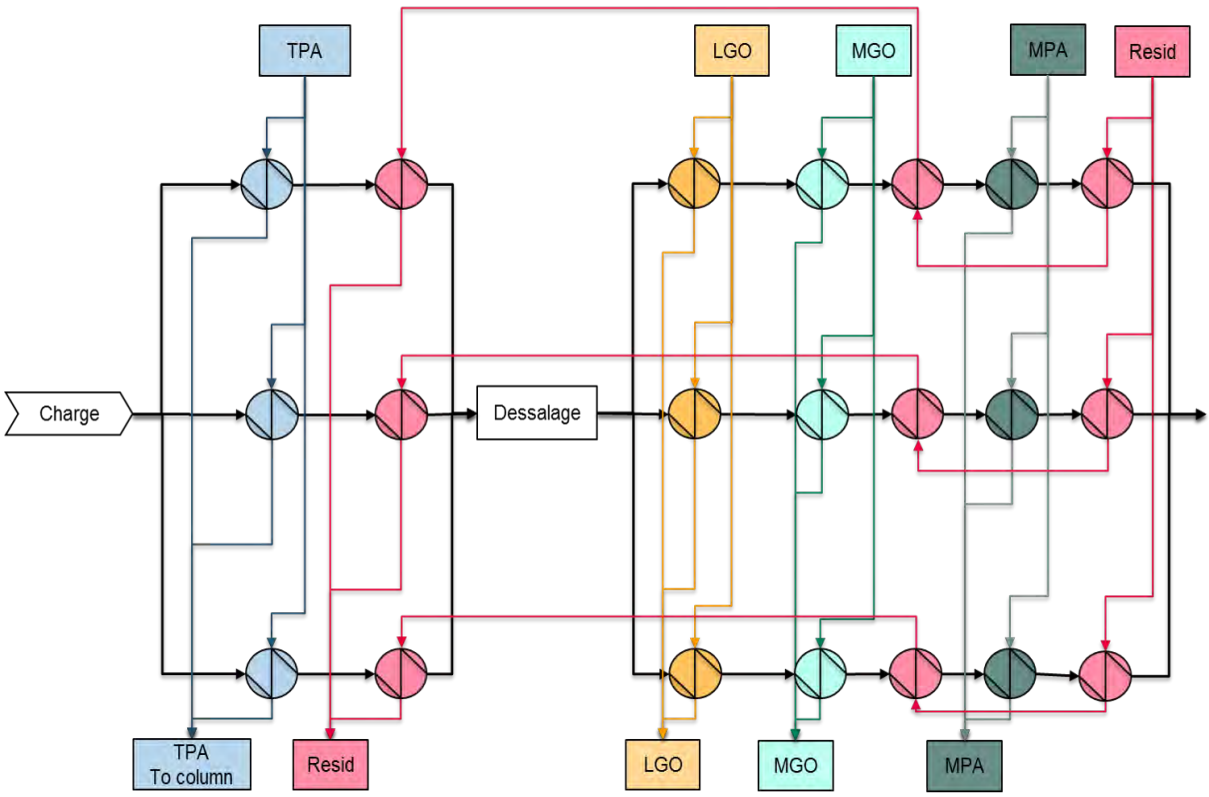


Figure 8.3 : *Schéma du train de préchauffe figurant les échanges de chaleur sur les courants.*

8.2 Collecte de données avancée

8.2.1 Liste de capteurs

Après la prise de connaissance du procédé, la liste des capteurs nécessaires à l'étude a été établie. En utilisant les plans du site et en interrogeant les ingénieurs, 87 capteurs ont été identifiés. Les schémas du PFD ainsi que le détail du train de préchauffe avec les capteurs positionnés sont représentés en figures 8.4 et 8.5. Il faut noter ici que toutes les températures ne sont pas disponibles. Notamment, sur la ligne de pétrole brut, aucun capteur n'est installé entre les échangeurs d'intégration mais uniquement en entrée et sortie des opérations unitaires. Cependant, toutes les données sont déductibles par évaluations des bilans et l'étape de simulation du procédé permettra donc de récupérer ces données manquantes.

La liste complète de ces capteurs se trouve en annexe B. Elle comprend pour chaque capteur, le nom du courant, une description, le TAG exact et la nature de la mesure (température/débit/pression). Parmi ceux-ci, 19 capteurs ont été identifiés comme étant les plus importants dans la détermination des régimes permanents. L'analyse des données se concentre sur ces capteurs notamment pour l'établissement des paramètres de l'analyse de données (i.e. taille de fenêtre glissante et taille de fenêtre de détection) et des cas de marche.

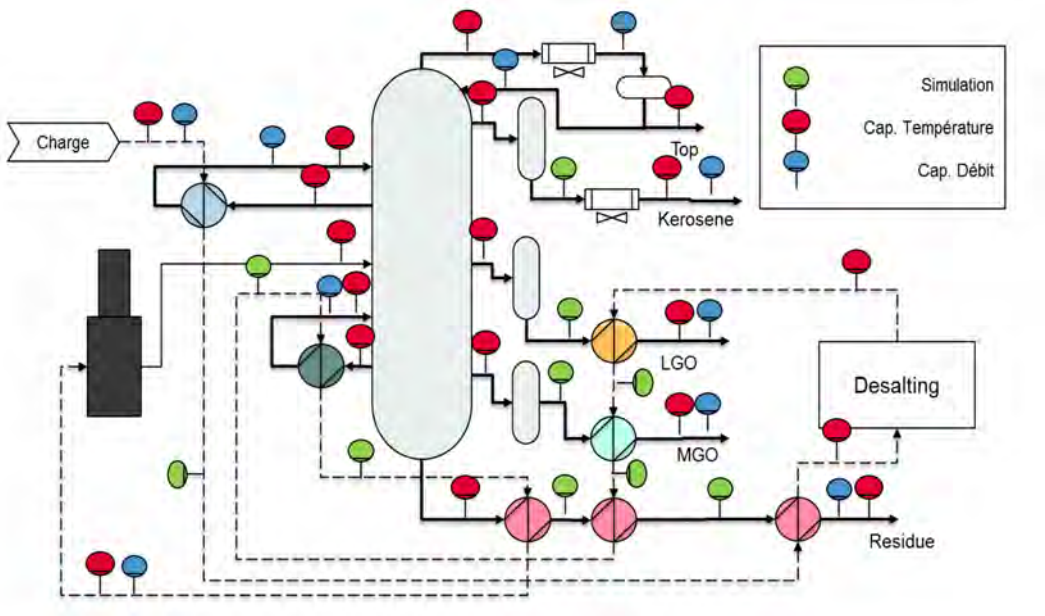


Figure 8.4 : *Position des capteurs sur le diagramme de procédé.*

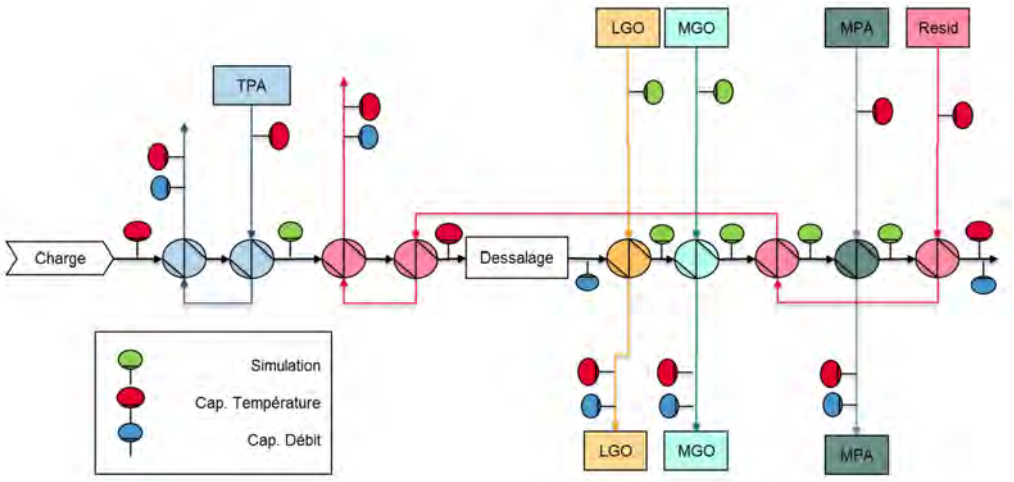


Figure 8.5 : *Position des capteurs sur la vue du train de préchauffe.*

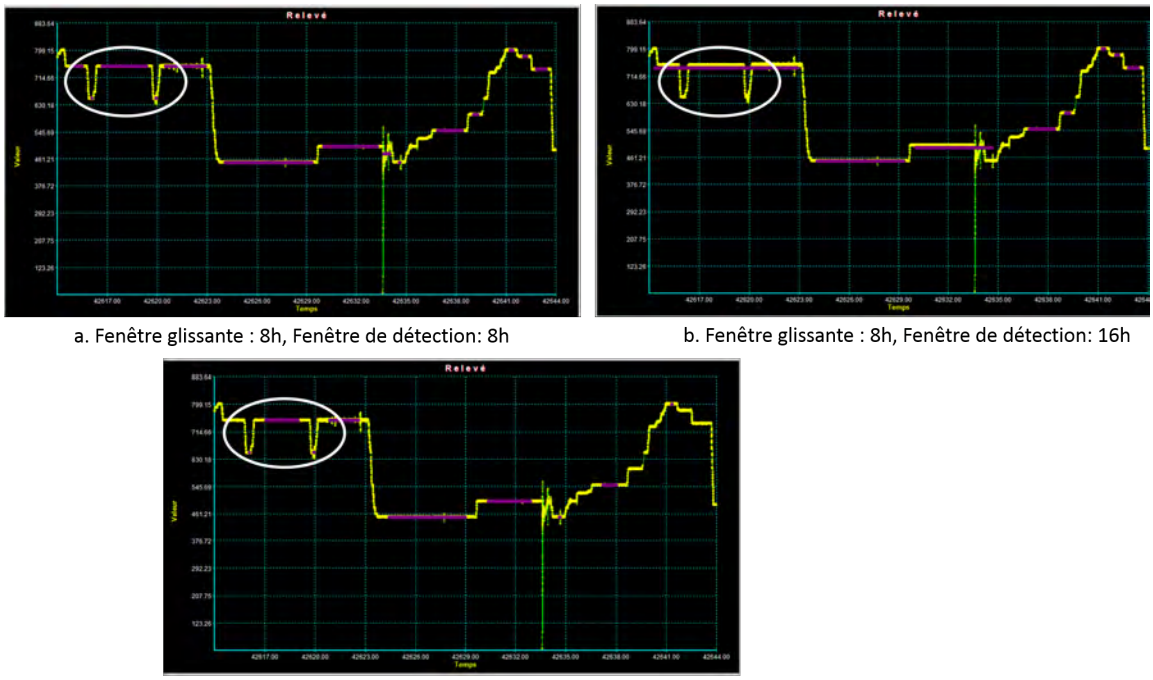
8.2.1.1 Analyse de données

Une fois la liste des capteurs établie, il faut récupérer les données brutes émanant du système de gestion de données PI. Notons que pour le cas Total, malgré l'étape de compression, le nombre de mesure reste assez important. Ceci peut s'expliquer par un paramétrage de l'algorithme de compression plus sévère ou une variabilité assez forte du procédé. Quel qu'en soit la raison, le nombre important de points de mesure garantit une analyse de données précise et fiable. En sortie, le système PI génère un fichier Excel avec les valeurs brutes issues des capteurs.

8.2.1.2 Identification des régimes permanents

Afin de réaliser l'identification des régimes stationnaires selon la méthode EDiFy, la taille des fenêtres glissante et de détection sont déterminées.

Le temps de transition entre deux régimes a été évalué entre 2,5 h et 3,5 h. Les valeurs de



a. Fenêtre glissante : 8h, Fenêtre de détection: 8h

b. Fenêtre glissante : 8h, Fenêtre de détection: 16h

c. Fenêtre glissante : 16h, Fenêtre de détection: 16h

Figure 8.6 : *Impacts des tailles de fenêtres glissante et de détection sur l'identification des régimes permanents.*

tailles de fenêtres seront donc comprises entre 7,5h et 17,5h (3 à 5 fois le temps représentatif, cf. 4.2.3.4). Une étude de sensibilité est réalisée pour estimer les paramètres adaptés. Les figures 8.6 a, b et c reportent les résultats de l'identification de régimes pour trois jeux de paramètres (8 ; 8) ; (8 ; 16) et (16 ; 16) par exemple. La zone sensible à bien identifier est entourée en blanc : on cherche à détecter ce palier comme étant un seul et même régime en excluant les «fausses alarmes» que constituent les deux pics. Le jeu de paramètres le plus en accord avec l'observation est (8 ; 16). On sélectionne ainsi une taille de fenêtre glissante de 8h et une taille de fenêtre de détection de 16h.

8.2.1.3 Détection des cas de marche

La superposition sur la période étudiée des régimes stationnaires des différents capteurs considérés est montrée sur la figure 8.7. Avec un nombre total de 87 capteurs étudiés, deux pics excèdent un seuil de détection fixé à 70% :

- Un pic à 76 capteurs sur 87 (90%).
- Un pic à 66 capteurs sur 87 (76%).

Pour confirmer la sélection de ces deux cas de marche, l'étude se concentre sur les 19 capteurs essentiels à la suite de l'étude (figure 8.8). Les résultats obtenus valident les deux pics identifiés, avec plus de 90 % des capteurs essentiels détectés en régime permanent, correspond aux deux types de matières premières : NS et HS.

Les propriétés des deux régimes sont reportées dans le tableau 8.2.

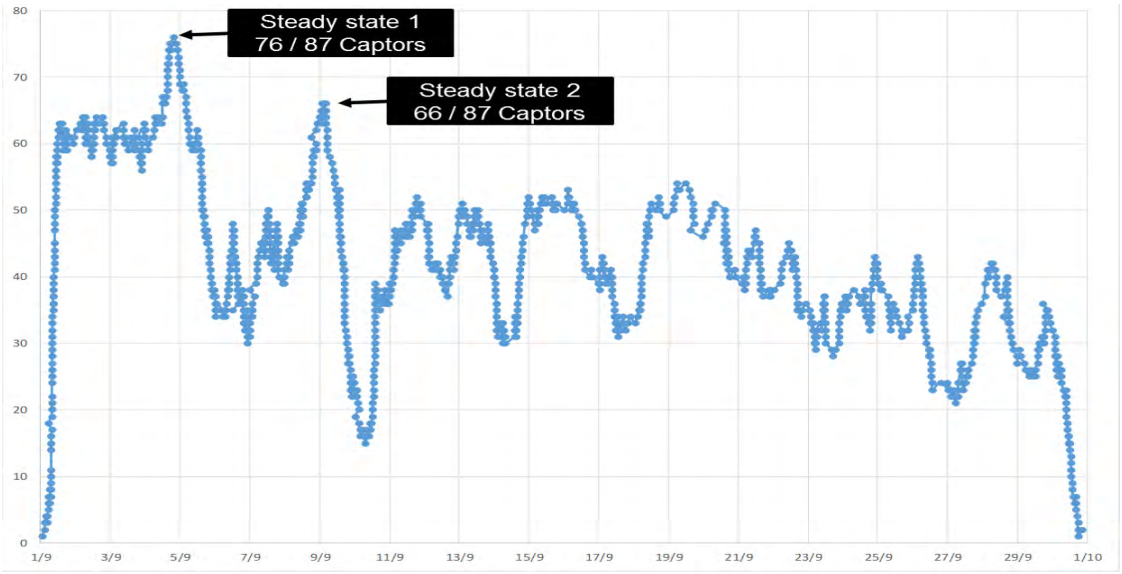


Figure 8.7 : *Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps pour le site de TOTAL.*

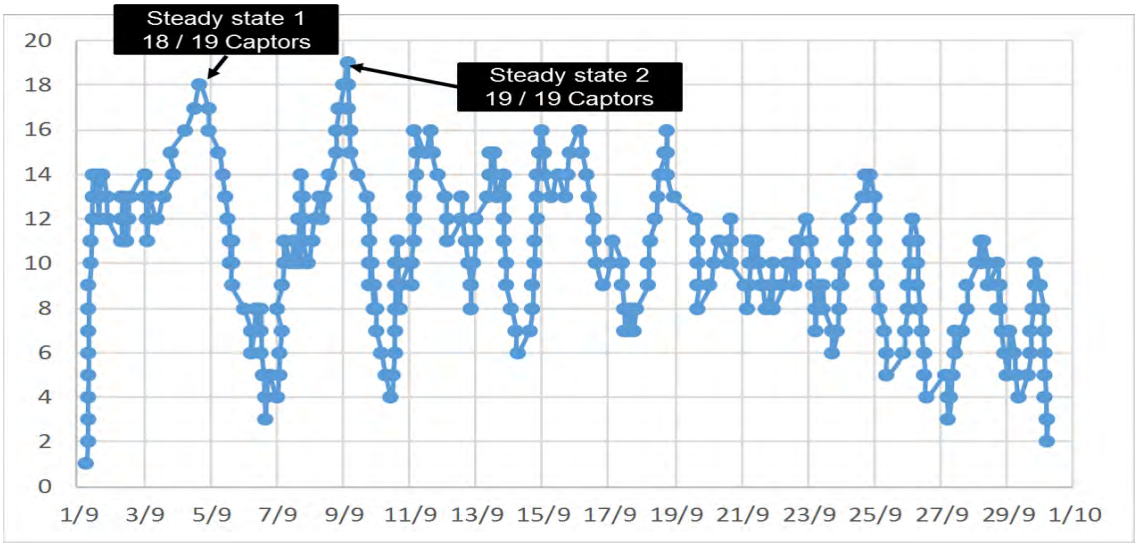


Figure 8.8 : *Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps sur une sélection de capteurs pour le site de TOTAL.*

Tableau 8.2 : *Propriétés des régimes sélectionnés pour le cas TOTAL.*

Numéro de cas de marche	Liste complète des capteurs		Sélection de capteurs		Durée	Classe
	Nb de capteurs	(%)	Nb de capteurs	(%)		
CdM 1	76	87%	18	95%	2 :09 :30	NS
CdM 2	66	76%	19	100%	0 :12 :30	HS

La durée du second cas de marche paraît courte mais elle fait partie d'un palier de plusieurs jours.
Deux cas de marche sont ainsi identifiés et caractérisés par les valeurs de plus de 75% des capteurs.

8.3 Modélisation, simulation et validation du modèle

La construction et le paramétrage du modèle de simulation ont été traités par [Velasco Consuegra, 2018]. Ils ne seront pas détaillés ici. Précisons que la modélisation a été réalisée sous le logiciel ProII ©.

Le tableau 8.5 présente la différence entre les données issues du modèles de simulation et celles de l'analyse de données. Sur les deux cas de marche, on note peu de différence entre la simulation et les données issues de l'analyse de données (valeurs inférieures à 10%). Pour le cas de marche 1, la collecte de données a permis d'extraire 18 des 19 capteurs nécessaires au paramétrage du modèle de simulation (donnée d'entrée du système). Sur la première ligne du tableau, sous le cas de marche 1, on peut constater cette valeur manquante pour EDiFy. Dans ce cas, la valeur a été récupérée sur le système PI en réalisant une moyenne sur la période du régime identifié. On remarque également pour une autre valeur une différence supérieure à 10% (en orange). Cela peut être lié à une accumulation des différences mineures des autres valeurs.

Les données validées permettent de constituer les vues échangeurs. Les trois lignes étant identiques, la liste des échangeurs est constituée pour une ligne pour chaque cas de marche dans les tableaux 8.3 et 8.4.

Tableau 8.3 : *Cas TOTAL : données échangeur pour le procédé nominal : cas de marche 1.*

Nom	Courant chaud	Courant Froid	TFin (°C)	TFOut(°C)	TCIn (°C)	TCOut(°C)	DTml	HeatFlux (Gcal/hr	Type
E3A	LGO1_A	FEED3_A	128,62	138,45	248,63	137,37	40,039	1,670	INTEGRATION
E2AC	RES3_A	FEED2_A	110,72	130,75	171,65	118,10	19,578	2,409	INTEGRATION
E1AC	TPA_A	FEED1_A	24,57	110,72	142,92	78,89	42,298	10,362	INTEGRATION
E4A	MGO1_A	FEED4_A	138,45	150,26	298,79	145,84	47,022	2,004	INTEGRATION
E5A	RES2_A	FEED5_A	150,26	168,17	239,27	171,65	41,386	3,042	INTEGRATION
E6A	MPA_A	FEED6_A	168,17	193,28	279,76	213,12	63,466	4,264	INTEGRATION
E7A	RES1_A	FEED7_A	193,28	218,93	336,07	239,27	76,105	4,356	INTEGRATION
F1A	HU	FEED8_A	218,93	339,00				20,391	UTIL. CHAUDE
E12A	MGO2_A	CU			145,84	40,00		1,387	UTIL. FROIDE
E13A	LGO2_A	CU			137,37	40,00		1,461	UTIL. FROIDE
E14A	KERO1_A	CU			188,01	87,72		2,250	UTIL. FROIDE
E20A	KERO2_A	CU			87,72	40,00		1,070	UTIL. FROIDE
PSE1A	RES4_A	CU			118,10	90,00		1,264	UTIL. FROIDE

Tableau 8.4 : *Cas TOTAL : données échangeur pour le procédé nominal : cas de marche 2.*

Nom	Courant chaud	Courant Froid	TFin (°C)	TFOut(°C)	TCIn (°C)	TCOut(°C)	DTml	HeatFlux (Gcal/hr	Type
E4A	MGO1_A	FEED4_A	137,24	148,51	298,81	143,39	45,1	1,9	INTEGRATION
E3A	LGO1_A	FEED3_A	126,38	137,24	254,32	137,11	44,5	1,9	INTEGRATION
E2AC	RES3_A	FEED2_A	92,45	128,20	184,67	115,29	37,1	4,4	INTEGRATION
E1AC	TPA_A	FEED1_A	23,73	92,45	144,24	58,92	43,0	8,4	INTEGRATION
E5A	RES2_A	FEED5_A	148,51	177,83	263,62	184,67	57,4	5,0	INTEGRATION
E6A	MPA_A	FEED6_A	177,83	203,51	289,41	224,84	64,5	4,4	INTEGRATION
E7A	RES1_A	FEED7_A	203,51	239,70	361,08	263,62	87,2	6,2	INTEGRATION
F1A	HU	FEED8_A	239,70	369,00				22,0	UTIL. CHAUDE
E12A	MGO2_A	CU			143,39	40,00		1,28	UTIL. FROIDE
E13A	LGO2_A	CU			137,11	40,00		1,53	UTIL. FROIDE
E14A	KERO1_A	CU			193,26	94,40		1,66	UTIL. FROIDE
E20A	KERO2_A	CU			94,40	40,00		0,91	UTIL. FROIDE
PSE1A	RES4_A	CU			115,29	90,00		1,60	UTIL. FROIDE

Tableau 8.5 : *Résultats de la validation de données*

			Steady state 1				Steady state 2			
Stream	**Description**	**Tag**	**PI**	**Edify**	**Simulation**	**%Diff**	**PI**	**EDiFy**	**Simulation**	**%Diff**
Crude	Cold train outlet temperature	23TC0001	126,9	-	128,1	0,92%	123,5	123,7	125,9	1,76%
Crude	Hot train outlet temperature	23TI0066	241,6	241,5	244	1,01%	264	263,3	265	0,68%
TPA	TPA take off temperature	23TI0023	140,2	140,7	142,9	1,56%	152,8	151,7	144,2	4,90%
TPA	TPA exchanger outlet temperature	23TI0024	79,2	79,5	79,3	0,25%	72,6	73	59,3	18,75%
LGO	LGO take off temperature	23TI0027	240,9	240,1	253,3	5,50%	249,6	251,2	260,3	3,63%
LGO	LGO exchanger outlet temperature	23TI0028	136,4	135,29	145,3	7,43%	146,2	141,7	145,5	2,65%
MGO	MGO take off temperature	23TI0033	311,9	310,5	314,5	1,30%	332,4	331,9	323,5	2,54%
MGO	MGO exchanger outlet temperature	23TI0034	148	147,38	157,9	7,17%	150,9	156,5	155,3	0,79%
MPA	MPA take off temperature	23TI0030	283,1	280,9	279,8	0,39%	297,8	297,9	289,4	2,84%
MPA	MPA exchanger outlet temperature	23TI0031	211,2	211,31	213,4	0,98%	219,4	217,1	225,4	3,85%
Residue	Residue take off temperature	23TI0036	324,3	326,7	336,1	2,86%	355,2	355,2	361,1	1,65%
Residue	Residue take off temperature	23TI0036	115	115,31	123,2	6,86%	115	115,4	120,5	4,43%
Kerosene	Kerosene take off temperature	23TI0025	192,5	192,6	197,4	2,47%	202,6	201,7	202,9	0,57%

8.4 Diagnostic énergétique

8.4.1 Evaluation de la qualité de la solution de récupération actuelle

Tout comme pour tout cas d'étude, la première étape de la procédure vise à exploiter la «vue échangeurs» comportant les informations relatives aux sous-courants pour en déduire les courants du procédé. Les tableaux 8.6 et 8.7 récapitulent les informations relatives à chaque courant pour chacun des deux cas de marche.

Tableau 8.6 : *Cas TOTAL : liste des courants regroupés : cas de marche 1.*

Nom	Type	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (Gcal/hr/°C)
TPA_A	CHAUD	142,92	78,89	0,1618
MPA_A	CHAUD	279,76	213,12	0,0640
RES1To4_A	CHAUD	336,07	90,00	0,0450
LGO_A	CHAUD	248,63	40,00	0,0150
MGO_A	CHAUD	298,79	40,00	0,0131
KERO_A	CHAUD	188,01	40,00	0,0224
FEED1To2_A	FROID	24,57	130,75	0,1203
FEED3To8_A	FROID	128,62	339,00	0,1698

Tableau 8.7 : *Cas TOTAL : liste des courants regroupés : cas de marche 2.*

Nom	Type	Tin (°C)	Tout (°C)	FCp (Gcal/hr/°C)
TPA_A	CHAUD	144,24	58,92	0,0990
MPA_A	CHAUD	289,41	224,84	0,0678
RES1To4_A	CHAUD	361,08	90,00	0,0633
LGO_A	CHAUD	254,32	40,00	0,0158
MGO_A	CHAUD	298,81	40,00	0,0124
KERO_A	CHAUD	193,26	40,00	0,0168
FEED1To2_A	FROID	23,73	128,20	0,1228
FEED3To8_A	FROID	126,38	369,00	0,1705

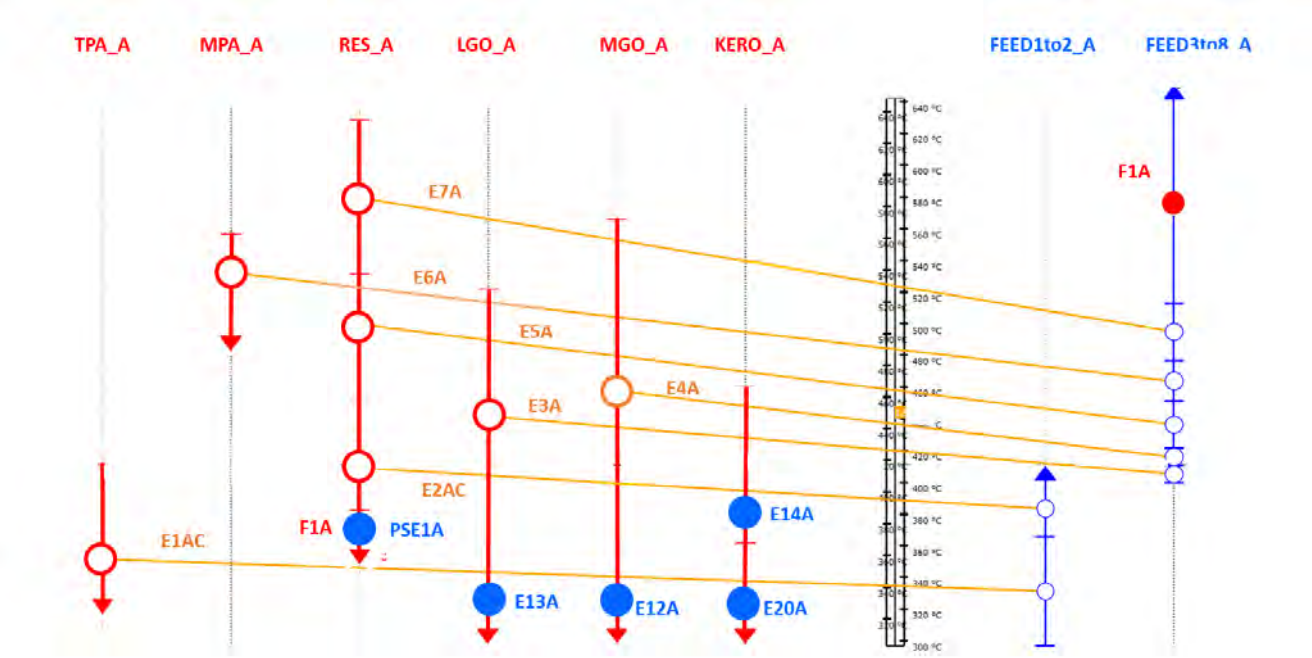


Figure 8.9 : *Cas TOTAL : diagramme double-échelle du procédé nominal.*

La figure 8.9 représente pour sa part le réseau d'échangeurs nominal sur un diagramme double-

échelle. Sur ce diagramme, seuls les couplages, communs aux deux cas de marche, sont représentés. Les valeurs des flux sont représentées dans les tableaux 8.3 et 8.4 de la partie précédente.

L'examen du diagramme double-échelle permet d'ores et déjà de constater que le procédé nominal est déjà très fortement intégré. Le tableau 8.8 récapitule les résultats ainsi obtenus et la figure 8.10 illustre ces derniers sur une échelle de consommations énergétiques. Pour calculer les performances globales, on a supposé que les durées relatives des 2 cas de marches étaient identiques (50%).

Tableau 8.8 : *Cas TOTAL : diagnostic énergétique du site de Total.*

		ΔTMin (°C)	Minimal (Gcal.hr-1)	Nominal (Gcal.h-1)	Maximal (Gcal.hr-1)	GPEI (%)
Cas de marche 1 (durée relative = 0,5)	utilité chaude	7,38	16,95	20,39	48,49	
	utilité froide		3,99	7,43	35,54	
	Tpincement (°C)		139,2			
cas de marche 2 (durée relative=0,5)	utilité chaude	6,14	16,78	22,04	54,19	
	utilité froide		1,73	6,99	39,14	
	Tpincement (°C)		141,16			
Global	utilité chaude		16,87	21,22	51,34	12,6%
	utilité froide		2,86	7,21	37,34	



Figure 8.10 : *Echelle de consommations énergétiques du procédé.*

8.4.2 Sélection et classification des scenarii d'intérêt

Le site de Total comporte 13 échangeurs dont 7 échangeurs d'intégration. Tout comme sur le site de Tessenderlo, il est essentiel de sélectionner les scenarii de remodelage les plus pertinents. Le tableau 8.9 présente les résultats de la sélection et classification des scenarii d'intérêt. Pour ce cas d'étude, nous remarquons que le statut de l'échange E1AC n'est pas le même pour les deux cas de marche : en effet, cet échange est « Non Cross Pinch » pour le cas de marche 1 alors qu'il est « Cross Pinch Repositionnable » pour le cas de marche 2. De plus les degrés de repositionnement des trois échangeurs cross pinch sont différents suivant les cas de marche. Il en résulte la sélection de 4 scenarii :

- le scenario de remodelage complet qui remet en question tous les échanges. Rappelons que ce scenario est un scenario référence qui permet de visualiser le réseau « idéal » d'un point de vue récupération même s'il induit des CAPEX souvent rédhibitoires
- les scenarii envisageant le repositionnement de 1 ou 2 échanges cross Pinch repositionnables (l'échange E2AC seul ou bien les échanges E2AC et E1AC),
- enfin le scenario de remodelage minimal qui conserve tous les échangeurs d'intégration.

Tableau 8.9 : *Cas TOTAL : Sélection et classification des scenarii.*

CAS DE MARCHE 1							
Echange	E3A	E2AC	E1AC	E4A	E5A	E6A	E7A
Statut	CPR	CPR	NCP	NCP	NCP	NCP	NCP
Dg. de repositionnement (Gcal/hr)	0,368	1,001					
CAS DE MARCHE 2							
Echange	E3A	E2AC	E1AC	E4A	E5A	E6A	E7A
Statut	CPR	CPR	CPR	NCP	NCP	NCP	NCP
Dg. de repositionnement (Gcal/hr)	0,262	0,56	0,727				
SCENARIOS A ENVISAGER							
SCENARIO	E3A	E2AC	E1AC	E4A	E5A	E6A	E7A
Remodelage Complet	✗	✗	✗	✗	✗	✗	✗
E2AC repositionné - Scenario 1	✗	✓	✗	✓	✓	✓	✓
E2AC et E1AC repositionnés - Scenario 2	✗	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Remodelage minimal	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓

8.5 Synthèse des réseaux d'échangeurs

L'étude de cas TOTAL présente la particularité de faire état de deux cas de marche. Il est donc particulièrement pertinent dans notre étude car il va nous permettre de valider le modèle de synthèse de réseaux de chaleurs adaptables. Rappelons que l'objectif dans ce cas est d'obtenir un réseau dont la topologie sera la même pour les deux cas de marche mais pour lequel les flux de chaleur et les températures d'entrée/sortie pour chaque échange pourront être différents. Le réseau s'adaptera à chaque cas de marche grâce à la mise en place de bypass judicieusement placés sur le réseau.

8.5.1 Spécificité du cas d'étude TOTAL

Comme indiqué dans le chapitre 5, le modèle de synthèse a été défini en faisant l'hypothèse que la capacité calorifique Cp de chaque courant est constante sur la plage de température $[TIn, TOut]$ couvert par celui-ci.

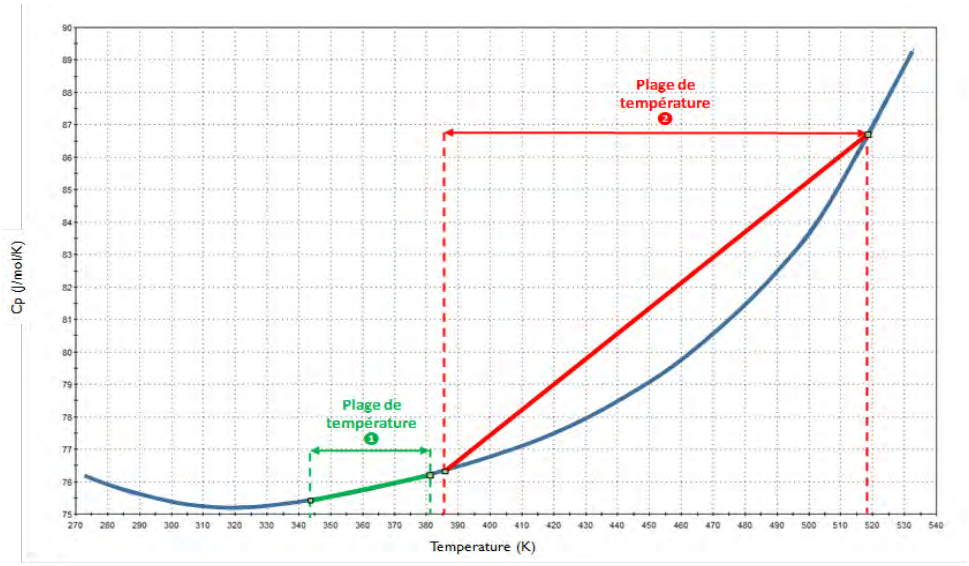


Figure 8.11 : *Courbe de Cp en fonction de la température.*

Lorsque cette plage est petite, cette approximation linéaire est valide (cf. plage (1)). Par contre, dès que la plage de températures des courants considérés couvre plusieurs centaines de degrés

(cf. plage (2)), cette hypothèse peut introduire un biais dans les bilans énergétiques. Ceci se traduit par une sous-estimation ou une surestimation des quantités d'utilités à fournir selon la position de la plage de température. Si cette situation ne s'est pas présentée sur les cas d'études précédents, le cas Total comporte, quant à lui, de nombreux courants dont le spectre de température est large. Afin de se conformer aux données attendues par le modèle, les valeurs de FCp sont recalculées en tenant compte des températures d'entrée et de sortie des courants issues de la collecte de données et faisant la somme des quantités de chaleur échangées dans chaque sous-courant, soit :

$$FCP_s = \frac{\sum_{j=1}^{N_s} Q_{s,j}}{|Tin_s - Tout_s|} \tag{8.1}$$

A partir de cette valeur, il est possible de recalculer les températures aux bornes de chaque échangeur selon cette nouvelle hypothèse (sachant que ces températures intermédiaires ne sont pas utiles pour notre modèle de remodelage). Le tableau 8.10 indique les écarts de température obtenus.

Tableau 8.10 : *Cas TOTAL : Ecarts de température.*

	Avant recalage		Après recalage		Ecart avant/après	
	Tin (°C)	Tout(°C)	Tin (°C)	Tout(°C)	Tin (°C)	Tout(°C)
TPA_A	144,2	58,9	144,2	58,9	0,0	0,0
RES3_A	196,2	119,8	184,7	115,3	11,5	4,5
LGO1_A	254,3	145,3	254,3	137,1	0,0	8,2
MGO1_A	298,8	155,1	298,8	143,4	0,0	11,7
RES2_A	273,7	196,2	263,6	184,7	10,1	11,5
MPA_A	289,4	224,8	289,4	224,8	0,0	0,0
RES1_A	361,1	273,7	361,1	263,6	0,0	10,1
MGO2_A	155,3	40,0	143,4	40,0	11,9	0,0
LGO2_A	145,5	40,0	137,1	40,0	8,4	0,0
KERO1_A	193,3	98,9	193,3	94,4	0,0	4,5
KERO2_A	98,9	40,0	94,4	40,0	4,5	0,0
RES4_A	120,5	90,0	115,3	90,0	5,2	0,0

8.5.2 Détermination de configurations de réseaux prometteuses

Au moment où nous écrivons ce chapitre, nous ne disposons pas encore de données complètes nous permettant de procéder à une évaluation précise du temps de retour sur investissement et de la robustesse (pas d'information concernant les courants critiques). Cette étude de cas visant principalement à tester la capacité de RREFlex à générer des solutions adaptables, nous analyserons les solutions obtenues en nous appuyant sur deux critères caractérisant respectivement le CAPEX et l'OPEX : il s'agit du nombre de nouveaux échangeurs d'intégration et le critère énergétique GEEI. Le tableau 8.11 dresse un récapitulatif des performances obtenues par les différents réseaux générés pour les 4 scénarii sélectionnés.

Il ressort de ce tableau qu'un des réseaux les plus prometteurs semble être le réseau conservant tous les échangeurs hormis les échangeurs E3A et E1AC. Parmi les configurations générées pour ce scenario, nous retiendrons dans ce manuscrit la configuration N°1. Cette dernière en effet, permet d'atteindre un GEEI proche de 30 % et donne lieu à l'ajout de 6 échangeurs d'intégration. Ce faisant, il est possible d'espérer faire l'économie de près de 1,5 MW d'utilités chaudes. Les figures 8.12 et 8.13 montrent le réseau adaptable c'est-à-dire composé des nouveaux échangeurs munis de bypass qu'il conviendrait de mettre en place. Chaque figure présente les bypass actifs pour chaque cas de marche. Notons que sur ces diagrammes, les échangeurs repositionnés apparaissent en gris tandis que les nouveaux échangeurs apparaissent en rose.

Tableau 8.11 : *Cas TOTAL : Performances des differents scenarii.*

		Paramétres de calcul				Cas de marche 1		Cas de marche 2		Global		Nbre nouveaux échangeurs	GEEI
		Nbre max Nouveaux	Nmax echanges Feed3To8	Nmax échanges	Nmax Nouveau	Uf (Gcal.hr-1)	Uc (Gcal.hr-1)	Uf (Gcal.hr-1)	Uc (Gcal.hr-1)	Uf (Gcal.hr-1)	Uc (Gcal.hr-1)		
Remodelage complet	config 1	12	8	5		4,4	17,36	2,87	17,92	3,635	17,64	12	82,2%
Scenario 1	config 1	5;6	8	5		6,37	19,33	5,64	20,69	6,005	20,01	5;6	27,7%
	config 2	7;8	9	6		5,65	18,61	3,93	18,98	4,79	18,795	7;8	55,6%
	config 3		8	5	5	6,64	19,6	6,1	21,15	6,37	20,375	4;5	19,3%
Scenario 2	config 1	5;6	8	5		6,65	19,61	6,81	21,86	6,73	20,735	5;6	11,0%
	config 2	5;6	9	6		5,78	18,74	4,5	19,55	5,14	19,145	7;8	47,6%
	config 3				5	7,11	20,07	6,66	21,71	6,885	20,89	4;5	7,5%
Remodelage minimal	config 1	5;6	8	5		6,52	19,48	6,72	21,77	6,62	20,625	5;6	13,6%
	config 2	5;6	9	6		6,2	19,15	6,14	21,19	6,17	20,17	5;6	24,0%
	config 3		8	5	5	6,71	19,67	6,8	21,86	6,755	20,765		10,3%

Tableau 8.12 : *Cas TOTAL : Données échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 1.*

Echangeur	Courant Chaud	Courant Froid	Tcin (°C)	Tcout (°C)	Tfin (°C)	Tfout (°C)	Q (Gcal,hr-1)
E1	TPA_A	FEED1To2_A	121,8	78,9	24,6	82,3	6,9
E2	TPA_A	FEED1To2_A	142,9	121,8	102,3	130,7	3,4
E3	MPA_A	FEED3To8_A	279,8	213,1	168,5	193,6	4,3
E4	RES_A	FEED1To2_A	143,6	90,0	82,3	102,3	2,4
E5	RES_A	FEED3To8_A	168,8	143,6	128,6	135,3	1,1
E6	RES_A	FEED3To8_A	216,8	168,8	155,7	168,5	2,2
E7	RES_A	FEED3To8_A	238,2	216,8	193,6	199,3	1,0
E8	RES_A	FEED3To8_A	336,1	238,2	199,3	225,2	4,4
E9	LGO_A	FEED3To8_A	248,6	153,5	147,3	155,7	1,4
E10	MGO_A	FEED3To8_A	298,8	142,8	135,3	147,3	2,0
UC1		FEED3To8_A			225,2	339,0	19,3
UF1	LGO_A		153,0	40,0			1,7
UF2	MGO_A		142,8	40,0			1,3
UF3	KERO_A		188,0	40,0			3,3

Tableau 8.13 : *Cas TOTAL : Données échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 2.*

Echangeur	Courant Chaud	Courant Froid	Tcin (°C)	Tcout (°C)	Tfin (°C)	Tfout (°C)	Q (Gcal,hr-1)
E1	TPA_A	FEED1To2_A	105,4	58,9	33,7	71,2	4,6
E2	TPA_A	FEED1To2_A	144,2	105,4	96,9	128,2	3,8
E3	MPA_A	FEED3To8_A	289,4	224,8	177,5	203,2	4,4
E4	RES_A	FEED1To2_A	159,4	90,0	23,7	33,7	1,2
E5	RES_A	FEED1To2_A	159,4	90,0	71,2	96,9	3,2
E6	RES_A	FEED3To8_A	185,6	159,4	126,4	136,1	1,7
E7	RES_A	FEED3To8_A	241,4	185,6	156,8	177,5	3,5
E8	RES_A	FEED3To8_A	276,2	241,4	203,2	216,1	2,2
E9	RES_A	FEED3To8_A	361,1	276,2	216,1	247,6	5,4
E10	LGO_A	FEED3To8_A	254,3	153,6	147,4	156,8	1,6
E11	MGO_A	FEED3To8_A	298,8	142,3	136,1	147,4	1,9
UC1		FEED3To8_A			369,0	247,6	20,7
UF1	LGO_A		153,6	40,0			1,8
UF2	MGO_A		142,3	40,0			1,3
UF3	KERO_A		193,3	40,0			2,6

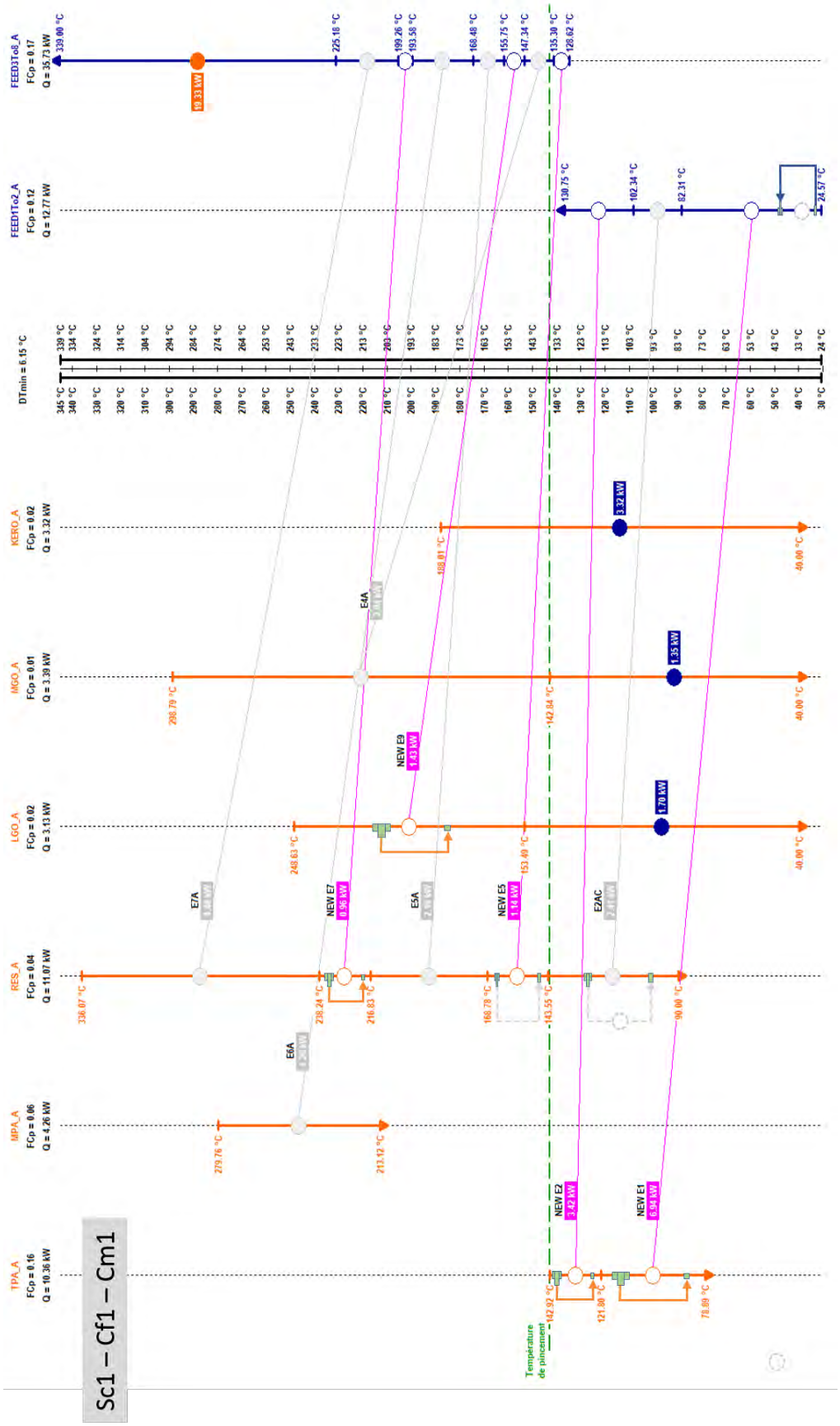


Figure 8.12 : *Cas TOTAL : Réseau d'échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 1.*

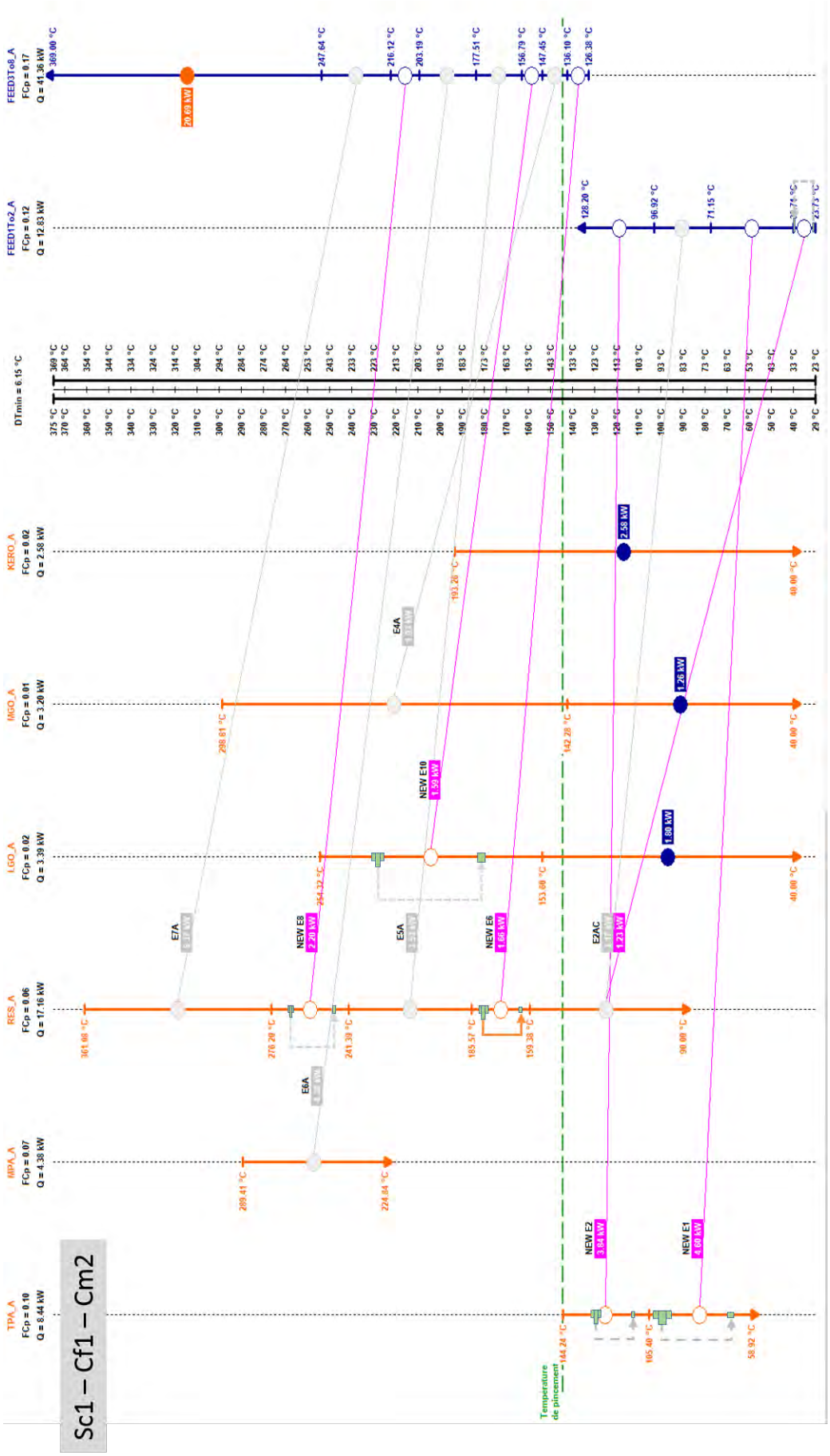


Figure 8.13 : *Cas TOTAL : Réseau d'échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 2.*

8.6 Conclusion

Cette étude de cas a été particulièrement enrichissante dans le cadre de notre étude. La nécessité de traiter des bruts de qualités diverses induit l'existence de multiples cas de marche. Au travers de cette étude, il nous a donc été possible d'acquérir une expérience précieuse et de la mettre à profit pour enrichir les procédures d'analyse de données et valider le modèle de synthèse de réseaux de chaleur adaptables.
Bien sûr, il reste à affiner cette étude en :

- généralisant la collecte de données de manière à identifier d'éventuels autres cas de marche,
- procédant à une analyse multicritère de cette solution (économique, robustesse) de manière à nous assurer que les investissements engagés sur ce projet soient acceptables pour les ingénieurs du site et que la solution est viable,
- en organisant une session de Brainstorming avec les ingénieurs du site pour aboutir à une solution la mieux adaptée.

Figures

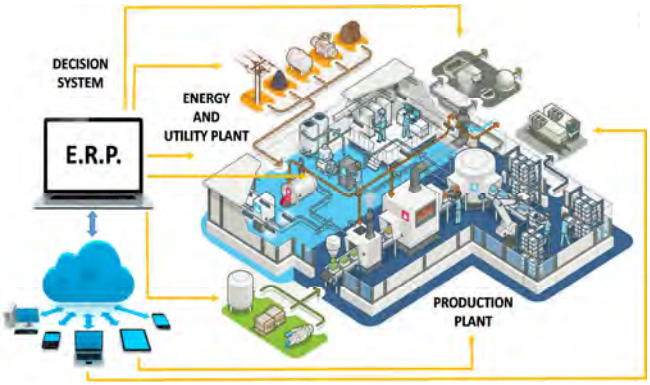
8.1 Diagramme de flux de la distillation atmosphérique. 240
8.2 Diagramme de flux du train de préchauffe figurant les échanges de chaleur. . . 241
8.3 Schéma du train de préchauffe figurant les échanges de chaleur sur les courants. 242
8.4 Position des capteurs sur le diagramme de procédé. 243
8.5 Position des capteurs sur la vue du train de préchauffe. 243
8.6 Impacts des tailles de fenêtres glissante et de détection sur l'identification des régimes permanents. 244
8.7 Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps pour le site de TOTAL. 245
8.8 Nombre de capteurs en régime permanent au cours du temps sur une sélection de capteurs pour le site de TOTAL. 245
8.9 Cas TOTAL : diagramme double-échelle du procédé nominal. 248
8.10 Echelle de consommations énergétiques du procédé. 249
8.11 Courbe de Cp en fonction de la température. 250
8.12 Cas TOTAL : Réseau d'échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 1.253
8.13 Cas TOTAL : Réseau d'échangeurs (scenario 1-configuration 1) : cas de marche 2.254

Conclusions générales et perspectives

Conclusions générales

Une définition de l'usine du futur communément admise par les acteurs industriels et académiques est la suivante :

« *L'usine du futur devra être plus respectueuse de son environnement, grâce à des modes de production* ***moins consommateurs*** *de matières et* ***d'énergie*** *et moins générateurs de rejets (déchets, CO_2), plus intelligente, avec des modes de production toujours plus sophistiqués.* ***Plus flexible, en utilisant des outils de production reconfigurables****, l'usine pourra proposer une offre plus proche des besoins du marché (passer du 'mass market' au 'custom built')*».



Si l'exploitation massive des systèmes connectés (ou cyber-systèmes) constitue la pierre angulaire du concept d'*usine du futur* (ou d'*industrie 4.0*), il ressort aussi clairement de cette définition la volonté de répondre aux problématiques liées à la gestion de l'énergie et à la flexibilité des systèmes industriels. L'innovation en matière d'amélioration des performances énergétiques des installations et de la flexibilité des systèmes sous-jacents est donc aujourd'hui un enjeu majeur. Cependant, il demeure aussi que les industriels doivent maintenir leur compétitivité en réduisant les coûts de production tout en répondant à des exigences de flexibilité de leur moyen de production. Il convient donc de fournir aux ingénieurs les outils nécessaires à la satisfaction de l'ensemble de ces exigences. Par ailleurs, ces outils doivent être performants et simples d'utilisation pour permettre de proposer un panel de solutions alternatives.
De ce constat a émergé le projet RREFlex dont l'objectif est de proposer des outils de diagnostic et d'aide à la décision visant à améliorer l'efficacité des installations grâce à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur flexibles.
Financé conjointement par TOTAL et l'ADEME dans le cadre du domaine 2.2 de l'Appel à Manifestation d'Intérêt : « *Amélioration de l'efficacité énergétique des utilités et procédés transverses* », ce projet a été réalisé en partenariat avec 3 industriels (VYNOVA, ROUSSELOT et PROSIM). Ce manuscrit restitue une part des travaux réalisés au sein du Laboratoire de Génie Chimique dans le cadre de ce projet. Plus précisément, ce document décrit la méthodologie d'aide à l'analyse et au remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur, celle-ci reposant sur une utilisation combinée de l'analyse pincement (Pinch Analysis) et de la Programmation Mathématique. Cette méthodologie a été capitalisée via le développement d'un prototype logiciel la mettant en oeuvre.
Nous présentons ici le bilan de cette contribution, ses limites et ses perspectives.

Les contributions de la thèse

Les contributions de ces travaux si situent à la fois sur le plan théorique, méthodologique et pratique.

Les apports théoriques et méthodologiques

Une première contribution majeure de ces travaux de thèse réside dans la mise en oeuvre d'une méthodologie dédiée à l'**analyse statistique issues des données PI** du site. Cet outil aborde une étape souvent peu évoquée dans les rapports traitant de l'amélioration de l'efficacité énergétique des sites. Or, il s'agit là d'une étape fondamentale car la pertinence des solutions de remodelage proposées dépend nécessairement de la connaissance et de la précision des données collectées ainsi que de la justesse des modèles développés. L'approche d'analyse de données statistiques EDiFy qui a été développée offre à l'ingénieur une méthode efficace pour la **détection et la caractérisation des cas de marche du procédé** dont il a la charge. Elle a été validée sur deux études de cas industriels (le site de fabrication de monochlorure de vinyle MVC de VYNOVA à Tessenderlo et le train de préchauffe de TOTAL).

L'autre contribution méthodologique majeure de ces travaux concerne le développement de la **méthode RREFlex pour l'analyse et le remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur** en vue d'une amélioration de leur efficacité énergétique. Cette approche se veut pragmatique et proche des préoccupations de l'ingénieur « de terrain ». Elle repose sur l'utilisation conjointe d'outils existants, à savoir l'analyse pincement et la programmation mathématique. La méthode RREFlex s'articule autour de la mise en oeuvre cohérente de plusieurs principes qui ont conduit à des avancées que nous résumons ci-après :

Citons d'abord, la mise en place d'une procédure de détection automatique des échangeurs d'intégration limitant l'amélioration de l'efficacité énergétique. Celle-ci s'appuie sur le calcul du Minimum d'Energie Requise (MER) pour évaluer la marge d'économie réalisable. Puis, dans le but de proposer à l'ingénieur un remodelage « raisonnable », elle sélectionne et classifie des scenarii d'intérêt. Ces scenarii consistent à démanteler ou à repositionner certains échangeurs de chaleur déjà présents sur le site. Un critère nommé « degré de repositionnement », qui permet d'évaluer la quantité d'énergie récupérable (autrement dit l'économie d'énergie atteignable) grâce à cet échangeur une fois repositionné, a été mis au point. Cet indicateur permet à l'ingénieur de distinguer rapidement les échangeurs idéalement placés qu'il convient de préserver de ceux qu'il faut repositionner. Il permet aussi de classifier les scenarii par ordre d'intérêt et détermine ainsi ceux qui sont à étudier en priorité lors de la phase de synthèse ultérieure. Les échangeurs concernés par ces scenarii seront à reconsidérer en priorité lors d'une étape de remodelage du réseau d'échangeurs.

Concernant la phase de synthèse, un des principes directeurs du projet RREFlex consiste à privilégier l'obtention de plusieurs « bonnes solutions », solutions qui ont vocation par la suite à faire l'objet d'une analyse par les ingénieurs du site lors de réunion de « brainstorming ». En conséquence, compte-tenu de ce mode de fonctionnement, plusieurs verrous devaient être levés :

- D'abord obtenir une série de solutions **satisfaisant complètement les spécifications** définies par l'ingénieur et cela **dans un délai rendant possible une interaction** avec celui-ci, et privilégiant l'ergonomie de l'outil développé. Un modèle d'optimisation reposant sur une formulation de type programmation linéaire mixte a donc été adoptée.
- Ensuite, **intégrer dans la synthèse du nouveau réseau tout ou partie des échangeurs déjà existant** via la définition du produit UA les caractérisant et en autorisant de modifier leurs températures d'entrée/sortie.

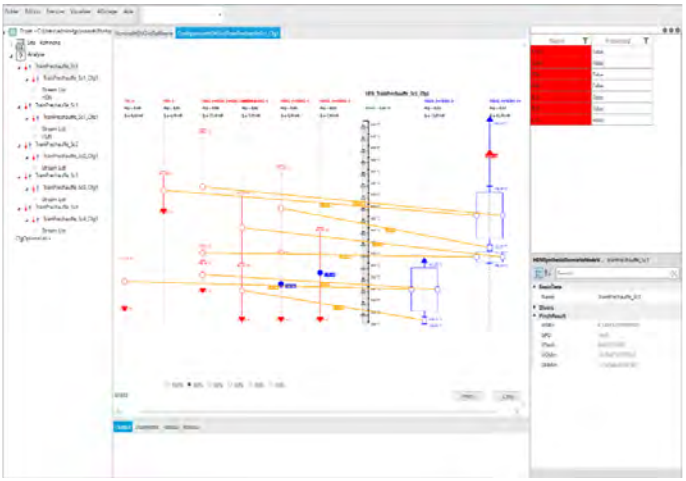
- Enfin, proposer des **configurations de réseaux reconfigurables** de manière à s'adapter aux multiples cas de marche susceptibles de se produire sur le procédé et préalablement identifiés dans la phase de collecte de données.

Les séances de « *brainstorming* » que nous avons eu l'opportunité d'organiser au cours de ce projet (sur le cas VYNOVA Tessenderlo notamment ou sur d'autres études de cas non évoquées dans ce manuscrit), ont conforté notre choix d'impliquer l'ingénieur au plus tôt dans la phase d'analyse et de sélection des premières configurations de réseaux d'intérêt. En effet, lors de ces séances et grâce à la proposition d'une première série de bonnes solutions, l'ingénieur est dans les meilleures dispositions pour valider ou écarter des propositions de réseau ou encore pour affiner ses contraintes et objectifs. Toutefois, l'analyse de l'ingénieur demeure avant tout une analyse qualitative. Pour compléter cette analyse une procédure d'évaluation d'une série d'indicateurs a été développée. Outre les critères de performance énergétique et de temps de retour sur investissement, un indicateur moins classique a été mis en place : la robustesse des réseaux qui mesure la capacité de la solution à absorber des perturbations ou encore la robustesse de la solution. Dans l'approche que nous proposons, ce dernier critère est évalué sur la base des perturbations sur les courants. Notons par ailleurs que les perturbations considérées dans l'analyse correspondent à celles observées sur le procédé (et non à des perturbations fictives). Cette démarche originale confère donc à cette information un caractère particulièrement pertinent.

Ces développements théoriques sont également complétés par un certain nombre d'apports pratiques.

Les apports pratiques

L'objectif du projet RREFlex comportait également le développement d'un démonstrateur logiciel **R**obuste dédié à la synthèse de **R**éseaux d'**E**changeurs de chaleur **Flex**ibles dont la vocation était de mettre en oeuvre les méthodologies développées durant ces travaux et ainsi prouver leur applicabilité.



Cette application, développée par les membres de l'équipe du projet RREFlex appartenant au département PSI (Procédés et Systèmes Industriels) du Laboratoire de Génie Chimique est composée d'un noyau de calcul en C++ qui implémente l'ensemble des fonctionnalités mises au point au cours de ces travaux de thèse (composant HENCore.dll). Une couche C# implémente une interface graphique permettant la saisie des données et la visualisation des résultats. Sur la base de spécifications que nous avons établie, la Société ProSim a développé deux interfaces de sortie : l'interface dédiée à la visualisation des diagrammes double-échelle, et une interface dédiée à la représentation de l'implantation géographique des courants chauds et froids sur le procédé.

L'application EDiFy (« *Enhanced Data Collection for Flexibility Analysis* »), brique logicielle visant à implémenter l'analyse statistique des données PI a aussi été développée et validée au sein du Laboratoire de Génie Chimique.

Enfin, une macro VBScript, implémentée dans le logiciel ProSim, permet à l'ingénieur de générer les données nécessaires à l'application RREFlex à partir des résultats de la simulation du procédé.

Ces briques logicielles ont été exploitées pour traiter trois cas d'études, dont deux émanant de nos partenaires industriels. Précisons à ce titre que l'expérience inestimable acquise sur les études des cas industriels a contribué à confronter les développements théoriques à la réalité du terrain et ainsi, rétroactivement à enrichir nos développements méthodologiques.

Les perspectives de la thèse

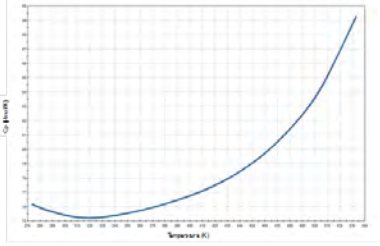
L'application de l'ensemble de la démarche développée dans la thèse, via le prototype logiciel, aux études de cas industriels a certes permis d'illustrer son efficacité, mais a également permis d'identifier certaines limitations qui devraient donner lieu à des développements supplémentaires. Nous proposons ici des pistes d'amélioration et des perspectives sur chacune des étapes de la méthode.

Apparu comme une étape préliminaire incontournable, le traitement réalisé au sein du module EDiFy a permis d'établir les caractéristiques de chaque courant et d'identifier chaque cas de marche. Ce traitement a, pour le moment, été appliqué à des procédés considérés comme « continus ». L'expérience montre néanmoins qu'ils peuvent présenter plusieurs points de fonctionnement. Actuellement les phases transitoires ont été volontairement ignorées. Dans la perspective d'aborder aussi les procédés batch, il sera probablement nécessaire de caractériser aussi ces phases transitoires, afin d'imaginer les scenarii d'intégration directe et indirecte. L'aspect dynamique devra donc être introduit dans l'analyse statistique.

Concernant l'étape de diagnostic, le calcul du « degré de repositionnement » visant à identifier les échangeurs du procédé nominal qu'il convient de conserver pour la phase de synthèse repose uniquement sur l'analyse des positions respectives des deux courants concernés ; elle ne garantit donc pas que l'association ainsi préservée ne nuit pas à la cible de consommation minimale atteignable. La mise en oeuvre d'un algorithme PTA (*Problem Table Algorithm*) capable de tenir compte de l'existence de couplage entre une ou plusieurs paire(s) de courants permettrait d'évaluer le MER pour chaque scenario. Elle offrirait ainsi une classification encore plus pertinente des scenarii d'intérêt et permettrait de quantifier la cible de consommation minimale pour chaque scenario, information particulièrement précieuse pour la phase de synthèse ultérieure.

Au niveau de l'étape de synthèse, des extensions du modèle sont actuellement à l'étude :

- La première concerne la représentation du flux calorifique (FCp) des courants. Dans notre approche, tout comme dans de nombreux modèles issus de la littérature, celui-ci est supposé constant sur toute la plage de température du courant [TIn ;TOut]. Or, dès que les plages de températures des courants considérés atteignent plusieurs centaines de degrés, cette



hypothèse risque fort d'être invalidée et donc de générer des biais dans les bilans énergétiques C'est ce que nous avons constaté en particulier sur le cas TOTAL. Souhaitant préserver une formulation linéaire du problème, une première amélioration du modèle consistera donc à **modéliser l'influence de la température sur le flux calorifique** du courant via une fonction continue par morceaux. Une nouvelle formulation du modèle présenté dans le chapitre 5 pourrait ainsi être établie.

- Pour l'heure, le modèle permet une réutilisation des échanges à la condition de les faire travailler sur la même paire de courants. Toujours dans l'idée de proposer une solution la moins coûteuse, une extension intéressante pourrait consister **à recycler les équipements associés à des échanges remis en question pour les repositionner sur d'autres paires de courants**. Là encore, ceci nécessiterait d'intégrer dans le modèle de nouvelles contraintes rendant compte de la mise à disposition d'échangeurs dont l'aire d'échange est imposée.

- Dans notre approche, nous avons développé une méthodologie originale d'analyse de la robustesse des solutions proposées. Pour l'heure toutefois, cette analyse de la robustesse est réalisée a posteriori sur des réseaux déjà calculées. Même s'il est théoriquement possible de reformuler le problème en ajoutant de nouvelles contraintes dans le modèle (tels qu'imposer l'ajout d'échangeurs avec utilités sur les courants critiques par exemple), il peut s'agir là d'une démarche peu efficace et difficile à mettre en oeuvre sur des problèmes de dimension industrielle. L'introduction de contraintes spécifiques dans le modèle de synthèse pourrait permettre de rendre compte des aléas sur certains courants afin de proposer d'emblée des solutions robustes.

- Parmi les études de cas proposées par le consortium d'industriels, deux études de cas concernaient des procédés intermittents (site de fabrication de PVC à Mazingarbe, VYNOVA et site de production de gélatine de Rousselot). Une spécificité de ces procédés est la présence intermittente de certains courants chauds ou froids du procédé, rendant beaucoup plus délicate la mise en oeuvre d'un réseau de chaleur. Dans le cas le plus fréquent où l'industriel ne souhaite pas modifier les plans de production pour optimiser la récupération énergétique, seul le stockage de chaleur pourrait pallier cette difficulté. Les prochaines versions du modèle devront donc intégrer cette possibilité lors de la phase de synthèse des réseaux.

En ce qui concerne les outils et méthodes mises en oeuvre pour l'analyse du réseau, il reste encore des développements à réaliser pour permettre à l'ingénieur d'obtenir par essais successifs la solution la plus adaptée au procédé qui le concerne :

- Concernant l'**évaluation économique**, même s'il est entendu que l'outil ne proposera jamais qu'une estimation du coût, il serait néanmoins qu'il puisse permettre à l'ingénieur de faire des choix pertinents au cas par cas pour chaque échangeur. Pour les échangeurs avec utilité notamment, rappelons que l'ingénieur peut adopter deux stratégies : choisir l'utilité la moins coûteuse ou bien ne pas remettre en question l'utilité utilisée sur le procédé nominal. Dans ce cadre, il est envisagé de proposer une procédure interactive qui permettrait à l'ingénieur d'analyser l'impact de chacun de ses choix sur le coût global.

- Concernant l'évaluation de la **viabilité du réseau**, la question de l'**implantation physique du réseau** sur le procédé existant est une question cruciale. En effet, il n'est pas rare d'être contraint d'écarter une solution de récupération faute d'espace suffisant sur l'installation. Il reste donc à exploiter plus efficacement la cartographie des courants récupérées lors de la phase de

collecte. Pour l'heure, la procédure associe à chaque courant un point défini par ses coordonnées (x,y). L'expérience acquise sur les sites a montré qu'il serait beaucoup plus pertinent de définir le courant par un point de départ et un point d'arrivée. De plus, ajouter une troisième dimension semble nécessaire car certains courants (comme les condenseurs de colonne notamment) se situe à une hauteur non négligeable. De même plutôt que d'offrir la possibilité de saisir des obstacles, sur la cartographie, au travers desquels aucun courant n'est autorisé à transiter, il semble plus réaliste de saisir les canalisations déjà existantes sur le site.

- Concernant enfin l'évaluation des réseaux adaptables, nous avons pour le moment fait l'hypothèse que les systèmes de contrôle mis en place sont capables de mettre en oeuvre les bypass de manière à compenser la perturbation sans retard et sans ajustement. Or, il ne fait aucun doute que le délai de réponse d'un réseau est très dépendant de sa configuration. L'**évaluation de la contrôlabilité** des réseaux d'échangeurs qui nécessiterait probablement le recours à des modèles dynamiques pourrait constituer une perspective ambitieuse.

Si la possibilité d'analyser les solutions à l'aide de plusieurs indicateurs est très prometteuse, elle risque de conduire à une difficulté d'analyse. En effet, quelle solution privilégier dans ces conditions ? Pour assister l'ingénieur dans ses choix, une procédure d'analyse multicritère reposant sur des approches type Electre [Govindan and Jepsen, 2016] ou TOPSIS [Gupta and Barua, 2018] pourrait être ajoutées à l'outil.

L'application de la méthodologie sur chaque étude de cas a permis de souligner le l'intérêt du processus itératif de l'approche RREFlex. Le principe sous-jacent est le suivant : chaque solution générée constitue une source d'information conduisant à la formulation de nouvelles contraintes pour la génération des solutions suivantes. Cette procédure dénommée 'boucle de rétroaction' requiert pour le moment une grande expertise de la part de l'ingénieur de site. L'**automatisation de cette boucle de rétroaction** via le recours à des méthodes issues de l'intelligence artificielle permettrait à l'ingénieur d'obtenir plus rapidement des solutions pertinentes.

Pour conclure, conformément aux objectifs annoncés lors de la présentation du projet RREFlex, les travaux réalisés dans le cadre de cette thèse ont permis de proposer deux prototypes logiciels implémentant une approche originale dédiées au remodelage des réseaux d'échangeurs de chaleur et de l'appliquer à deux études de cas, étude de cas qui feront probablement l'objet de séances de travail dans les entreprises concernées en vue d'une probable réalisation concrète de la solution finalement retenue. Bien entendu, parallèlement à la valorisation du prototype logiciel, les **études sur d'autres cas industriels** doivent être multipliées afin de consolider la démarche.

Bibliographie

[Asp,] Aspen Technology.

[THE,] The Heat Exchanger Network | LSU Minerals Processing Research Institute.

[Pin,] Pinchleni Freeware.

[ANR,] Projet ANR COOPERE.

[Sim,] Simulis Pinch - efficacité énergétique, diagnostic et intégration énergétique, méthode du pincement, optimisation réseau d'échangeurs...

[Sup,] SuperTargetTM by KBC Advanced Technologies Limited | Petroleum Softw.

[ADEME, 2014] ADEME (2014). *Le comptage de l'énergie : Amélioration de la performance énergétique dans l'industrie*. Dunod.

[Akpomiemie and Smith, 2018] Akpomiemie, M. O. and Smith, R. (2018). Cost-effective strategy for heat exchanger network retrofit. *Energy*, 146 :82–97.

[Asante and Zhu, 1996] Asante, N. D. K. and Zhu, X. X. (1996). An automated approach for heat exchanger network retrofit featuring minimal topology modifications. *Computers & Chemical Engineering*, 20 :7–12.

[ATEE, 2015] ATEE (2015). La petite hydroélectricité au creux de la vague.

[Ayotte-Sauvé et al., 2017] Ayotte-Sauvé, E., Ashrafi, O., Bédard, S., and Rohani, N. (2017). Optimal retrofit of heat exchanger networks : A stepwise approach. *Computers & Chemical Engineering*, 106 :243–268.

[Bagajewicz and Rodera, 2000] Bagajewicz, M. and Rodera, H. (2000). Energy savings in the total site heat integration across many plants. *Computers & Chemical Engineering*, 24(2) :1237–1242.

[Barbaro and Bagajewicz, 2005] Barbaro, A. and Bagajewicz, M. J. (2005). New rigorous one-step MILP formulation for heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 29(9) :1945–1976.

[Björk and Westerlund, 2002] Björk, K.-M. and Westerlund, T. (2002). Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the isothermal mixing assumption. *Computers & Chemical Engineering*, 26(11) :1581–1593.

[Bortone, 2018] Bortone, E. (2018). Rapport de stage 2e année au LGC.

[Briones and Kokossis, 1996] Briones, V. and Kokossis, A. (1996). A new approach for the optimal retrofit of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 20 :S43–S48.

[Cerdá et al., 1990] Cerdá, J., Galli, M. R., Camussi, N., and Isla, M. A. (1990). Synthesis of flexible heat exchanger networks-I. Convex networks. *Computers & Chemical Engineering*, 14(2) :197–211.

[Cerda and Westerburg, 1983] Cerda, J. and Westerburg, A. W. (1983). Synthesizing heat exchanger networks having restricted stream/stream matches using transportation problem formulations. *Chemical Engineering Science*, 38(10) :1723–1740.

[Ciric and Floudas, 1989] Ciric, A. R. and Floudas, C. A. (1989). A retrofit approach for heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 13(6) :703–715.

[Ciric and Floudas, 1990] Ciric, A. R. and Floudas, C. A. (1990). A mixed integer nonlinear programming model for retrofitting heat-exchanger networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 29(2) :239–251.

[Colberg and Morari, 1990] Colberg, R. D. and Morari, M. (1990). Area and capital cost targets for heat exchanger network synthesis with constrained matches and unequal heat transfer coefficients. *Computers & Chemical Engineering*, 14(1) :1–22.

[Cullen and Allwood, 2010] Cullen, J. M. and Allwood, J. M. (2010). The efficient use of energy : Tracing the global flow of energy from fuel to service. *Energy Policy*, 38(1) :75–81.

[Douglas, 1988] Douglas, J. M. (1988). *Conceptual design of chemical processes*. McGraw-Hill chemical engineering series. McGraw-Hill, New York.

[Escobar et al., 2013] Escobar, M., Trierweiler, J. O., and Grossmann, I. E. (2013). Simultaneous synthesis of heat exchanger networks with operability considerations : Flexibility and controllability. *Computers & Chemical Engineering*, 55 :158–180.

[Farel and Bekhradi, 2014] Farel, R. and Bekhradi, A. (2014). Energy Efficiency of Industrial Systems : A Design Research Perspective.

[Fawkes et al., 2016] Fawkes, S., Oung, K., and Thorpe, D. (2016). Best Practices and Case Studies for Industrial Energy Efficiency Improvement - A nIntroduction for Policy Makers. Copenhagen : UNEP DTU Partnership.

[Floquet et al., 2016] Floquet, P., Hétreux, G., Hétreux, R., and Payet, L. (2016). Analysis of Operational Heat Exchanger Network Robustness via Interval Arithmetic. In Kravanja, Z. and Bogataj, M., editors, *Computer Aided Chemical Engineering*, volume 38 of *26 European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, pages 1401–1406. Elsevier.

[Floudas and Grossmann, 1987] Floudas, C. A. and Grossmann, I. E. (1987). Automatic generation of multiperiod heat exchanger network configurations. *Computers & Chemical Engineering*, 11(2) :123–142.

[Frausto-Hernández et al., 2003] Frausto-Hernández, S., Rico-Ramírez, V., Jiménez-Gutiérrez, A., and Hernández-Castro, S. (2003). MINLP synthesis of heat exchanger networks considering pressure drop effects. *Computers & Chemical Engineering*, 27(8) :1143–1152.

[Furman and Sahinidis, 2001] Furman, K. C. and Sahinidis, N. V. (2001). Computational complexity of heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 25(9) :1371–1390.

[Furman and Sahinidis, 2002] Furman, K. C. and Sahinidis, N. V. (2002). A Critical Review and Annotated Bibliography for Heat Exchanger Network Synthesis in the 20th Century. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(10) :2335–2370.

[GIEC, 2018] GIEC (2018). Report on Global warming of 1.5 ˚C - IPCC - SR15.

[Gourmelon, 2015] Gourmelon, S. (2015). *Méthodologie d'analyse et de rétro-conception pour l'amélioration énergétique des procédés industriels*. PhD thesis.

[Gourmelon et al., 2017] Gourmelon, S., Hétreux, R. T., and Floquet, P. (2017). A systematic approach : combining process optimisation exergy analysis and energy recovery for a better efficiency of industrial processes. *International Journal of Exergy*, 23(4) :298.

[Gourmelon et al., 2015] Gourmelon, S. p., Thery-Hetreux, R., Floquet, P., Baudouin, O., Baudet, P., and Campagnolo, L. (2015). Exergy analysis in ProSimPlus simulation software : A focus on exergy efficiency evaluation. *Computers & Chemical Engineering*, 79 :91–112.

[Govindan and Jepsen, 2016] Govindan, K. and Jepsen, M. B. (2016). ELECTRE : A comprehensive literature review on methodologies and applications. *European Journal of Operational Research*, 250(1) :1–29.

[Grossmann and Floudas, 1987] Grossmann, I. E. and Floudas, C. A. (1987). Active constraint strategy for flexibility analysis in chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 11(6) :675–693.

[Gupta and Barua, 2018] Gupta, H. and Barua, M. K. (2018). A framework to overcome barriers to green innovation in SMEs using BWM and Fuzzy TOPSIS. *Science of The Total Environment*, 633 :122–139.

[Hale and Sellars, 1981] Hale, J. C. and Sellars, H. L. (1981). Historical data recording for process computers. *Chem. Eng. Prog. ; (United States)*, 77 :11.

[IEA, 2018] IEA, I. E. A. (2018). Key World Statistics 2018.

[Isafiade, 2018] Isafiade, A. J. (2018). Heat Exchanger Network Retrofit Using the Reduced Superstructure Synthesis Approach. *Process Integration and Optimization for Sustainability*, 2(3) :205–219.

[Isafiade et al., 2017] Isafiade, A. J., Short, M., Bogataj, M., and Kravanja, Z. (2017). Integrating renewables into multi-period heat exchanger network synthesis considering economics and environmental impact. *Computers & Chemical Engineering*, 99 :51–65.

[Jeżowski et al., 2000] Jeżowski, J., Bochenek, R., and JeÅ¼owska, A. (2000). Pinch locations at heat capacity flow-rate disturbances of streams for minimum utility cost heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*, 20(15) :1481–1494.

[Jones, 2014] Jones, D. S. (2014). Atmospheric and Vacuum Crude Distillation Units in Petroleum Refineries. In *Handbook of Petroleum Processing*, pages 1–61. Springer, Cham.

[Kang and Liu, 2018] Kang, L. and Liu, Y. (2018). Synthesis of flexible heat exchanger networks : A review. *Chinese Journal of Chemical Engineering*.

[Kelly and Hedengren, 2013] Kelly, J. D. and Hedengren, J. D. (2013). A steady-state detection (SSD) algorithm to detect non-stationary drifts in processes. *Journal of Process Control*, 23(3) :326–331.

[Kemp, 2011] Kemp, I. C. (2011). *Pinch Analysis and Process Integration : A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Elsevier.

[Klemes, 2013] Klemes, J. J. (2013). *Handbook of Process Integration (PI) : Minimisation of Energy and Water Use, Waste and Emissions*. Elsevier.

[Klemes and Varbanov, 2018] Klemes, J. J. and Varbanov, P. S. (2018). Heat transfer improvement, energy saving, management and pollution reduction. *Energy*, 162 :267–271.

[Lai et al., 2018] Lai, Y. Q., Manan, Z. A., and Wan Alwi, S. R. (2018). Simultaneous diagnosis and retrofit of heat exchanger network via individual process stream mapping. *Energy*, 155 :1113–1128.

[Lakshmanan and Bañares Alcántara, 1996] Lakshmanan, R. and Bañares Alcántara, R. (1996). A Novel Visualization Tool for Heat Exchanger Network Retrofit. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35(12) :4507–4522.

[Lal et al., 2018] Lal, N. S., Walmsley, T. G., Walmsley, M. R. W., Atkins, M. J., and Neale, J. R. (2018). A novel Heat Exchanger Network Bridge Retrofit method using the Modified Energy Transfer Diagram. *Energy*, 155 :190–204.

[LeMonde, 2018] LeMonde (2018). Ce qu'il faut retenir du rapport du GIEC sur la hausse globale des températures.

[Li et al., 1994] Li, G., Hua, B., Liu, B., and Wu, G. (1994). Study for flexibility analysis method in heat exchangers network. *ASME PET DIV PUBL PD, ASME, NEW YORK, NY,(USA), 1994,*, 64(3) :79–86.

[Linnhoff and Hindmarsh, 1983] Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5) :745–763.

[Linnhoff and Kotjabasakis, 1986] Linnhoff, B. and Kotjabasakis, E. (1986). Downstream paths for operable process design. *Chemical engineering progress*, 82(5) :23–28.

[Louvet, 2018] Louvet, B. (2018). Ce que nous apprend le nouveau rapport (très) alarmant du Giec sur le réchauffement climatique.

[Luis, 2013] Luis, P. (2013). Exergy as a tool for measuring process intensification in chemical engineering. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 88(11) :1951–1958.

[Marselle et al., 1982] Marselle, D. F., Morari, M., and Rudd, D. F. (1982). Design of resilient processing plants-II Design and control of energy management systems. *Chemical Engineering Science*, 37(2) :259–270.

[Martín and Mato, 2008] Martín, A. and Mato, F. A. (2008). Hint : An educational software for heat exchanger network design with the pinch method. *Education for Chemical Engineers*, 3(1) :e6–e14.

[Nordman and Berntsson, 2001] Nordman, R. and Berntsson, T. (2001). New pinch technology based hen analysis methodologies for cost-effective retrofitting. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 79(4) :655–662.

[Nordman and Berntsson, 2009] Nordman, R. and Berntsson, T. (2009). Use of advanced composite curves for assessing cost-effective HEN retrofit I : Theory and concepts. *Applied Thermal Engineering*, 29(2-3) :275–281.

[Osman et al., 2009] Osman, A., Abdul Mutalib, M., Shuhaimi, M., and Amminudin, K. (2009). Paths combination for HENs retrofit. *Applied Thermal Engineering*, 29(14-15) :3103–3109.

[Papalexandri and Pistikopoulos, 1993] Papalexandri, K. P. and Pistikopoulos, E. N. (1993). A multiperiod minlp model for improving the flexibility of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 17 :S111–S116.

[Papalexandri and Pistikopoulos, 1994] Papalexandri, K. P. and Pistikopoulos, E. N. (1994). A multiperiod MINLP model for the synthesis of flexible heat and mass exchange networks. *Computers & Chemical Engineering*, 18(11) :1125–1139.

[Papastratos et al., 1993] Papastratos, S., Isambert, A., and Depeyre, D. (1993). Computerized optimum design and dynamic simulation of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, 17 :S329–S334.

[Papoulias and Grossmann, 1983] Papoulias, S. A. and Grossmann, I. E. (1983). A structural optimization approach in process synthesis-I : Utility systems. *Computers & Chemical Engineering*, 7(6) :695–706.

[Piacentino, 2011] Piacentino, A. (2011). Thermal analysis and new insights to support decision making in retrofit and relaxation of heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*, 31(16) :3479–3499.

[Qing et al., 2018] Qing, L. Y., Wan, A. S. R., and A, M. Z. (2018). A new graphical approach for heat exchanger network retrofit considering capital and utility costs. *Chemical Engineering Transactions*, pages 1867–1872.

[Ragot, 1990] Ragot, J. (1990). *Validation de données et diagnostic*. Hermès, Paris. OCLC : 813905041.

[Reisen et al., 1995] Reisen, J. L. B. V., Grievink, J., Polley, G. T., and Verheijen, P. J. T. (1995). The placement of two-stream and multi-stream heat-exchangers in an existing network through path analysis. *Computers and Chemical Engineering*, Supplement 1 ; European Symposium on Computer Aided Process Engineering - 5(19) :S143–S148.

[Rohsenow et al., 1998] Rohsenow, W. M., Hartnett, J. P., and Cho, Y. I. (1998). *Handbook of heat transfer*. McGraw-Hill.

[Romagnoli and Sanchez, 1999] Romagnoli, J. A. and Sanchez, M. C. (1999). *Data Processing and Reconciliation for Chemical Process Operations*. Elsevier. Google-Books-ID : dzHoeR9OENcC.

[Saboo et al., 1985] Saboo, A. K., Morari, M., and Woodcock, D. C. (1985). Design of resilient processing plants-VIII. A resilience index for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 40(8) :1553–1565.

[Serna-González and Ponce-Ortega, 2011] Serna-González, M. and Ponce-Ortega, J. M. (2011). Total cost target for heat exchanger networks considering simultaneously pumping power and area effects. *Applied Thermal Engineering*, 31(11) :1964–1975.

[Smith, 2005] Smith, R. (2005). *Chemical Process : Design and Integration*. John Wiley & Sons.

[Smith et al., 2010] Smith, R., Jobson, M., and Chen, L. (2010). Recent development in the retrofit of heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*, 30(16) :2281–2289.

[SOeS, 2017] SOeS (2017). Chiffres clés du climat France et Monde - Edition 2017. page 80.

[Sreepathi and Rangaiah, 2014a] Sreepathi, B. K. and Rangaiah, G. P. (2014a). Improved heat exchanger network retrofitting using exchanger reassignment strategies and multi-objective optimization. *Energy*, 67 :584–594.

[Sreepathi and Rangaiah, 2014b] Sreepathi, B. K. and Rangaiah, G. P. (2014b). Review of Heat Exchanger Network Retrofitting Methodologies and Their Applications. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53(28) :11205–11220.

[Swaney and Grossmann, 1985] Swaney, R. E. and Grossmann, I. E. (1985). An index for operational flexibility in chemical process design. Part I : Formulation and theory. *AIChE Journal*, 31(4) :621–630.

[Thery-Hetreux, 2018] Thery-Hetreux, R. (2018). *Intégration énergétique des procédés - Analyse Pincement*. Toulouse, INPT ENSIACET. Publications ENSIACET 2ème année,Cours.

[Tjoe and Linnhoff, 1986] Tjoe, T. and Linnhoff, B. (1986). Using pinch technology for process retrofit. *Chem Eng (NY)*, pages pp. 47–60.

[Value, 2017] Value, D. C. a. (2017). *DACE Price Booklet*. Mieke Stikkelorum, 32th edition edition.

[Varga et al., 2010] Varga, Z., Rabi, I., and Kubovics Stocz, K. (2010). Process simulation for improve energy efficiency, maximize asset utilization and increase in feed flexibility in a crude oil refinery. *Chemical Engineering Transactions*, pages 1453–1458.

[Velasco Consuegra, 2018] Velasco Consuegra, S. (2018). Rapport de stage 3e année Total.

[Venkatasubramanian et al., 2003] Venkatasubramanian, V., Rengaswamy, R., Kavuri, S. N., and Yin, K. (2003). A review of process fault detection and diagnosis : Part III : Process history based methods. *Computers & Chemical Engineering*, 27(3) :327–346.

[Wan Alwi and Manan, 2010] Wan Alwi, S. R. and Manan, Z. A. (2010). STEP-A new graphical tool for simultaneous targeting and design of a heat exchanger network. *Chemical Engineering Journal*, 162(1) :106–121.

[Wang et al., 2012] Wang, Y., Smith, R., and Kim, J.-K. (2012). Heat exchanger network retrofit optimization involving heat transfer enhancement. *Applied Thermal Engineering*, 43 :7–13.

[Watson et al., 1998] Watson, M. J., Liakopoulos, A., Brzakovic, D., and Georgakis, C. (1998). A practical assessment of process data compression techniques. *Industrial & engineering chemistry research*, 37(1) :267–274.

[Worms et al., 2017] Worms, G., Meyer, M., Rouzineau, D., and Brehelin, M. (2017). Production Zone Method : a New Non-ideal Shortcut Method for Distillation Column Design. In Espuna, A., Graells, M., and Puigjaner, L., editors, *Computer Aided Chemical Engineering*, volume 40 of *27 European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, pages 745–750. Elsevier.

[Yala et al., 2017] Yala, O., Rouzineau, D., Thery-Hetreux, R., and Meyer, M. (2017). Design and optimization of Heat Integrated Distillation Column HIDiC. In Espuna, A., Graells, M., and Puigjaner, L., editors, *Computer Aided Chemical Engineering*, volume 40 of *27 European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, pages 1783–1788. Elsevier.

[Yee and Grossmann, 1991] Yee, T. F. and Grossmann, I. E. (1991). A screening and optimization approach for the retrofit of heat-exchanger networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 30(1) :146–162.

[Yee et al., 1990] Yee, T. F., Grossmann, I. E., and 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.

[Zhu et al., 1996] Zhu, J., Han, Z., Rao, M., and Chuang, K. T. (1996). Identification of heat load loops and downstream paths in heat exchanger networks. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 74(6) :876–882.

Annexe A

Annexe : Logiciels

A.I. Présentation de la suite logicielle

Si la phase de conception d'un réseau d'échangeur peut apparaitre comme une simple étape de calcul, il n'en est rien. Dans la réalité, elle constitue même le point bloquant de toute mise en œuvre. En effet, il existe souvent un gap entre le réseau d'échangeurs nécessaire pour atteindre le MER et celui qui est raisonnablement envisageable d'installer par l'industriel. Or, il faut constater aujourd'hui qu'il existe peu d'outils logiciels sur le marché qui aide l'ingénieur à passer du réseau "théorique" à un réseau "viable" en termes de complexité et d'opérabilité. L'ambition des applications développées dans le cadre de ce projet est d'apporter une réponse pratique à ce besoin clairement identifié.

Pour les besoins du projet, deux applications ont été développées :

- Le logiciel EDiFy : *Enhanced Data Collection For Flexibility Analysis*

Cette application vise à implémenter la méthodologie de collecte de données avancées développées dans le chapitre 3.

- Le logiciel RREFlex **:** *Outil Robuste pour la synthèse de Réseaux d'Echangeurs Flexibles*

Ce logiciel permet de mettre en œuvre la méthodologie RREFlex allant de la phase de diagnostic énergétique (chapitre 4), la phase de synthèse (chapitre 5) et d'évaluation (chapitre 6) des réseaux d'échangeurs de chaleur.

La figure 1 résume la démarche globale de réseaux d'échangeur de chaleur mise en œuvre et identifie le rôle de chaque application dans le processus.

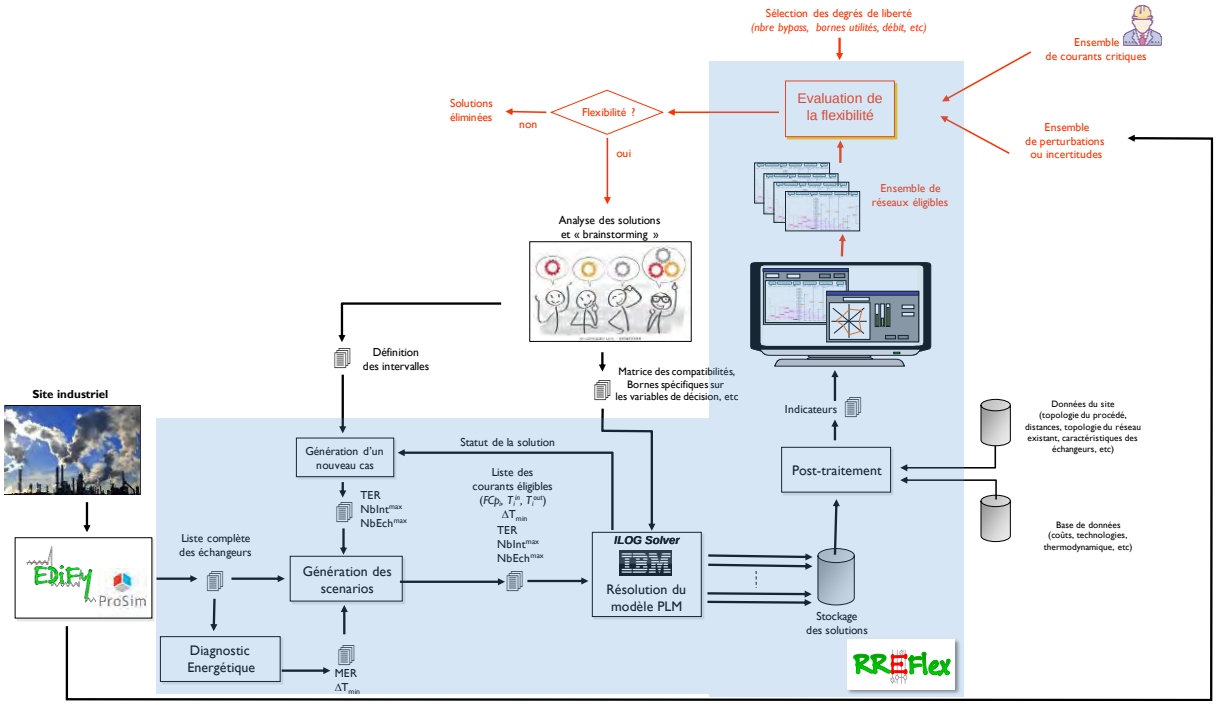


Figure 1 : Démarche globale adoptée dans le cadre de la méthodologie RREFlex

A.1 Le logiciel EDiFy : Enhanced Data Collection for Flexibility Analysis

Un logiciel implémentant la méthode décrite précédemment a été développé pour faciliter sa mise en oeuvre sur des cas industriels. Une brève description de cet outil est proposée dans cette partie.

A.1.1 Structure de données au format UML

La structure de données sur laquelle s'appuie cette application est décrite au moyen du formalisme UML (Langage de Modélisation Unifié - Unified Modelling Language) telle que le montre la figure A.1. Celle-ci comporte sept classes principales :

- *ProcessSupervisionSystem* : Cette classe modélise l'objet central du noyau de calcul de cette application. Identifiée par le nom du projet, elle assure la liaison avec les fichiers Excel de données brutes issus directement de l'organe de supervision du procédé (Cf. chapitre 2). De plus, elle récupère des informations topologiques telles que les identifiants des différentes sections du procédé supervisé (le cas échéant), ainsi que les préfixes des TAG des capteurs qui définissent la nature de la grandeur mesurée. Associée à la liste de capteurs présents sur le procédé (modélisé par la classe SensorList) et aux modules de calcul présents dans la section 3.2 regroupés au sein de la classe DataAnalysis), elle assure l'enchaînement des différentes étapes de traitement.
- *SensorList* : Cet objet constitue la liste des capteurs du procédé. Des méthodes permettent de reconstituer des sous-listes de capteurs afin de restreindre le domaine d'analyse.
- *DataAnalysis* : Cette classe regroupe l'ensemble des méthodes de calcul et d'analyse statistique des mesures, ainsi que les méthodes de détermination des différents cas de marche(modélisé par la classe SteadyState). Elle fixe aussi la taille minimale des fenêtres glissante et de détection. En effet, par défaut, le nombre de points considérés dans ces fenêtres pour chaque capteur est dépendant de la durée en heure de celles-ci, durée elle-même dépendantes de la dynamique du procédé supervisé. Lorsque le nombre devient trop faible(fréquence d'échantillonnage du signal trop faible vis-à-vis de la dynamique globale du procédé), il convient de borner inférieurement ce nombre afin de respecter le domaine de confiance de l'analyse statistique. En s'appuyant sur la bibliographie, celui-ci a été fixé à 25 points [Ragot, 1990].
- *SteadyStateList* : Cette classe définit une liste de régimes identifiés comme stationnaires sur un horizon de temps déterminé.
- *SteadyState* : Lorsqu'une grandeur mesurée par un capteur est identifiée comme étant dans un régime stationnaire (un régime «permanent »), un objet de ce type lui est associé. Celui-ci est alors caractérisé par une date de début et de fin du régime, la valeur moyenne correspondante ainsi que son écart type. Comme le procédé peut transiter dans différents cas de marche, il est possible qu'une grandeur passe par plusieurs régimes stationnaires successifs d'où l'utilisation d'une structure de type liste (classe SteadyStateList). Chaque objet de ce type est alors caractérisé par un numéro d'identification et

possède un indicateur booléen pour spécifier si ce régime correspond à un cas de marche représentatif du procédé.

- *Sensor* : Cette classe représente les objets *capteur*. Ils sont identifiés par un TAG, un libellé, l'unité de la grandeur mesurée ainsi que le module et la section dans laquelle ils sont situés. Les tailles de fenêtre glissante et de détection effectives sont également des attributs du capteur. Par ailleurs, un booléen permet de spécifier si le capteur fait partie de la liste des capteurs considérés dans l'analyse en cours. Enfin cet objet est associé aux historiques de mesure (via la classe HistoricalData).
- *HistoricalData* : Cette classe représente les données brutes historisées pour un capteur. Chaque donnée est caractérisée par sa valeur et la date de mesure. Les fréquences d'échantillonnage de chaque capteur étant différentes, un attribut définit le nombre de mesures de l'historique.

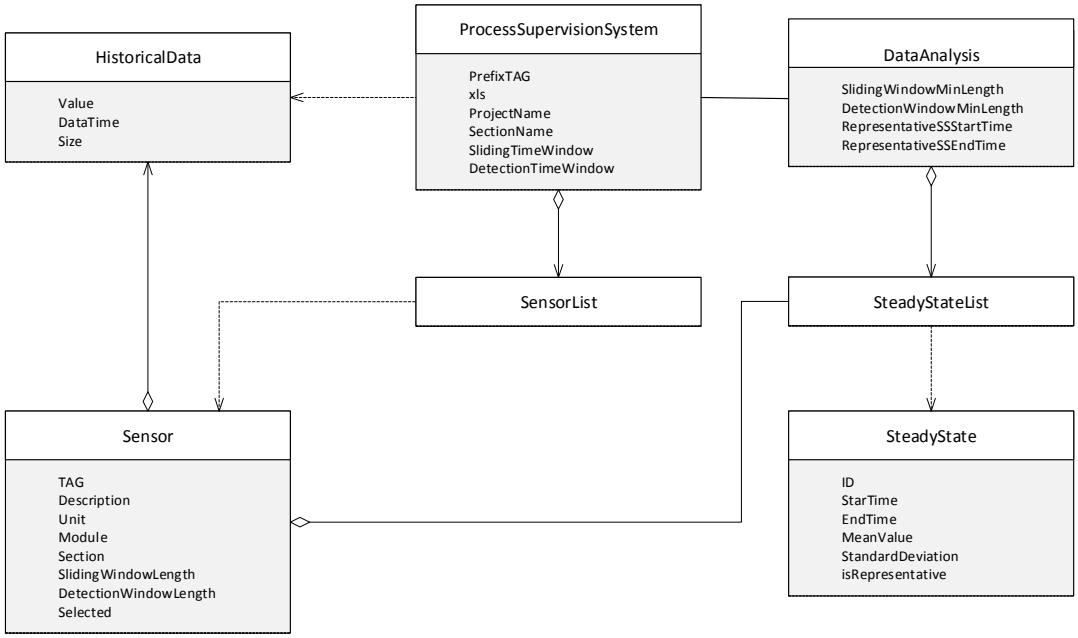


Figure A.1 : *Structure de données du logiciel EDiFy.*

A.1.2 Fichiers entrée/sortie du logiciel

La figure A.2 décrit le flux d'information échangé entre le logiciel *EDiFy* et les différents documents nécessaires à son fonctionnement. Pour pouvoir réaliser l'analyse statistique des mesures, trois documents doivent être fournis :

1. Un ou plusieurs fichiers Excel contenant les données brutes. Ces fichiers sont a priori directement générés par le système de supervision du procédé (e.g. PI) et peuvent constituer plusieurs centaines de milliers de données.

2. La liste de capteurs considérés dans l'étude. Cette liste permet d'écarter les données historiques de capteurs sans lien avec la partie du procédé étudiée.
3. Un fichier d'extension .hen comprenant les liens vers les fichiers de données brutes et la liste des capteurs. Ce fichier, qui est le point d'entrée pour l'accès aux données, est le seul fichier que doit ouvrir l'utilisateur du logiciel.

A la fin de l'analyse de données, deux fichiers ont été générés :

- Un fichier Excel de résultat comprenant les régimes permanents représentatifs des différents cas de marche et leur caractéristiques (valeur moyenne, écart type, date de début/fin).
- Le fichier MissingSensors qui recense les capteurs pour lesquels aucun régime stationnaire n'a été identifié sur la fenêtre d'un cas de marche considéré comme représentatif. Ce fichier peut être nécessaire pour estimer une valeur manquante et non déductible (valeur correspondant au régime le plus proche (en date) du régime représentatif).

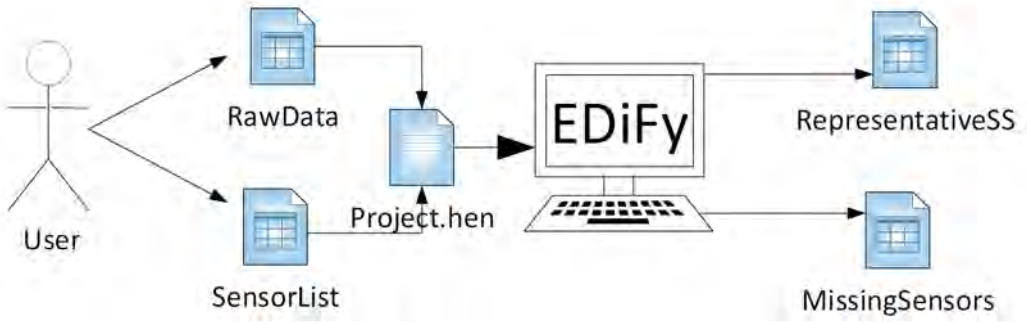


Figure A.2 : *Diagramme d'interaction du logiciel EDiFy.*

A.1.3 Description rapide de l'utilisation du logiciel

La figure A.3 montre l'état du logiciel après l'ouverture d'un projet et chargement des historiques de mesure du site industriel considéré. Afin de faciliter l'accès aux données, les capteurs sont répertoriés selon leur localisation (section de procédé) et leur type (température/débit/pression).

En cliquant sur une section puis un capteur de cette section, les mesures du signal sélectionné s'affiche dans la fenêtre de droite comme le montre la figure A.4.

En cliquant sur la case «Données »dans l'onglet supérieur, puis sur «Identifier les régimes permanents », les régimes permanents apparaissent en traits violets sur la figure de droite. Les propriétés de chaque régime sont renseignées en détail dans la colonne de gauche comme illustré sur la capture d'écran A.5.

Enfin, en cliquant sur le menu «Données »dans la barre de menu, puis sur l'option «Identifier les cas de marche », le régime stationnaire représentatif pour ce capteur est localisé temporellement sur l'histogramme en faisant apparaître en traits bleu les bornes définies par l'écart type du signal autour de la valeur moyenne sur l'horizon du cas de marche. Sur l'exemple considéré (figure A.6), un seul cas de marche est identifié et les propriétés de ce régime sont renseignées dans l'arborescence de gauche.

Par ailleurs, les fichiers Excel de résultat sont générés afin de pouvoir être exportée dans les étapes suivantes de la méthodologie d'extraction des données.

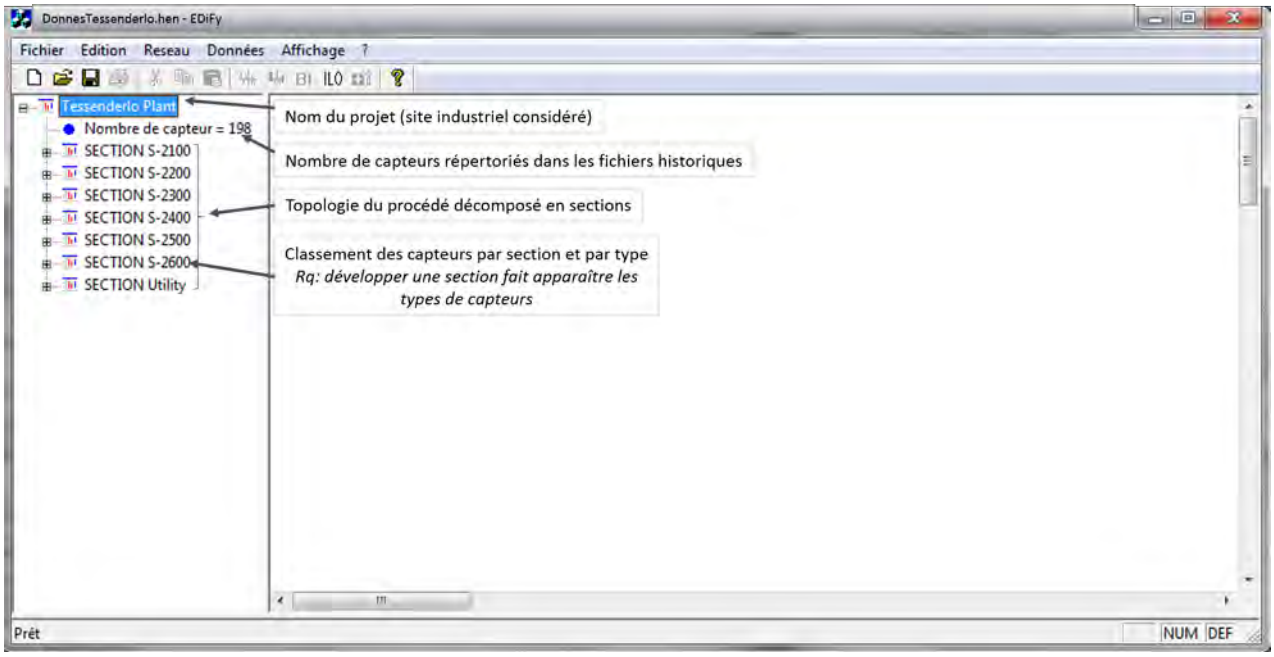


Figure A.3 : *Capture d'écran 1 : Ouverture d'un nouveau projet.*

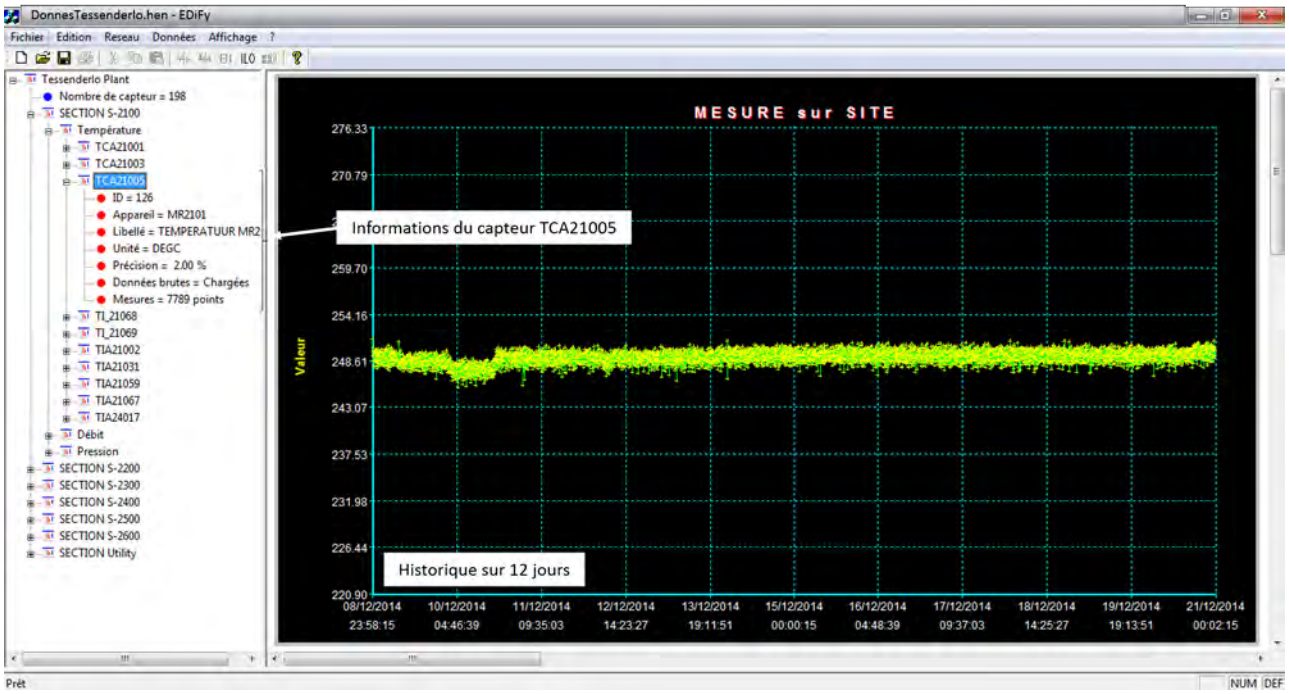


Figure A.4 : *Capture d'écran 2 : Aperçu du graph d'un capteur.*

Figures

A.1 Structure de données du logiciel *EDiFy*. 276
A.2 Diagramme d'interaction du logiciel *EDiFy*. 277
A.3 Capture d'écran 1 : Ouverture d'un nouveau projet. 278
A.4 Capture d'écran 2 : Aperçu du graph d'un capteur. 278
A.5 Capture d'écran 3 : Identification des régimes stationnaires. 279
A.6 Capture d'écran 4 : Identification du régime stationnaire représentatif pour un cas de marche. 279

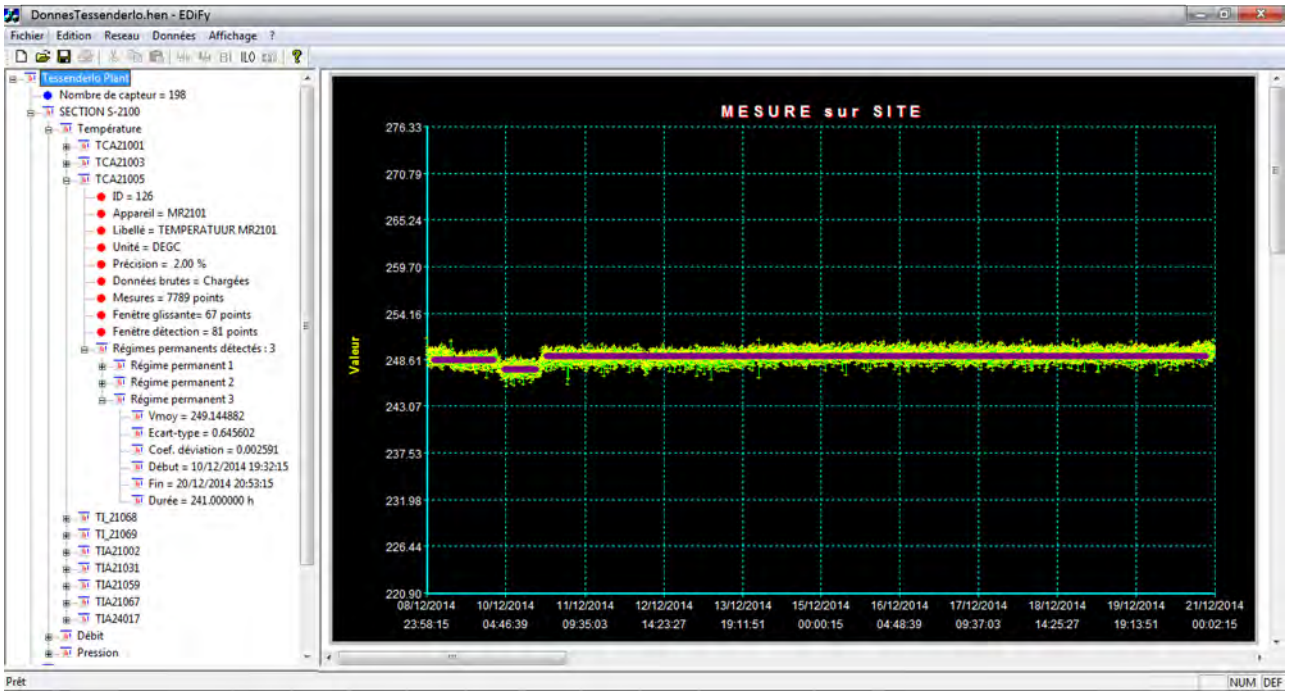


Figure A.5 : *Capture d'écran 3 : Identification des régimes stationnaires.*

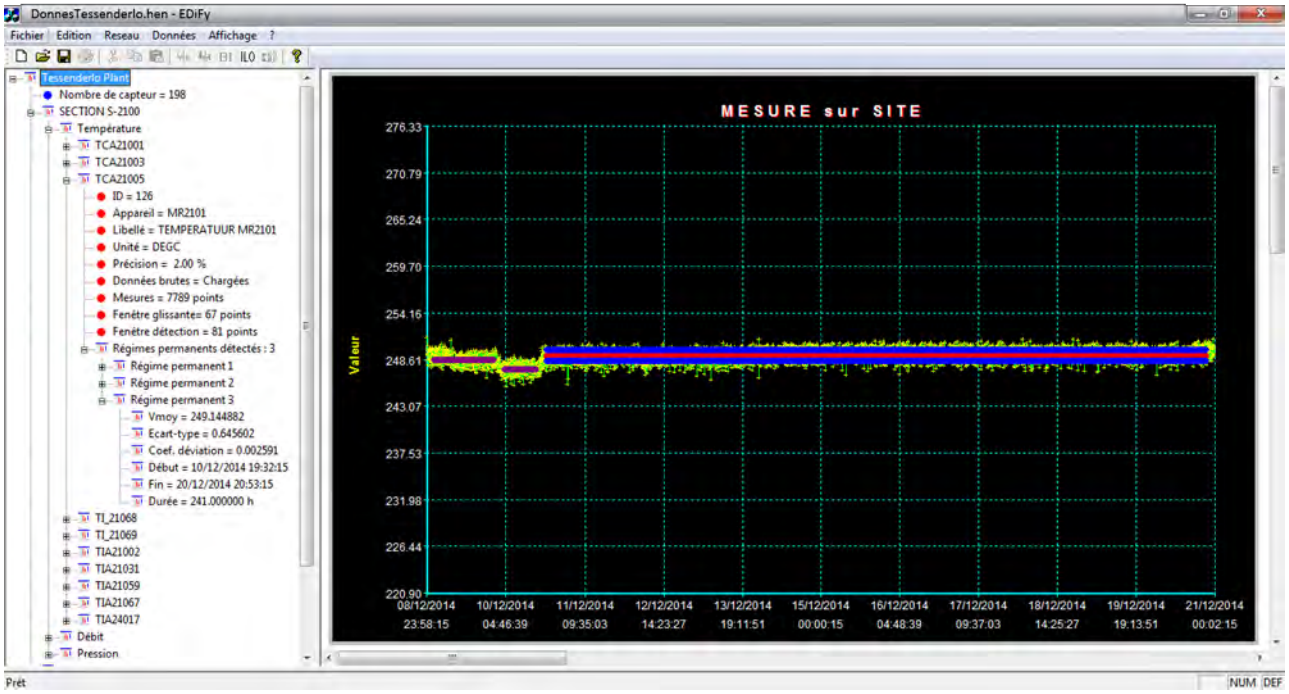


Figure A.6 : *Capture d'écran 4 : Identification du régime stationnaire représentatif pour un cas de marche.*

A.II. L'application RREFlex

Le projet RREFlex avait pour objectif premier le développement d'un démonstrateur logiciel dédié à la synthèse de réseaux d'échangeurs de chaleur flexible. Dans cette partie, nous présentons brièvement le principe de l'application développée.

A.2.1. Aperçu général de l'application

L'application RREFlex se présente sous la forme d'un environnement composé de plusieurs fenêtres tel que celui représenté sur la figure X.



Figure 2 : Aperçu de l'IHM de l'application

3 zones se détachent :

- la fenêtre de gauche ❶ est une *treeView* qui permet d'accéder à l'ensemble des objets du système : la description des données du problème (données site, donnée relatives au réseau nominal, liste des scenarios, liste des réseaux calculés…)
- la fenêtre au bas du cadre ❷ est une fenêtre de statut. Celle-ci affiche un rapport de chaque action réalisée dans l'application : statut de l'optimiseur, d'un calcul d'indicateurs, d'une erreur, etc.
- La fenêtre en haut au milieu ❸ est la dédiée à l'affichage des solutions avec différentes vues. On peut trouver :
    - o des vues exposant les caractéristiques de plusieurs solutions simultanément en vue de leur comparaison (tableau de résultat, mosaïque de *spider diagram*, etc.),

- des vues donnant une vision plus détaillée d'une solution particulière en affichant l'ensemble de ces caractéristiques, notamment sa *topologie* (représentée sur un *diagramme double échelle*), *l'évaluation économique* et une évaluation de ces qualités de flexibilité.

- La fenêtre en haut ❹ à droite est une fenêtre permettant de visualiser les tableaux de résultats ou de données sélectionnés dans la treeView
- La fenêtre en bas à droite ❺ de propriétés qui détaille les informations relatives à l'élément sélectionné dans la treeView.

A.2.2. Architecture Logicielle

L'environnement de développement retenu pour le projet est défini ci-dessous :

- Plate-forme : Microsoft Windows 8
- Environnement : Microsoft Visual Studio 2015 [VS]
- Langage : C++ / C#
- Conception-Objet : Bouml [BOUML]
- L'ensemble des classes développées pour le projet sont documentées sous forme de diagramme de classes et de séquence dans Bouml.
- Gestionnaire de configuration : Team Foundation Server [TFS]

La figure 2 ci-dessous fait apparaitre les principaux composants de l'application. Le cœur de cette architecture est le module *HENCore.dll* qui contient l'ensemble des classes du système, ainsi que toutes les fonctions de calcul (prétraitement des données, modèle MILP de synthèse des réseaux, évaluation a posteriori des différents indicateurs, etc.).

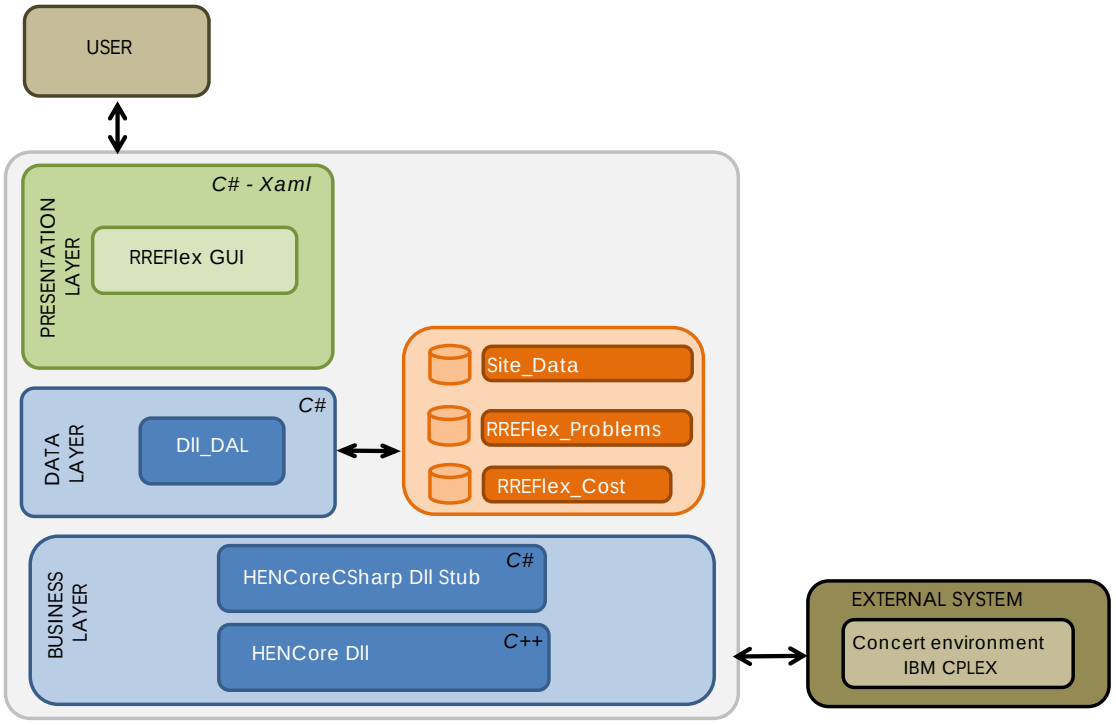


Figure 3 : Architecture logicielle de l'application

Les informations émanant du module *HENCore.dll* sont transmises aux couches supérieures, en particulier la couche *Présentation* à travers une façade. Celle-ci, codée en C#, permet de faire le pont entre le noyau de calcul et l'interface graphique (*Graphical User Interface*) qui est développée dans le module *RREFlexGUI*. La *GUI* est développée en *C# / xaml* et exploite les mécanismes *WPF*. Le développement de ce prototype s'appuie sur l'environnement **Visual Studio 2015** (code C# et C++) et exploite le gestionnaire de configuration TFS *(Team Foundation Server)*. Le noyau de l'application *(HENCore.dll)* est modélisé en UML *(outil Bouml)* et est codé en C++.

La solution crée dans Visual Studio est appelée « Prototype ». Elle est organisée autour de 6 projets C++ ou C#. Le diagramme de composant du logiciel est représenté sur la figure 4 et détaille les dépendances entre les différents projets de l'application.

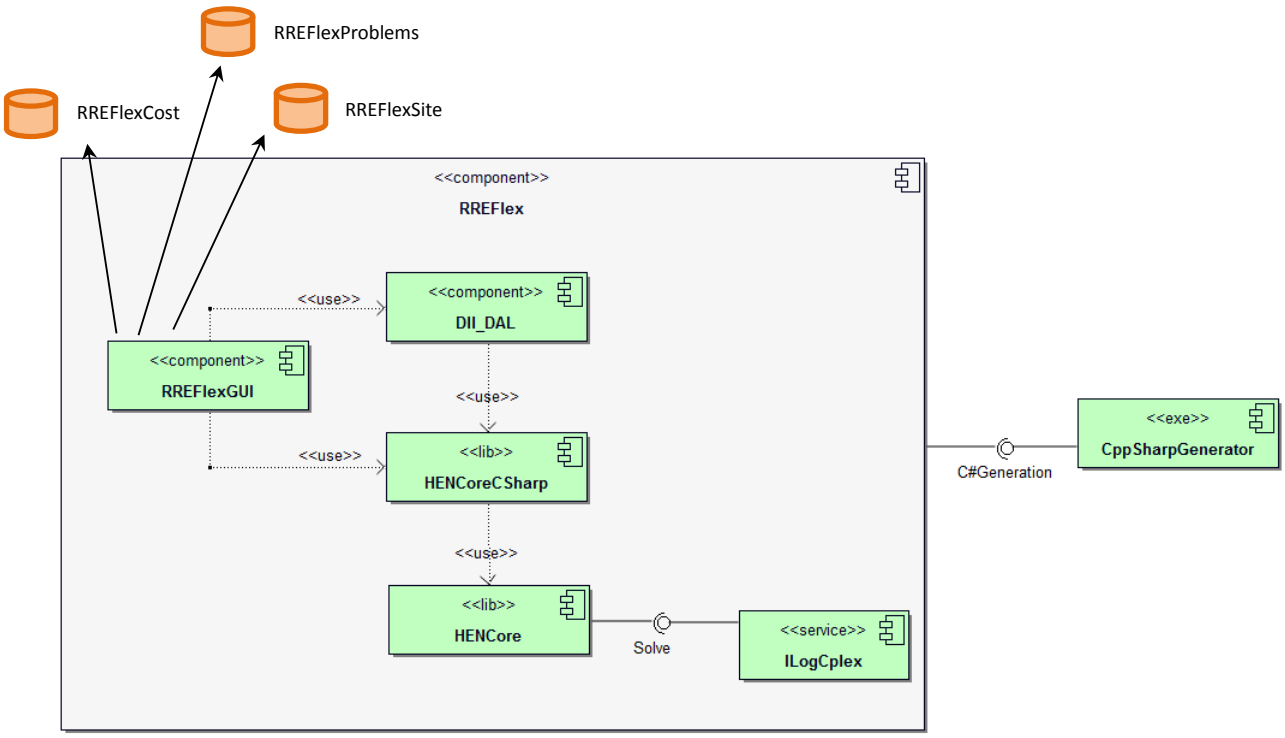


Figure 4: Component Diagram of RREflex project

A.2.3. Diagrammes de classes

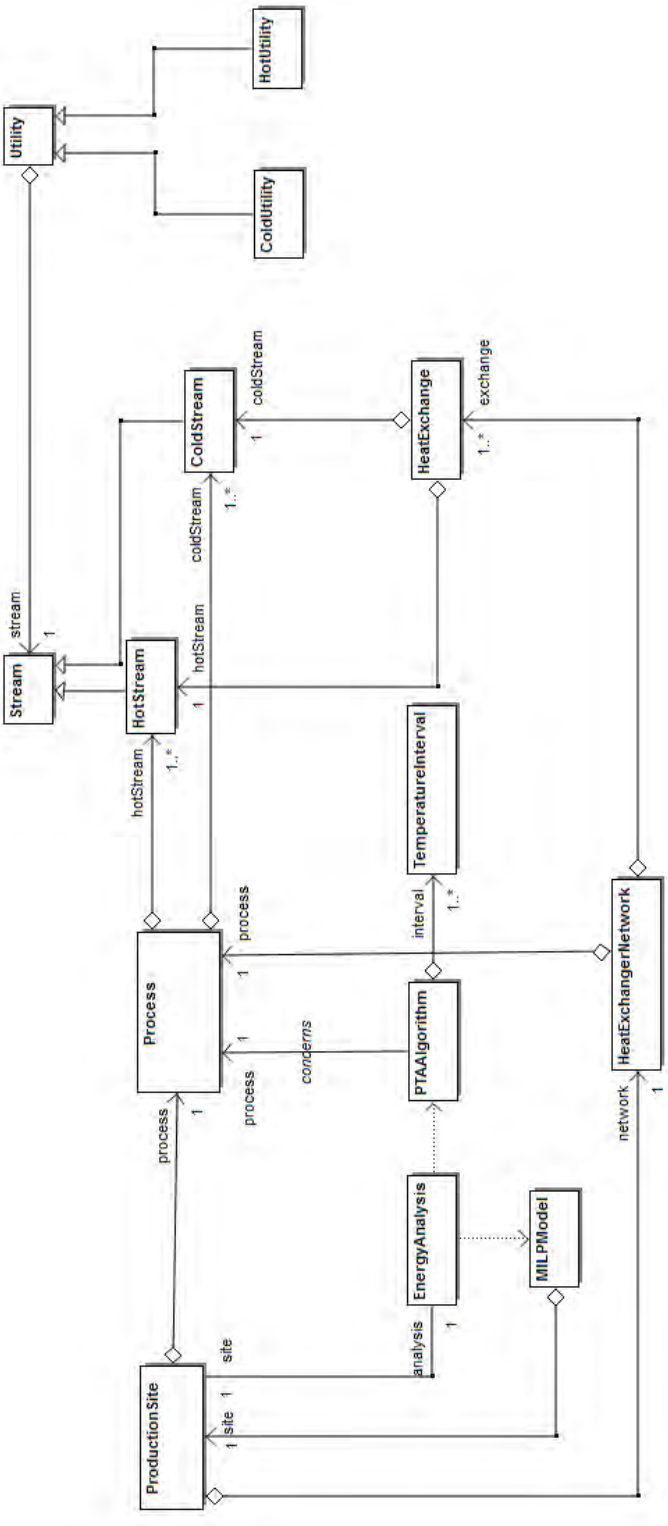


Figure 5: Diagramme de Classe HENCore : vue Globale

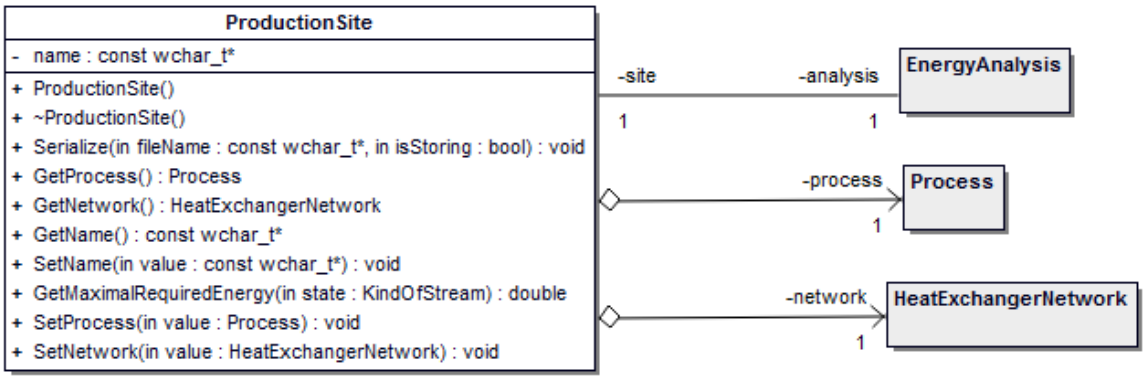


Figure 6 : Diagramme de classe HENCore : package industrial site

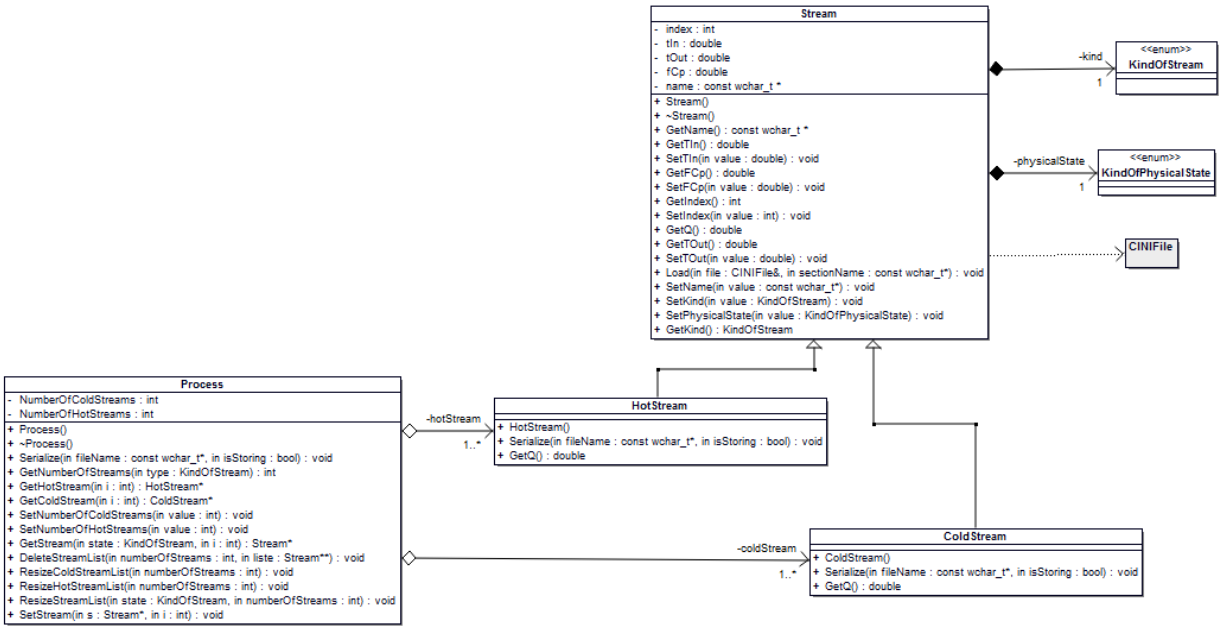


Figure 7 : Diagramme de Classe HENCore : package process

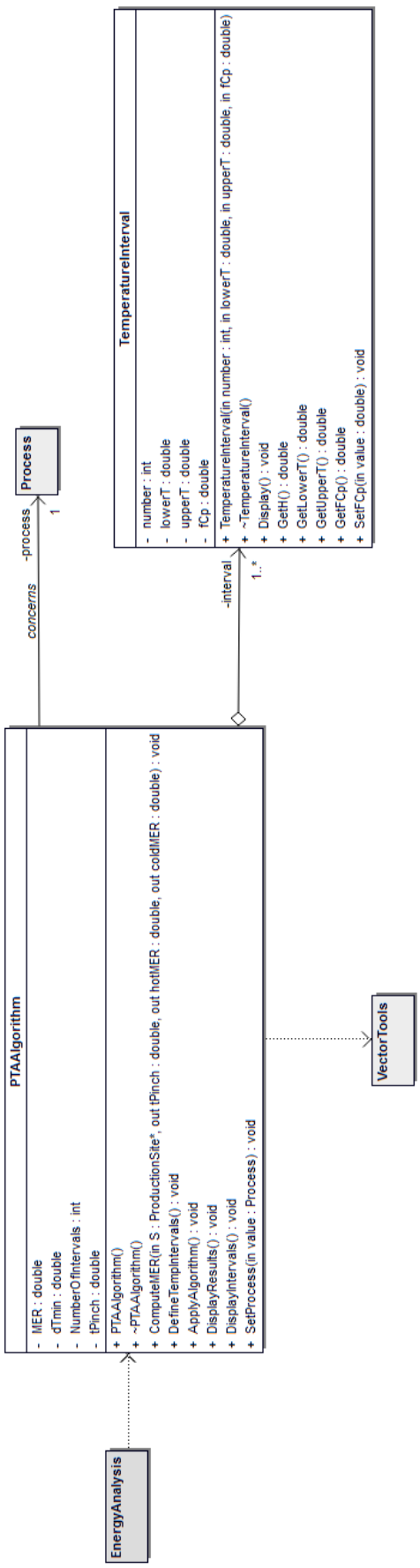


Figure 8 : Diagramme de Classe HENCore : package PinchAnalysis

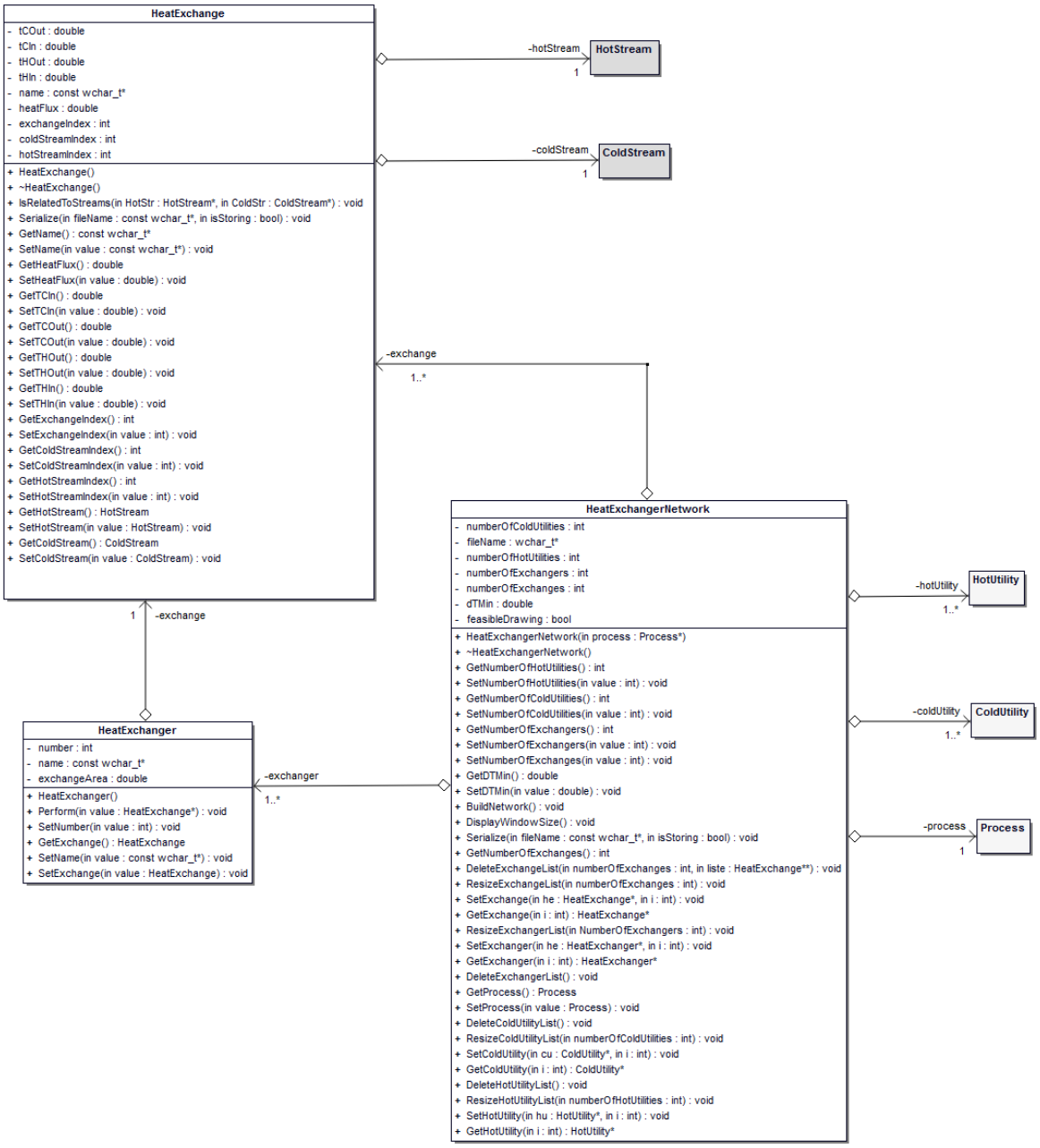


Figure 9 : Diagramme de Classe HENCore : package Heat Exchanger Network

- [BOUML] http://bouml.fr/
- C#GEN] https://github.com/mono/CppSharp
- [FAST] http://www.value-eng.org/
- [ILOG] http://www-01.ibm.com/software/commerce/optimization/interfaces/)
- [TFS] https://www.visualstudio.com/fr-fr/products/tfs-overview-vs.aspx
- [VS] https://www.microsoft.com/france/visualstudio/produits/

Annexe B

Annexe : Liste des capteurs Total

Total : Liste des capteurs

Stream	Description	Tag	Physic
Crude	Feed temperature	23TI2341	Temperature
Crude	Inlet temperature to desalting	23TC0001	Temperature
Crude	Outlet temperature of desalting	23TI0112	Temperature
Crude	Ex 7A Outlet temperature	23TI0005	Temperature
Crude	Ex 7B Outlet temperature	23TI2344	Temperature
Crude	Hot train outlet temperature 1	23TI0066	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature A	23TC0002	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature B	23TC0003	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 1	23TI0016	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 2	23TI0007	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 3	23TI0008	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 4	23TI2345	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 5	23TI2346	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 6	23TI0011	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 7	23TI0012	Temperature
Crude	Furnace outlet Temperature 8	23TI0013	Temperature
Crude	Column feed temperature	23TI0016	Temperature
Crude	Desalting outlet pressure	23PC0001	Pressure
Crude	Hot train inlet pressure	23PC0036	Pressure
Crude	Hot train outlet pressure	23PI0035	Pressure
Crude	Hot train inlet flow	23FI0108	Flow
Crude	Hot train inlet flow 1	23FI0108_A	Flow
Crude	Hot train inlet flow 2	23FI0108_B	Flow
Crude	Hot train outlet flow	23FC0108	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_A	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_B	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_C	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_D	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_E	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_F	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_G	Flow
Crude	Furnace inlet flow	23FC0008_H	Flow
TPA	Top pump around inlet temperature	23TI0023	Temperature
TPA	Top pump around inlet temperature	23TI0024	Temperature
TPA	Top pump around flow	23FC0004	Flow
LGO	LGO take off temperature	23TI0027	Temperature
LGO	LGO exchanger outlet temperature	23TI0028	Temperature
LGO	LGO to storage	23TI0029	Temperature
LGO	LGO Flowrate	23FC0016	Flow
MGO	MGO take off temperature	23TI0033	Temperature
MGO	MGO exchanger outlet temperature	23TI0034	Temperature
MGO	MGO to storage	23TI0035	Temperature
MGO	MGO to storage intermedia	23TI0067	Temperature
MGO	MGO Flowrate	23FC0019	Flow
MPA	MPA take off temperature	23TI0030	Temperature
MPA	MPA exchanger outlet temperature	23TI0031	Temperature
MPA	MPA Return temperature	23TI0069	Temperature
MPA	MPA flowrate	23FC0017	Flow
Residue	Residue take off temperature	23TI0036	Temperature
Residue	Residue final temperature	23TI0064	Temperature
Residue	Residue to storage	23TI0037	Temperature
Residue	Residue Flowrate 1 (to CDU2)	42FC0353	Flow
Residue	Residue Flowrate 2 (to storage)	42FI0381_A	Flow
Residue	Residue Flowrate 3 (to FCC)	23FI0111_X	Flow

Residue	Residue flowrate 4 (to LGO1)	23FI0040	Flow
Kerosene	Kerosene take off temperature	23TI0025	Temperature
Kerosene	Kerosene exchanger outlet temperature	23TC0019	Temperature
Kerosene	Kerosene to storage	23TI0026	Temperature
Kerosene	Kerosene Flowrate	23FC0014	Flow
Top	Distillate temperature	23TC0004	Temperature
Top	Distillate temperature	23TI0020	Temperature
Top	Distillate ex outlet temperature	23TI0021	Temperature
Top	Distillate flowrate	23FI0062	Flow
Column	Top pressure	23PI0051	Pressure
Column	Flash zone pressure	23PI0034	Pressure
Utility	Furnace E-Cell Upper-N	23TI0070	Temperature
Utility	Furnace E-Cell Upper-S	23TI0071	Temperature
Utility	Furnace E-Cell Lower-N	23TI0056	Temperature
Utility	Furnace E-Cell Lower-S	23TI0057	Temperature
Utility	Furnace W-Cell Upper-N	23TI0072	Temperature
Utility	Furnace W-Cell Upper-S	23TI0073	Temperature
Utility	Furnace W-Cell Lower-N	23TI0058	Temperature
Utility	Furnace W-Cell Lower-S	23TI0059	Temperature
Utility	Furnaces E-Cell outlet 1	23TI5227	Temperature
Utility	Furnaces E-Cell outlet 2	23TI5228	Temperature
Utility	Furnaces W-Cell outlet 1	23TI5229	Temperature
Utility	Furnaces W-Cell outlet 2	23TI5230	Temperature
Utility	Fuel gas Flowrate E-Cell	23FI0080	Flow
Utility	Fuel gas Flowrate W-Cell	23FI0084	Flow
Utility	Air flowrate E-Cell	23FC0083	Flow
Utility	Air flowrate W-Cell	23FC0087	Flow
Steam	Steam Main column	23FC0031	Flow
Steam	Steam: Stripping Kerosene	23FC0067	Flow
Steam	Steam: Stripping LGO	23FC0015	Flow
Steam	Steam: Stripping MGO	23FC0018	Flow
Water	Water to desalting	23FC0009	Flow
Water	Water feed	23FC0024	Flow

Annexe C

Annexe : Table de Student

Loi de Student avec k degrés de liberté
Quantiles d'ordre $1-\gamma$

	γ										
k	0.25	0.20	0.15	0.10	0.05	0.025	0.010	0.005	0.0025	0.0010	0.0005
1	1.000	1.376	1.963	3.078	6.314	12.71	31.82	63.66	127.3	318.3	636.6
2	0.816	1.061	1.386	1.886	2.920	4.303	6.965	9.925	14.09	22.33	31.60
3	0.765	0.978	1.250	1.638	2.353	3.182	4.541	5.841	7.453	10.21	12.92
4	0.741	0.941	1.190	1.533	2.132	2.776	3.747	4.604	5.598	7.173	8.610
5	0.727	0.920	1.156	1.476	2.015	2.571	3.365	4.032	4.773	5.893	6.869
6	0.718	0.906	1.134	1.440	1.943	2.447	3.143	3.707	4.317	5.208	5.959
7	0.711	0.896	1.119	1.415	1.895	2.365	2.998	3.499	4.029	4.785	5.408
8	0.706	0.889	1.108	1.397	1.860	2.306	2.896	3.355	3.833	4.501	5.041
9	0.703	0.883	1.100	1.383	1.833	2.262	2.821	3.250	3.690	4.297	4.781
10	0.700	0.879	1.093	1.372	1.812	2.228	2.764	3.169	3.581	4.144	4.587
11	0.697	0.876	1.088	1.363	1.796	2.201	2.718	3.106	3.497	4.025	4.437
12	0.695	0.873	1.083	1.356	1.782	2.179	2.681	3.055	3.428	3.930	4.318
13	0.694	0.870	1.079	1.350	1.771	2.160	2.650	3.012	3.372	3.852	4.221
14	0.692	0.868	1.076	1.345	1.761	2.145	2.624	2.977	3.326	3.787	4.140
15	0.691	0.866	1.074	1.341	1.753	2.131	2.602	2.947	3.286	3.733	4.073
16	0.690	0.865	1.071	1.337	1.746	2.120	2.583	2.921	3.252	3.686	4.015
17	0.689	0.863	1.069	1.333	1.740	2.110	2.567	2.898	3.222	3.646	3.965
18	0.688	0.862	1.067	1.330	1.734	2.101	2.552	2.878	3.197	3.610	3.922
19	0.688	0.861	1.066	1.328	1.729	2.093	2.539	2.861	3.174	3.579	3.883
20	0.687	0.860	1.064	1.325	1.725	2.086	2.528	2.845	3.153	3.552	3.850
21	0.686	0.859	1.063	1.323	1.721	2.080	2.518	2.831	3.135	3.527	3.819
22	0.686	0.858	1.061	1.321	1.717	2.074	2.508	2.819	3.119	3.505	3.792
23	0.685	0.858	1.060	1.319	1.714	2.069	2.500	2.807	3.104	3.485	3.767
24	0.685	0.857	1.059	1.318	1.711	2.064	2.492	2.797	3.091	3.467	3.745
25	0.684	0.856	1.058	1.316	1.708	2.060	2.485	2.787	3.078	3.450	3.725
26	0.684	0.856	1.058	1.315	1.706	2.056	2.479	2.779	3.067	3.435	3.707
27	0.684	0.855	1.057	1.314	1.703	2.052	2.473	2.771	3.057	3.421	3.690
28	0.683	0.855	1.056	1.313	1.701	2.048	2.467	2.763	3.047	3.408	3.674
29	0.683	0.854	1.055	1.311	1.699	2.045	2.462	2.756	3.038	3.396	3.659
30	0.683	0.854	1.055	1.310	1.697	2.042	2.457	2.750	3.030	3.385	3.646
40	0.681	0.851	1.050	1.303	1.684	2.021	2.423	2.704	2.971	3.307	3.551
50	0.679	0.849	1.047	1.299	1.676	2.009	2.403	2.678	2.937	3.261	3.496
60	0.679	0.848	1.045	1.296	1.671	2.000	2.390	2.660	2.915	3.232	3.460
80	0.678	0.846	1.043	1.292	1.664	1.990	2.374	2.639	2.887	3.195	3.416
100	0.677	0.845	1.042	1.290	1.660	1.984	2.364	2.626	2.871	3.174	3.390
120	0.677	0.845	1.041	1.289	1.658	1.980	2.358	2.617	2.860	3.160	3.373
∞	0.674	0.842	1.036	1.282	1.645	1.960	2.326	2.576	2.807	3.090	3.291

Annexe D

Annexe : Publication

Contents lists available at ScienceDirect

Chemical Engineering Research and Design

journal homepage: www.elsevier.com/locate/cherd

Flexibility Assessment of Heat Exchanger Networks: From a Thorough Data Extraction to Robustness Evaluation

Lucille Payet, Raphaële Thery Hétreux, Gilles Hétreux, Florent Bourgeois, Pascal Floquet*

Laboratoire de Génie Chimique, Université de Toulouse, CNRS, INPT, UPS, Toulouse, France

ARTICLE INFO

Article history:
Received 1 August 2017
Received in revised form 8 November 2017
Accepted 20 November 2017
Available online 9 December 2017

Keywords:
Heat Exchanger Network
Flexibility
Robustness
Heat integration
Data extraction

ABSTRACT

Due to process variabilities and operational modifications, operating parameters of Heat Exchanger Network (HEN) may alter its output temperatures. Nevertheless, the impact of these disturbances depends largely on the topology of the HEN. As a consequence, it can be relevant to evaluate the flexibility of a HEN after its synthesis. Flexibility of a HEN refers to the ability of a system to operate at a finite number of set points. In this framework, the implementation of this property is broken down into several aspects. In this contribution, the first level of flexibility concerning the robustness (ability of the system to absorb disturbances without changing utility flowrates) is addressed and compared to other contribution, this criterion is not formulated as a generic one but as a criterion that strongly depends on the studied process. As a consequence, to evaluate its value, the first step is to perform an enhanced data collection by identifying the most frequent disturbances and by pointing out the critical streams i.e. the streams whose output temperature absolutely needs to be kept into a strict interval; then, given this information, a robustness criterion can be formulated for a given HEN. In this paper, a methodology relying on several models is developed to address this issue: a Mass Equilibrium Summation enthalpy non-linear model (MESH) dedicated to the enhanced data collection, a Mixed Integer Linear Programming (MILP) model used for the HEN synthesis and finally a linear model developed for the modeling of the HEN response to disturbances. This methodology is first illustrated through a basic academic example and finally applied to an industrial case study.

© 2017 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

1. Introduction

The energy issue is paramount to improving the performances of industrial processes as it impacts their economic profitability and environmental footprint. One of the most effective strategies to improve the energy efficiency of industrial sites is to maximize heat recovery by *Process Integration (PI)*, as still pointed out recently by Pereira et al. (2017). Indeed, PI is an essential concept which consists in coupling the hot and cold streams internal to the process rather than consuming external utilities. The PI methodology is based on the Pinch Analysis (PA) (Linnhoff and Hindmarsh, 1983) and leads to the Heat Exchanger Network (HEN) as a final solution to achieve a significant reduction of energy consumption.

By design, a HEN leads to a stronger integration of hot and cold streams. There is a substantial literature on HEN design methods, as reflected in Furman and Sahinidis (2002), which lists and analyses as many as 461 articles from the late 40s to 2000. This study highlights different methodologies that were carried out. The approaches concern algorithmic methods, methods based on heuristics or mathematical programming techniques. According to the authors, in recent

* *Corresponding author.*
E-mail addresses: lucille.payet@ensiacet.fr (L. Payet), raphaele.thery@ensiacet.fr (R. Thery Hétreux), gilles.hetreux@ensiacet.fr (G. Hétreux), florent.bourgeois@ensiacet.fr (F. Bourgeois), pascal.floquet@ensiacet.fr (P. Floquet).
https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.11.036
0263-8762/© 2017 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

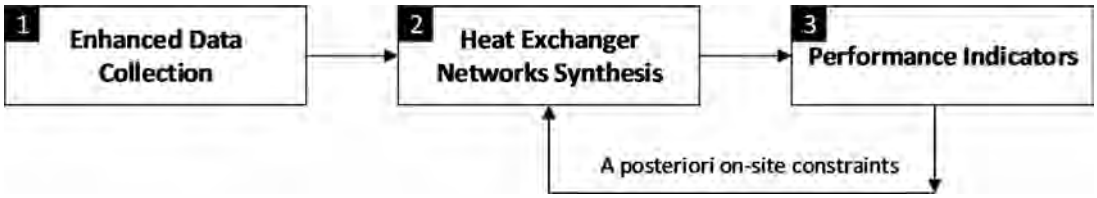


Fig. 1 – RREFlex methodology.

years, the latter predominates and the need for more robust formulations and more efficient global optimization algorithms is all the more crucial. In this framework, Escobar and Trierweiler (2013) displays a case study comparison between several mathematical models: Mixed Integer Non Linear Programming *(MINLP)*, Non Linear Programming *(NLP)*, Mixed Integer Linear Programming *(MILP)* and Linear Programming *(LP)* to test their efficiency on a few examples. Simultaneous and sequential methods are also compared in this study. The authors concludes that whereas *sequential methods*, which solve the problem step by step, are easier to solve, *simultaneous methods*, which solve the problem in one step, provide better solutions. Another observation is that most of the proposed methodologies aim to derive solutions that minimize the site's energy consumption by achieving the best compromise between the capital expenditures (CAPEX) and the operational cost (OPEX) (Gundersen and Naess, 1990; Barbaro and Bagajewicz, 2005; Björk and Westerlund, 2002; Escobar and Trierweiler, 2013; Isafiade and Fraser, 2008; Mehta et al., 2001; Mikkelsen and Qvale, 2001; Morar and Agachi, 2010; Yee and Grossmann, 1990). However, these solutions do not always give rise to a concrete implementation on industrial sites. As suggested in Sreepathi and Rangaiah (2014), a single optimal solution is generally not sufficient for the industrial feasibility of the HEN due to unforeseen on-site constraints. The challenge with designing viable HEN is that it is simply not possible to identify and formulate all constraints out of hand. Sreepathi and Rangaiah (2014) concluded that it would be better to provide several optimal solutions so that experienced engineers can select the most practical HEN. To address this issue, this paper presents a computational framework developed as part of the RREFlex project (Software for the Robust Synthesis of Flexible HEN). This tool proposes an original approach, which consists in an iterative process relying on 3 major points as shown in Fig. 1:

- The analysis of the process historical data to identify precisely the on-site constraints.
- The proposal and evaluation of several configurations of HEN achieved by an optimization approach based on Mixed Integer Linear Programming (MILP).
- The a posteriori evaluation of the performances of these configurations: performance indicators are relative to on-site considerations such as topology of the HEN or its flexibility in addition to more traditional indicators like energy consumption and global costs. The analysis of these solutions by the engineer leads to the formulation of new constraints and the synthesis of new HEN. The procedure is run until finally obtaining configurations which fulfill all the industrial constraints correctly.

Thus, the methodology proposed in this work consists in providing the site engineer with several HEN solutions and letting him post-evaluate the performance of each one using key performance indicators (KPIs) based on economical, topological, practical and operational considerations. The method therefore assigns the end-user a pivotal deciding role, and new improved HEN solutions are designed iteratively as the end-user adds in additional on-site constraints. With such a scheme, one HEN solution provides the basis for the next one, and the design process stops when KPIs can no longer be improved and on-site constraints have all been accounted for.

As mentioned, a multi-criteria evaluation of each proposal is carried out in the RREFlex tool. Among these KPIs, flexibility appears as one of the most crucial ones. Many definitions of HEN flexibility can be found in the literature for continuous processes (Escobar et al., 2013; Verheyen and Zhang, 2006; Chen and Hung, 2004). Nevertheless, a common definition of flexibility is the ability of a system to operate for a finite number of operating points. Moreover, it is often referred as resilience index (Saboo et al., 1985) or controllability for dynamic and steady-state regime of processes (Swaney and Grossmann, 1985; Pintarič and Kravanja, 2004; Masoud et al., 2016). In Escobar et al. (2013), a two-stage methodology is reported for designing of a flexible and controllable HEN. Their first stage consists in the design of an optimal HEN that minimizes the CAPEX and OPEX, using the SYNHEAT non-linear model from Yee et al. (1990). Their second stage deals specifically with the flexibility issue by minimizing the sensitivity of the HEN to disturbances. The methodologies to establish directly resilient HEN for grass-root cases was thus well studied. For the post-evaluation of the flexibility of HEN in retrofit cases, this notion has to take into account batch processes but still including the notion of resilience. Moreover, the definition of HEN resilience as *the ability to cope with inlet and target temperature changes* in Saboo et al. (1985) required to be divided into two notions. In all cases, such a flexibility analysis clearly requires accounting for all the relevant process uncertainties. Whereas, the design of robust HEN for green or new projects can be considered mature as new facilities offer the maximum design flexibility for heat integration, this is not the case however for brown or existing projects. As highlighted by Smith et al. (2010), retrofitting a flexible HEN to an operating plant remains a complex and critical problem.

In our methodology, the general property of flexibility has been subdivided into 4 layers:

- *Robustness* (or inherent resilience): the intrinsic ability for the HEN to cope with inlet temperature small changes with no topological changes.
- *Potential resilience*: the ability to achieve the resilience by acting on the utility flow rates or/and introducing by-passes solutions in order to make the HEN able to absorb the disturbances.
- *Adaptability*: the ability of a system to operate at a finite set of operating points.
- *Intermittency management*: the ability to overcome temporal mismatches between hot and cold heat sources (summer/winter operation, batch processes, etc...) by means of storage tanks that must be characterized.

In view of the complexity of the subject, only robustness property (first layer of the HEN flexibility) is addressed in this paper and compared to existing methods, robustness criterion is defined as a specific one that strongly depends on the history of the considered process.

To enable RREFlex software to assess the robustness of the HEN for a given process, a three-step methodology has been developed starting from an enhanced data collection for the calculation of enriched data for pinch key values (mean values and standard deviation of temperatures) and ending with the definition of a robustness criterion. In this framework, disturbances on inlet streams have to be characterized and tolerance intervals on outlet values have to be established by engineers. In order to obtain the required information, a generic data extraction methodology based on process history is developed. For that purpose, physical data (as stream flowrate, heat capacity and inlet/outlet temperatures) are assumed to follow a normal distribution. This representation is widely used in data extraction and validation methodology in chemical processes (Romagnoli and Sanchez, 1999). The data are then modelled by its mean value and standard deviation which would be a thinner representation of the variations than

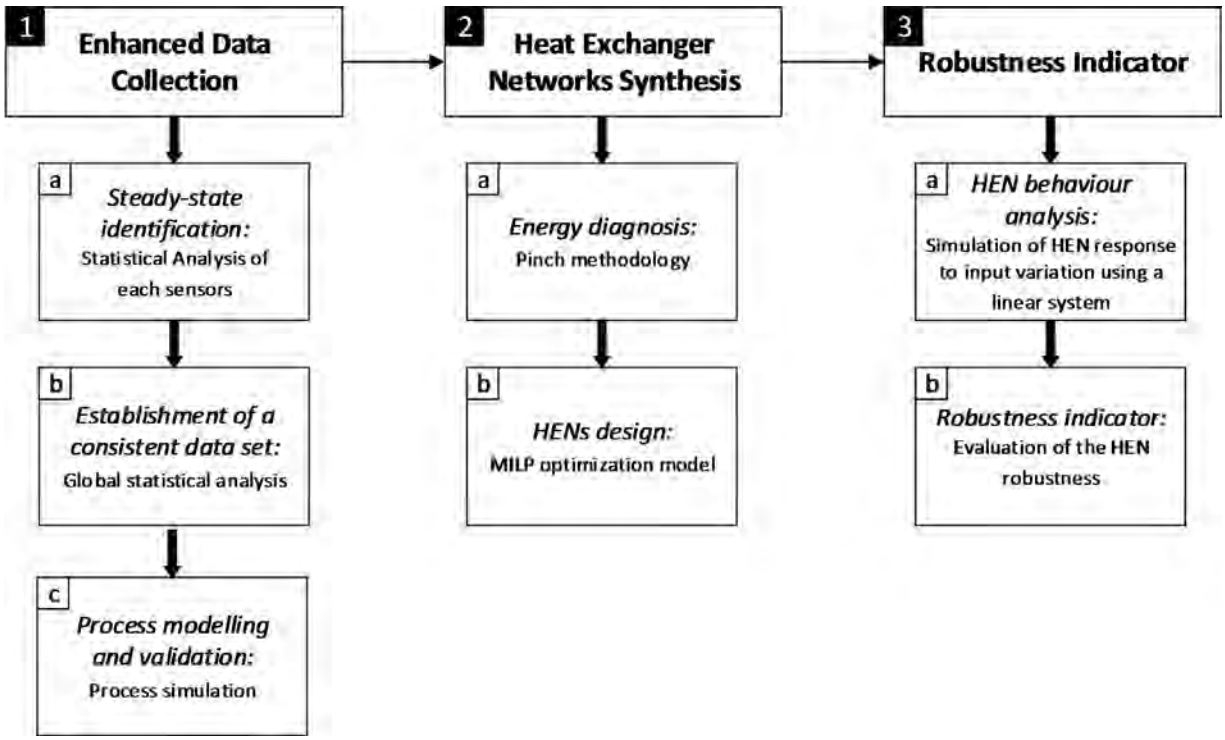


Fig. 2 – Global multi-model three-step methodology used to derive a HEN robustness indicator.

a mere range. The exploitation of historical data would then exclude less possible HEN solution but requires a specific methodology. Several methodologies described in the literature address the data extraction issue. Venkatasubramanian et al. (2003) established a classification of diagnostic algorithms. For process history based quantitative statistical study, both *Principal Component Analysis* (PCA)/*Partial Least Squares* (PLS) (work of Kresta et al., 1991 and Kourti and MacGregor, 1995 for instance) and *Statistical Pattern Classifiers* (see Fukunaga, 1990) can be used. According to Venkatasubramanian et al. (2003), it is important to design hybrid systems to assess large-scale industrial situations and overcome the drawbacks of single-method based diagnosis. To develop an adaptable and accurate approach, we have developed a hybrid methodology using a statistical analysis coupled with a process modelling software.

The remainder of this paper is organized as follows. The outline of the methodology for evaluating the robustness indicator is described in Section 2. The rest of the paper details each step as follow. Section 3 discusses the statistical analysis module called *EDiFy* and the validation model with *ProSimPlus*©. Then, Section 4 describes the optimisation model used for the synthesis of several HEN configurations. The *HENSim module* dedicated to the simulation of HEN behaviour with respect to the identified input variations is presented in Section 5. Finally in Section 6, the methodology is applied on a real industrial case study and results are discussed.

2. Outline of the proposed methodology for robustness analysis of HEN

Fig. 2 proposes an overview of the global methodology that was implemented for the robustness analysis. Several kinds of models are required to build and assess the robustness of a HEN. Starting from process historical data, the procedure is structured around three major steps:

- **Step 1**: Enhanced data collection for the flexibility analysis of HEN (method *EDiFy*)

The raw data (temperature, pressure, flowrate...) measured by several sensors available in the plant are analysed in order to determine one or several nominal set point(s) and obtain a consistent data set representative of each set point. A statistical representation of each representative data is then proposed to enable the computation of HEN alternatives.

- **Step 2**: The computation of several Heat Exchanger Network alternatives

Given the mean values of input/output temperatures and FCp for each hot and cold stream, several alternative of HEN are computed using a Mixed Integer Linear Programming approach (MILP).

- **Step 3**: The simulation of HEN behaviour under steady state conditions

The robustness of each configuration according to the input variations identified in step 1 is then assessed using *HENSim* model (Heat Exchanger Network Simulation). The robustness property evaluates the capacity of the HEN to maintain the output temperatures of critical streams into predefined bounded intervals. In this framework, a *critical stream* is a sensitive process stream with strict and narrow tolerance limits in terms of temperature, such as a reactor input stream for instance. These tolerance limits fix the bounded interval and are either calculated from historical data or specified by process engineers. Exceeding the tolerance limits of a critical stream could lead to hazardous consequences in terms of safety or process performances. According to this point of view, either the tolerance limits are respected for all the critical streams studied and the network is considered unilaterally robust, or these limits are not satisfied for few streams and the robustness of the network is quantified via an indicator comprised in the interval [0,1].

In the following sections, the methodology will be extensively detailed. To illustrate the steps of the global methodology, a Simple Process example is used. In Fig. 3, a theoretical production process of desired products C and E from

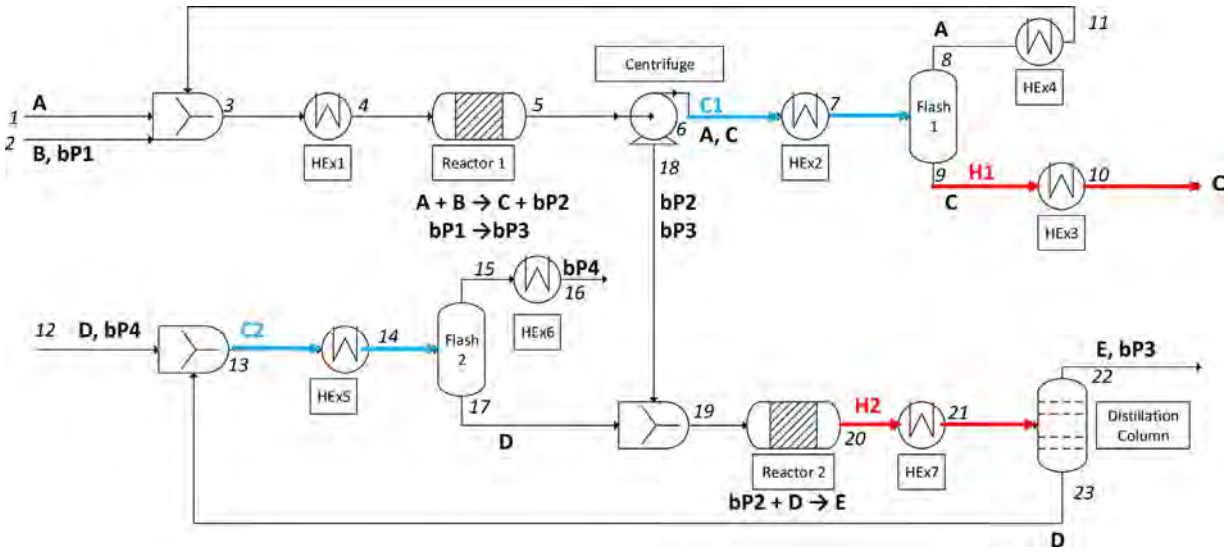


Fig. 3 – Simple Process example (SP).

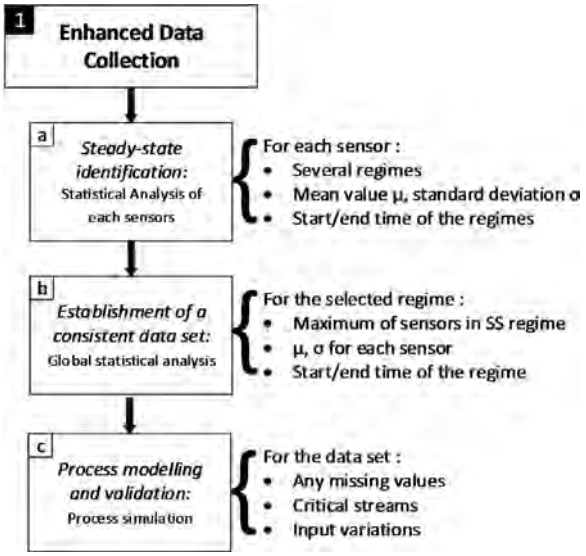


Fig. 4 – EDiFy methodology flowchart.

A, B and D with several by-products is displayed. This Simple Process (SP) is composed of 7 heat exchangers, 2 reactors and 4 separation units. In the nominal process, all the heat exchangers are coupled with hot and cold utilities (no heat integration of the process). In the scenario chosen for this study, exchangers Hex2, Hex3, Hex5 and Hex7 will be reconsidered. The heat integration of cold streams C1 and C2 and of hot streams H1 and H2 will then be studied. Assuming that this process is well-instrumented, the first step of the methodology consists in determining the operating point and variations of the site as well as its critical streams (step 1). Then, several alternatives of Heat Exchanger Networks are proposed (step 2). Finally all these alternatives are compared to each other in terms of robustness (step 3).

3. Step 1: method EDiFy (Enhanced Data Collection for Flexibility Analysis)

The module *EDiFy* consists in a thorough analysis of industrial process data relying on the analysis of historical data from the considered site. The methodology illustrated in Fig. 4 is composed of three sub-steps.

The first one aims at identifying all the steady-state operating points of every sensors of the site. It consists in the analysis of the raw data recorded from the industrial site. It includes a statistical analysis developed specifically to enable the definition of one or more accurate steady-state measurements. To this end, records from all available sensors are analysed using a dedicated application based on *sliding windows*. For every steady-state (SS) regime isolated by the analysis, the module yields the statistical distribution (Gaussian) of the input and output temperatures, pressure and flowrates of all process streams.

The second step consists in the establishment of a consistent data set (for sub-step 1c). A global statistical analysis is carried out to select the period with the greatest number of sensors in SS.

Finally, to validate the data required in the HEN synthesis and robustness analysis, the process steady-state regime previously identified is used as input data in a simulation model of the process. This model is based upon Mass Equilibrium Summation enthalpy (MESH) equations (in ProSimPlus© simulation software). Missing values are identified according to heat and mass balances. The critical streams and input variations are also determined.

This hybrid method coupling statistical analysis and process modelling enables the definition of the mean value and the standard deviation of flowrate and inlet/outlet temperatures of each stream of the process.

3.1. *Statistical analysis for each sensors and steady-state regimes identification*

First, the SS operating periods for all available sensors needs to be identified. Assuming a normal distribution of measure, the analysis relies on a basic sliding windows analysis through which historical data are processed in order to separate and characterise distinct SS operating regimes from the recording of every individual sensors. The size of the sliding windows is matched to the coefficient of variation (CV) of the sensor's signal and precision, in order to identify the time windows over which each sensor's signal is operating under steady-state (Fig. 5).

First, large sliding windows (101 points) are used to separate changes in steady-state regimes, then sliding windows

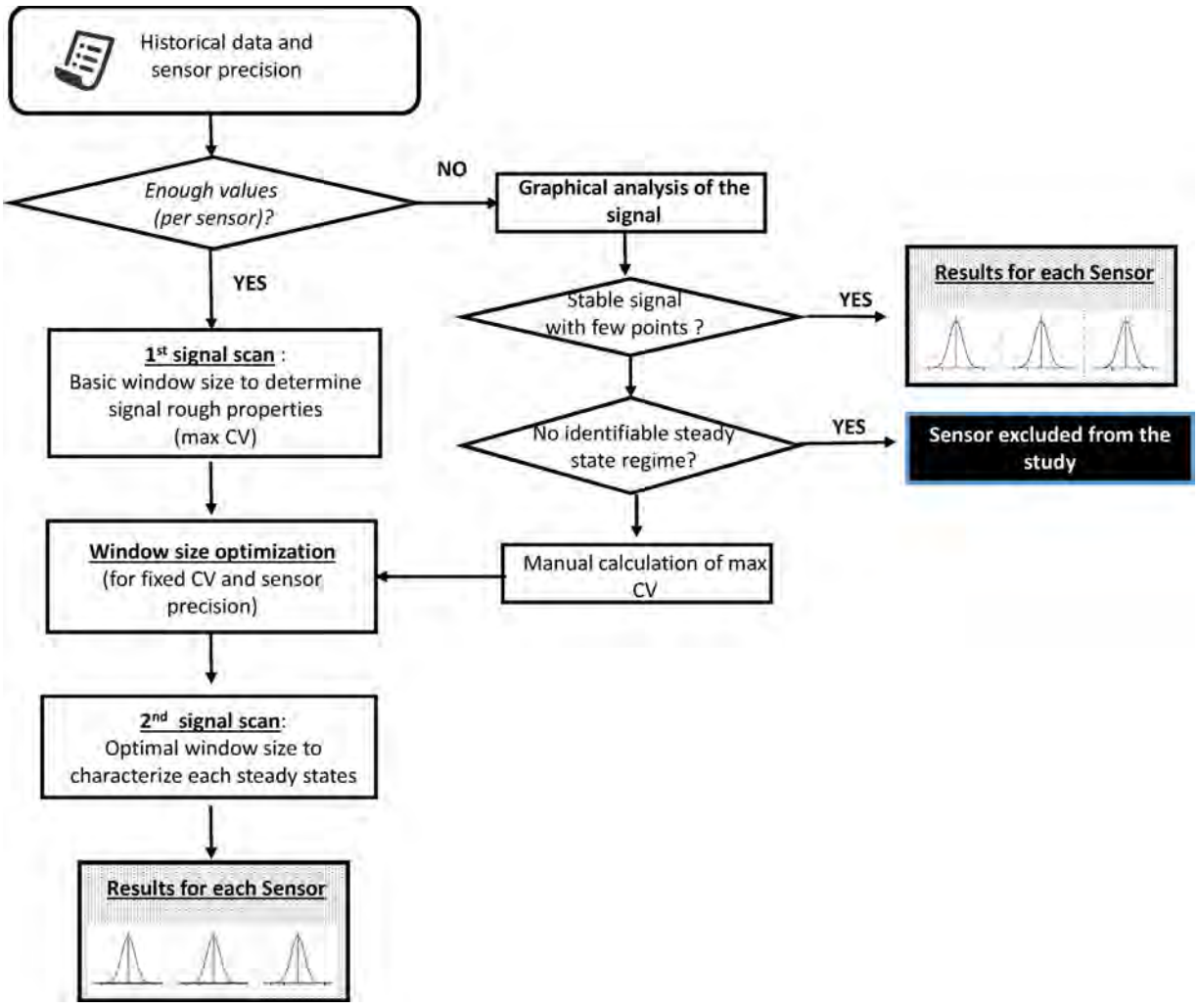


Fig. 5 – Sub-step 1a: statistical analysis of each sensors and steady-state identification.

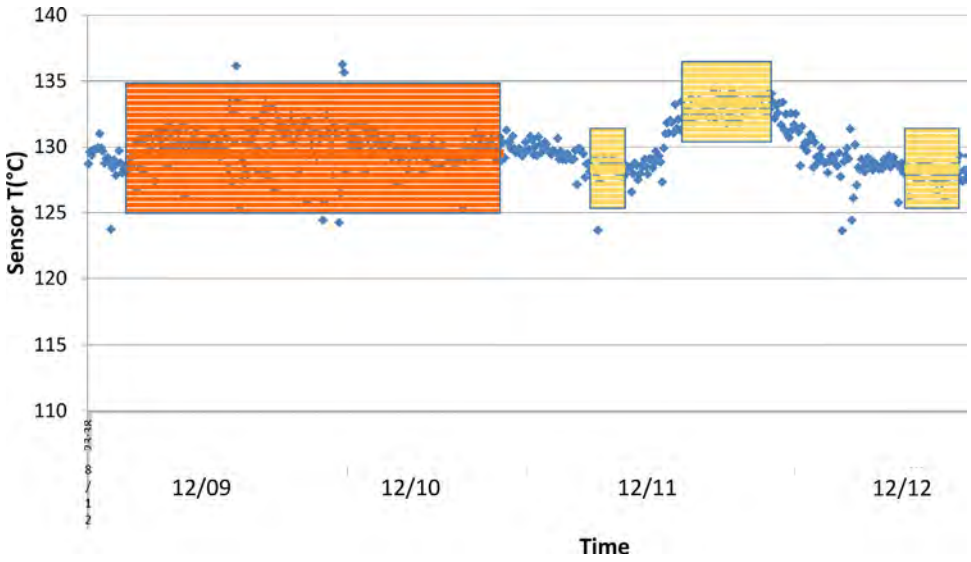


Fig. 6 – Temperature Sensor SS identification.

size is progressively decreased in order to isolate the broadest range of values over which the sensor signal is at steady-state. An accurate data analysis over the steady-state range finally leads to the statistical distribution of the raw signal. Of course, the strength and applicability of the method strongly depends on the amount of available data. In case of missing data or inconsistent signal, the data from the sensor is discarded from the analysis.

Application on the Simple Process example

Fig. 6 displays the signal measured by a sensor and exhibits several SS regimes. The normal distribution of the first steady-state regime is also illustrated in Fig. 7. The mean value,

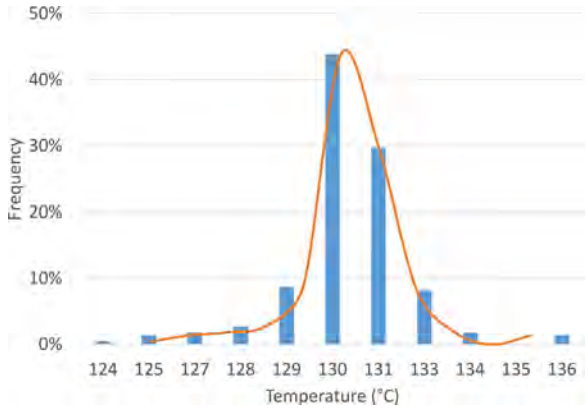


Fig. 7 – Steady-state regime 1 of representative sensor.

standard deviation and coefficient of variation (standard deviation over mean ratio) are calculated for each SS as well as the start and end time of each regime.

3.2. *Establishment of a consistent data set as input of a process simulation software*

Given the steady-state periods for each individual sensor, the global representative steady-state period can now be found. It corresponds to the periods displaying the greatest number of sensors operating under steady-state conditions. If necessary, sensors can be ranked according to their topological area in order to take time lag between areas into account. The data for each SS regime are fed to a process simulation software, namely ProSimPlus©, in order to validate the consistency of data for heat and mass balances. The main steps of this step are displayed in Fig. 8.

Application on the Simple Process example

For the Simple Process, a total of 40 sensors are treated. Then the number SS is quantified over the whole period of the study. In Fig. 9, a representative data set for the process modelling over 4 days with over 30 sensors in SS can be detected.

3.3. *Process modelling and validation*

The resulting data sets are then used to obtain an accurate model of the process (Fig. 10). In this study, ProSimPlus© software has been used. Among all of the collected data, some are used as input values to configure the model whereas others are used to check the model consistency regarding heat and mass balances. In case of conflict between simulated and measured values, the engineer is advised and asked for advice. Another model validation relies on a comparison between the global utilities bill and the energy consumption deduced from the model. Finally, missing data are then extracted to perform the energy diagnosis and HEN synthesis.

Application on the Simple Process example

Up to this point, all the process values can be defined. Fig. 10 shows for instance all the temperatures of the system, either they were deduced through statistical analysis (in brown) or by the process simulation model (in green). If the data are extracted from EDIFy, extra information is available such as standard deviation, CV, start and end point of the steady-state regime selected. Pressures and flowrates are also calculated but were not displayed on the graph so as to be more understandable.

Table 1 – Simple Process information for energy diagnosis.

Condition	Stream	FCp (kW/K)	Tin (°C)	Tout (°C)	Q (kW)
Hot	H1	2	180	40	280
Hot	H2	4	150	40	440
Cold	C1	3	60	180	360
Cold	C2	2.6	30	130	260

Table 2 – Pinch Analysis of the SP.

ΔTmin	Tpinch	$Q_{UC,min}$	$Q_{UH,min}$	MER
10 °C	145 °C	160 kW	60 kW	220 kW

Table 3 – SP Variations of input temperatures.

Variable streams	T_{mean}	σ_T	CV
H1	180 °C	18 °C	0.10
C1	60 °C	6 °C	0.10

Table 4 – SP Critical stream properties.

Critical stream	T_{min}	T_{mean}	T_{max}
C2	123.5 °C	130 °C	136.5 °C

As mentioned in Section 2, the study focuses on the streams C1, C2, H1 and H2. After the model validation through process simulation (not detailed in this paper), the nominal process values concerning the energy analysis can be extracted (see Table 1). Assuming a ΔTmin equal to 10 °C, the Problem Table Algorithm leads to the Minimal Energy Requirement given in Table 2. In Table 2, ΔTmin is the minimum approach temperature, Tpinch is the Pinch temperature of the system for ΔTmin, $Q_{UC,min}$ is the minimum cold utility heat load, $Q_{UH,min}$ is the minimum hot utility heat load and MER is the Minimum Energy Requirements as defined in Linnhoff and Hindmarsh (1983).

EDiFy methodology leads to information concerning the standard deviation observed on key values such as input temperatures of the future HEN. Table 3 displays the data for H1 and C1 streams.

Moreover, engineers identified the stream C2 as a critical stream. The boundaries are fixed according to the signal with a threshold of 99.7% ($\pm 3\sigma$) of the distribution. The target properties of C2 output temperature are displayed in Table 4.

4. Step 2 — synthesis of several HEN configurations

Given the hot and cold streams characteristics established in step 1, several HEN configurations have to be computed. In the RREFlex approach, a simultaneous method based on *Mixed Integer Linear Programming (MILP)* is selected to guarantee the efficient calculation of several configurations in case of industrial scale problem. CPLEX kernel is used through ILOG IDE software *(IBM)*. The formulation of the MILP model is based on the notion of *temperature interval* and *bipartite flow graph*.

As illustrated on Fig. 11, a process stream can be heated up or cooled down by several heat exchangers. A *temperature interval* of hot (resp. cold) stream is defined by input/output temperatures of a given heat exchange on the considered stream. For instance, hot stream H1 exhibits two exchanges on Fig. 11. Then, it is split into two temperature intervals:

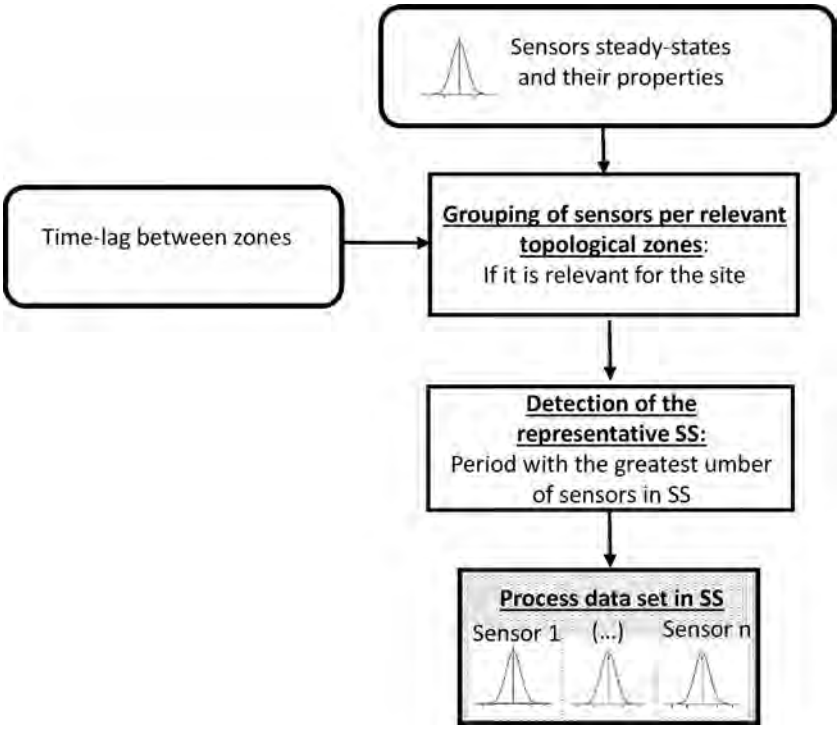


Fig. 8 – Sub-step 1b: global statistical analysis.



Fig. 9 – Process representative period in SS selection.

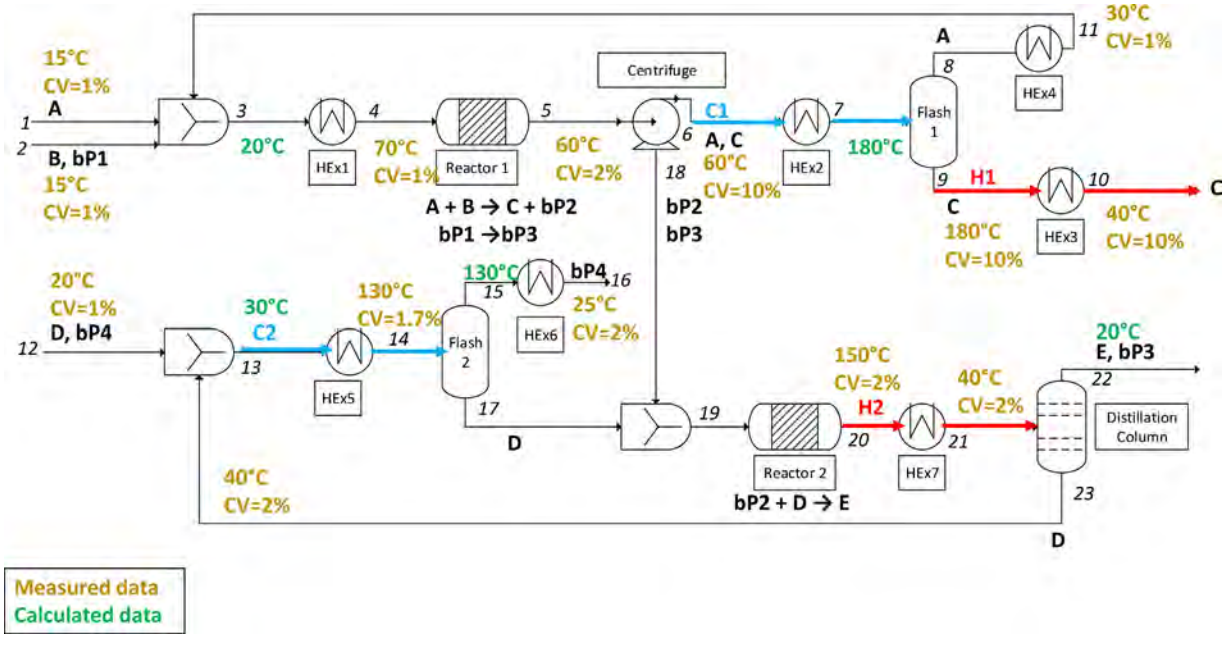


Fig. 10 – Simple Process at the end of step 1. (For interpretation of the references to colour in the text, the reader is referred to the web version of this article.)

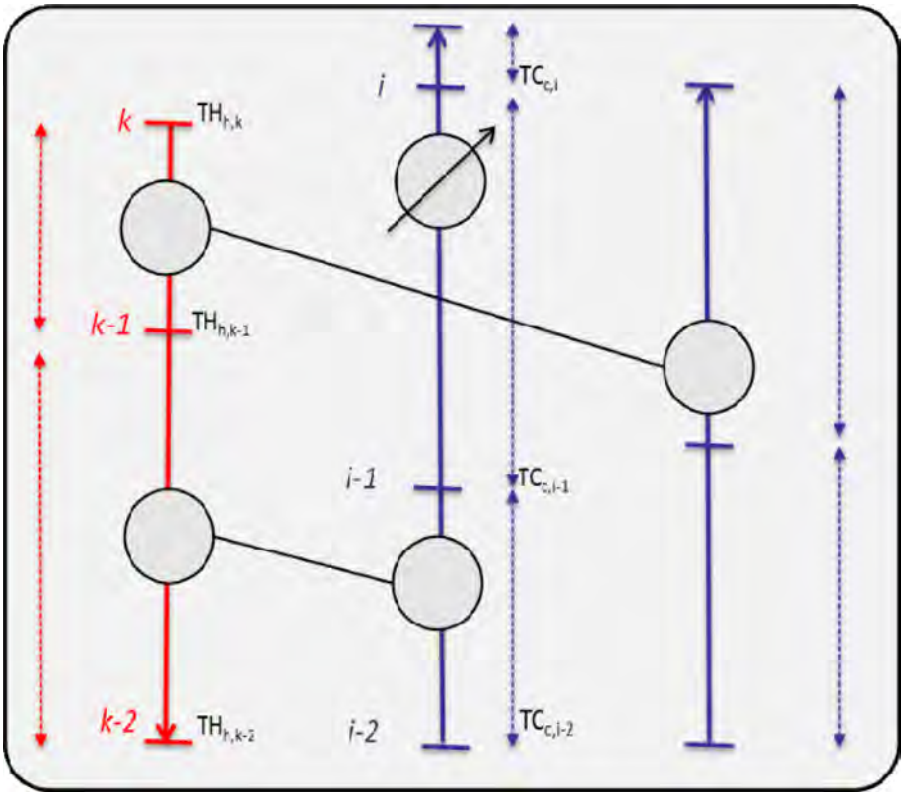


Fig. 11 – Notion of temperature interval.

$[TH_{h,k}, TH_{h,k-1}]$ and $[TH_{h,k-1}, TH_{h,k-2}]$. Nevertheless, the number of interval of each stream is a priori unknown, as well as the temperature defining the bounds of these intervals.

Thanks to such representation, the Heat Exchanger Network synthesis problem can be seen as a transshipment problem of energy from hot streams (on the left) toward cold streams (on the right). Formally, this classical problem can be modelled using a *bipartite flow graph with potential considerations*. The use of such a graphical and formal support allows a systematic and unambiguous construction of the MILP model. A vertex is associated to each stream of the problem. Parameters N_i define the maximum number of exchanges desired for stream i. This parameter is set a priori in order to control the complexity of the HEN topology. Indeed, the resulting HEN will be a priori all the more integrated as the N_i are high. As each stream i can be divided into N_i temperature intervals, each interval j is also associated to a vertex, named respectively $HI_{i,j}$ for hot stream and $CI_{i,j}$ for cold stream. These vertices are annotated with a potential $T_{i,j}$ corresponding to the output temperature of the corresponding interval. The two subset of vertices $HI_{i,j}$ and $CI_{i,j}$ respectively form the two subsets X1 and X2 of a classical bipartite flow graph. Parameter $Ndiv_i$ define the maximum number of division (or *sub-streams*) that an interval of a stream i can be subject to. The mixing of the sub-streams of a stream i is imposed to be isothermal. Thus, each interval of a stream i can exchange heat with a utility or with $Ndiv$ (at most) intervals of streams located on the other side.

Fig. 12 displays the bipartite flow graph for a system composed of 2 hot streams (H1 and H2) and 2 cold streams (C1 and C2), each stream participating in 4 exchanges at most. Vertices H1, H2, C1 and C2 on the graph represent respectively each stream. As an example, the potential exchanges of the third interval of hot stream 1 $HI_{1,3}$ is drawn (yellow and brown arrows).

The bipartite flow problem then evolved into an assignment problem between two sets of vertexes, where the flows are the heat exchanged between an interval k of a hot stream h to an interval i of a cold stream c or to a cold utility (and vice versa). Thus, each interval k of a hot stream h has to be paired up with an interval i of a cold stream c or with a cold utility. The physical constraints are easily deduced from the graph. These are written on the basis of:

- Flow balance on each node of the graph.
- Capacity constraints of each arcs.
- Assignment constraints for the binary variables.
- Potential between intervals in order to take into account the 1st and 2nd principles of Thermodynamic.

The complete nomenclature and equations of the model are given in the Supplementary material in Appendix A at the end of the paper.

4.1. *Application on the Simple Process example*

For the SP example, several configurations can be built when modifying model parameters such as the maximum intervals count N_i or the criterion formulation. For instance, Table 5 presents two configurations and the associated model parameters.

- *Configuration 01* that achieves the MER with no constraints on the number of heat exchangers in Fig. 13.
- *Configuration 02* that includes an additional constraint on the number of heat exchangers and consumes 40 kW more than the configuration 01 in Fig. 14.

The energy properties of both configurations are reported in Table 5.

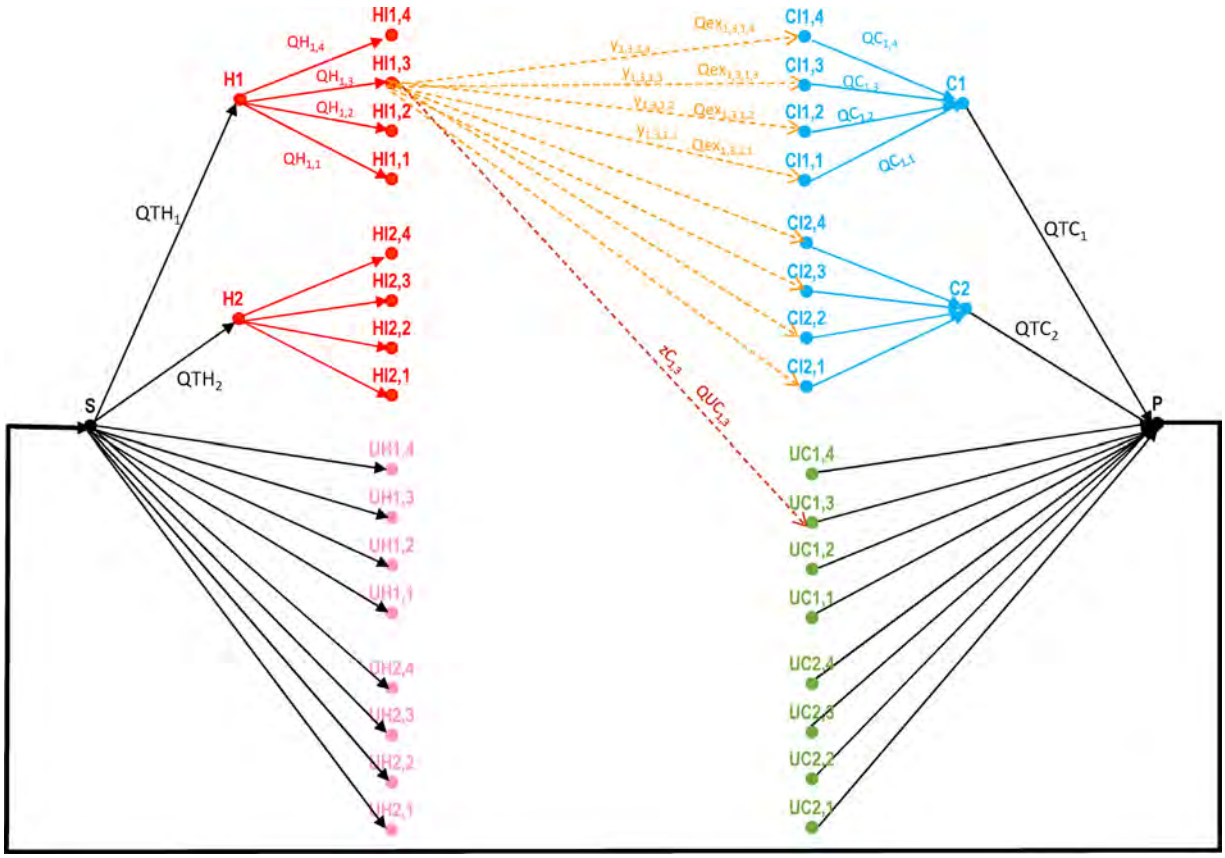


Fig. 12 – Bipartite flow graph of the illustrative example. (For interpretation of the references to colour in the text, the reader is referred to the web version of this article.)

Table 5 – HEN configurations properties.

Configuration	QUC	QUH	Heat exchanger count	Model parameter *Ndiv*	Number of heat exchangers constraint
01	160 kW	60 kW	8	4	10
02	200 kW	100 kW	5	4	5

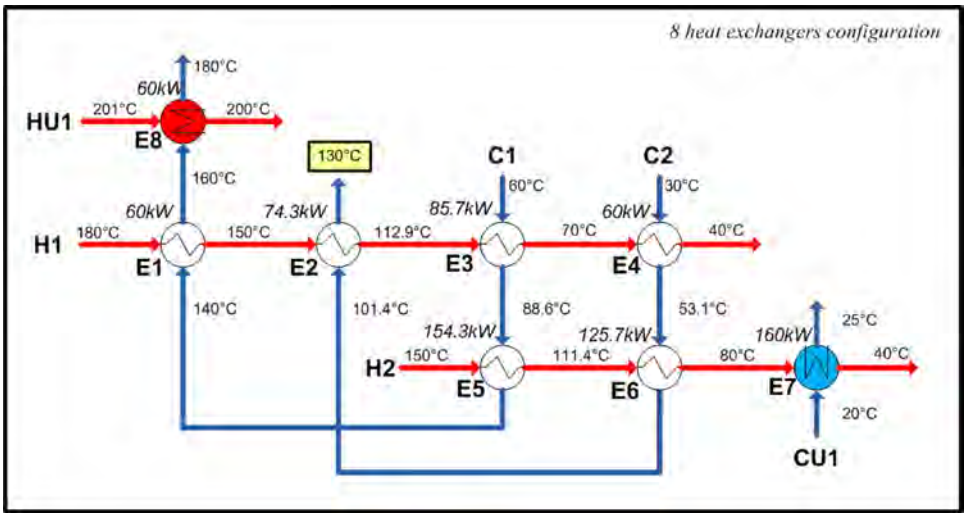


Fig. 13 – Configuration 01 (MER).

5. Step 3: assessment of robustness indicator

5.1. *HEN behaviour simulation*

The temperature of an inlet stream of a HEN is subject to variations following the normal distribution that was characterised as part of the previous steady-state regime. The simulation of the model response of a HEN is detailed in Floquet et al. (2016). Eq. (1) shows the basic linear model used to evaluate the output temperatures of a hot stream T^h_{out} and a cold stream T^c_{out} based on the input temperatures T^h_{in} and T^c_{in} for a counter-current heat exchanger displayed in Fig. 15.

$$\begin{pmatrix} T^h_{out} \\ T^c_{out} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} K_2 & 1-K_2 \\ 1-K_1 & K_1 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} T^h_{in} \\ T^c_{in} \end{pmatrix} \quad (1)$$

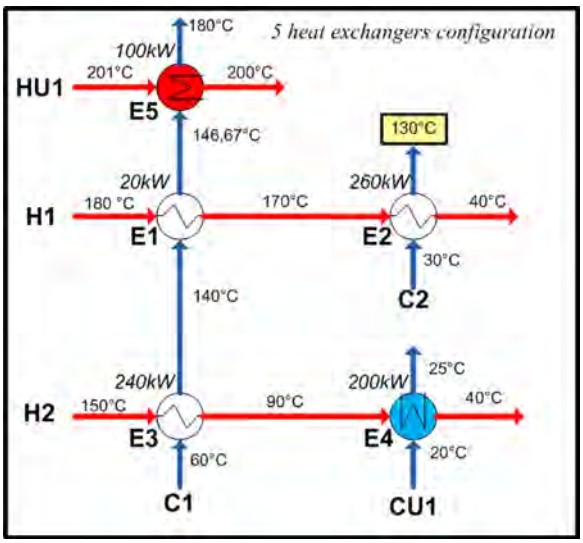


Fig. 14 – Configuration 02.

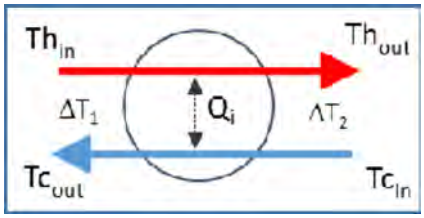


Fig. 15 – Counter-current heat exchanger.

where K_1 and K_2 depend only on heat exchanger characteristics (U, A, F_h, Cp_h, F_c, Cp_c) as shown in Eqs. (2) and (3):

$$K_1 = \left[\frac{(F_c Cp_c - F_h Cp_h)\, e^{UA\left(\frac{1}{F_h Cp_h} - \frac{1}{F_c Cp_c}\right)}}{F_c Cp_c e^{UA\left(\frac{1}{F_h Cp_h} - \frac{1}{F_c Cp_c}\right)} - F_h Cp_h} \right] \tag{2}$$

$$K_2 = \left[\frac{F_c Cp_c - F_h Cp_h}{F_c Cp_c e^{UA\left(\frac{1}{F_h Cp_h} - \frac{1}{F_c Cp_c}\right)} - F_h Cp_h} \right] \tag{3}$$

Calculation of the output temperatures of a whole HEN is based on solving the linear system $AT = b$ as shown in Eq. (4), where:

$$A: \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -K_2^{E_1} & K_2^{E_1} - 1 & 1 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ K_1^{E_1} - 1 & -K_1^{E_1} & 0 & 1 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & -1 & 0 & \dots & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & -K_2^{E_4} & K_2^{E_4} - 1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & K_1^{E_4} - 1 & -K_1^{E_4} & 0 & 1 \end{pmatrix} \times T: \begin{pmatrix} T^h_{in,E_1} \\ T^c_{in,E_1} \\ T^h_{out,E_1} \\ T^c_{out,E_1} \\ \dots \\ T^h_{in,E_4} \\ T^c_{in,E_4} \\ T^h_{out,E_4} \\ T^c_{out,E_4} \end{pmatrix} = b: \begin{pmatrix} T^{H2}_{in} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \dots \\ 0 \\ T^{C1}_{in} \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \tag{4}$$

- T is a vector composed of all the temperatures of the system. A system with n heat exchangers is displayed as an example in Eq. (4).
- The vector b includes all the known input temperatures of the system.
- A is the matrix gathering all the equations about each heat exchangers of the network and the connections between the exchangers as shown in Eq. (4).

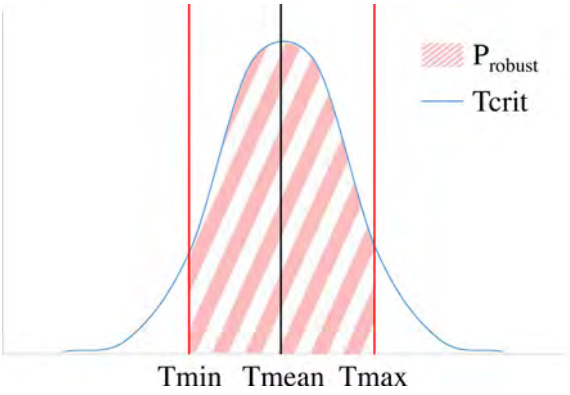


Fig. 16 – Robustness indicator P_{robust}.

Table 6 – Results of robustness study for the SP.

	P_{robust}	
Input variabilities	Config 01 (MER)	Config 02
H1 + C1	0.960	0.499

The linearity of the problem for a given HEN ensures that the response to normally distributed input temperatures will also be normally distributed, as long as the input temperatures are independent. The mean response of the system is obtained from the resolution of $A.T_{mean} = b_{mean}$. The variance of the response can also be calculated linearly by propagating the variance of each individual element. Only the system input temperatures are varied in this study.

5.2. *Evaluation of the HEN robustness*

The analysis of the HEN's response to variations in input temperatures yields the definition of a robustness indicator, which is used to compare several HEN designs for a given process. The robustness indicator is defined as the probability for the critical stream output temperature to stay within its tolerance limits [Tmin; Tmax], as shown in Fig. 16. The indicator is equal to 1 if 99.7% of the distribution (3σ) is within the boundaries.

Table 7 – Input variable temperature.

Variable stream	T_{mean}	σ_T	CV
C26	132.25 °C	9.52 °C	0.072

Application on the Simple Process example

The two HEN configuration responses to the variabilities of H1 and C1 were evaluated. The robustness was calculated with C2 as the critical stream and the results are displayed in Table 6.

After this study, the conclusion is that configuration 01 is more robust towards the identified variabilities and in regard of the selected critical stream. For the HEN 01, that reaches the MER, to be more robust is a rather unexpected result as it is more integrated. This confirms that it is essential to carry out this thorough data analysis to establish a robustness criterion.

6. Industrial case study

This methodology was applied on an industrial site of Vinyl Chloride Monomer (VCM) production. VCM production process is a complex process with an intricate structure due to several reactors and separation sections. Hence the robustness issue is vital to provide an efficient HEN for the process.

The VCM plant was studied in order to analyze and reduce its energy consumption. This process already has a few integrated heat exchangers. The first objective of the study is to establish an energy diagnosis to evaluate the current solution. Then calculate the robustness criterion over each HEN. Two networks are compared on this level.

6.1. Statistical analysis and steady state detection

From all the 198 sensors analysed with EDiFy, 165 sensors are part of the representative data set as they are all in steady-state regime over the same period. The whole process was modelled in ProSimPlus© (422 streams). The process model was validated with a maximum relative difference of 10% between redundant information on temperature, flowrates or pressure and the simulation values. Concerning the variations, the process is globally very stable (118 sensors under 2% of coefficient of variation). Many critical streams were identified as the process is well optimized. The energy diagnosis revealed that the hot utility usage can be reduced to 0 kW with a MER network configuration. Several scenarii will be established and analysed in terms of robustness in order to find a suitable HEN handling on-site constraints. Concerning the robustness analysis, two HEN are here-by presented.

6.2. HEN behaviour simulation

Two configurations were studied. The HEN were designed according to two scenarii:

- Scenario 1: all the process hot and cold streams were considered for the HEN design.
- Scenario 2: the already integrated streams were put aside to only reconsider streams relying on utilities.

One variation impacting critical streams is studied in particular. In both configurations, other variations were either coupled with utilities or not impacting critical streams. The stream variation properties are displayed in Table 7. The critical streams properties are displayed in Table 8.

Table 8 – Critical streams output temperature bounds.

Critical streams	T_{min}	T_{mean}	T_{max}
A23	165.20 °C	167.00 °C	168.80 °C
A17	217.35 °C	218.00 °C	218.65 °C

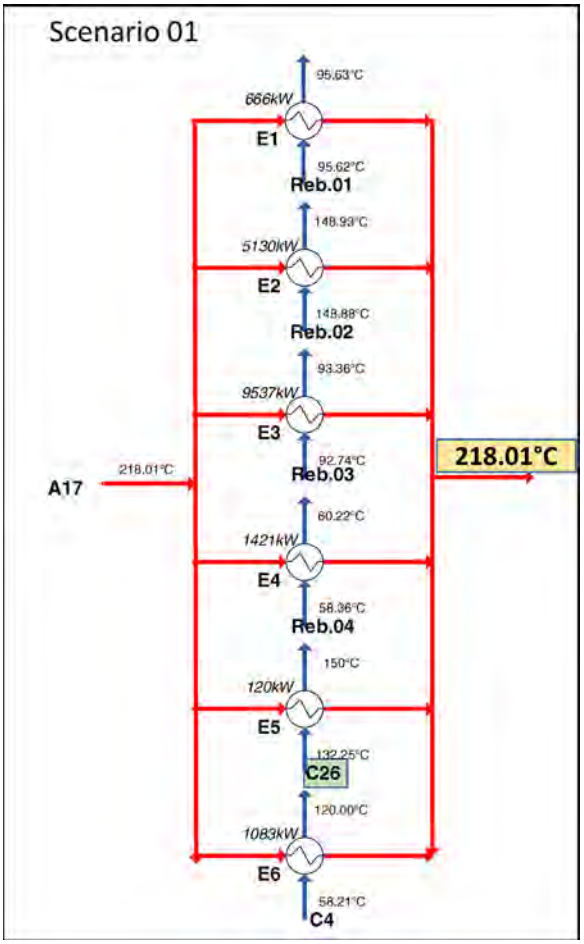


Fig. 17 – Partial HEN Scenario 01.

Table 9 – Robustness indicator results.

	P_{robust}	
Input variabilities	Config 01	Config 02
C26	1.0	0.73

The two parts of the HEN impacted by the disturbance are displayed in Figs. 17 and 18. Configuration 01 actually proposes a coupling different from what is already done on the actual process. Configuration 02 couples up the remaining streams. A17 (hot stream displayed in Fig. 17) which is part of an existing integration on the site has been left out of the study for configuration 02.

6.3. Robustness assessment

The robustness indicator was calculated upon each configuration and displayed in Table 9. The results show that by reconsidering the existing solution, a new coupling was highlighted (A17-C26) which is more robust than a HEN with only the non-integrated streams.

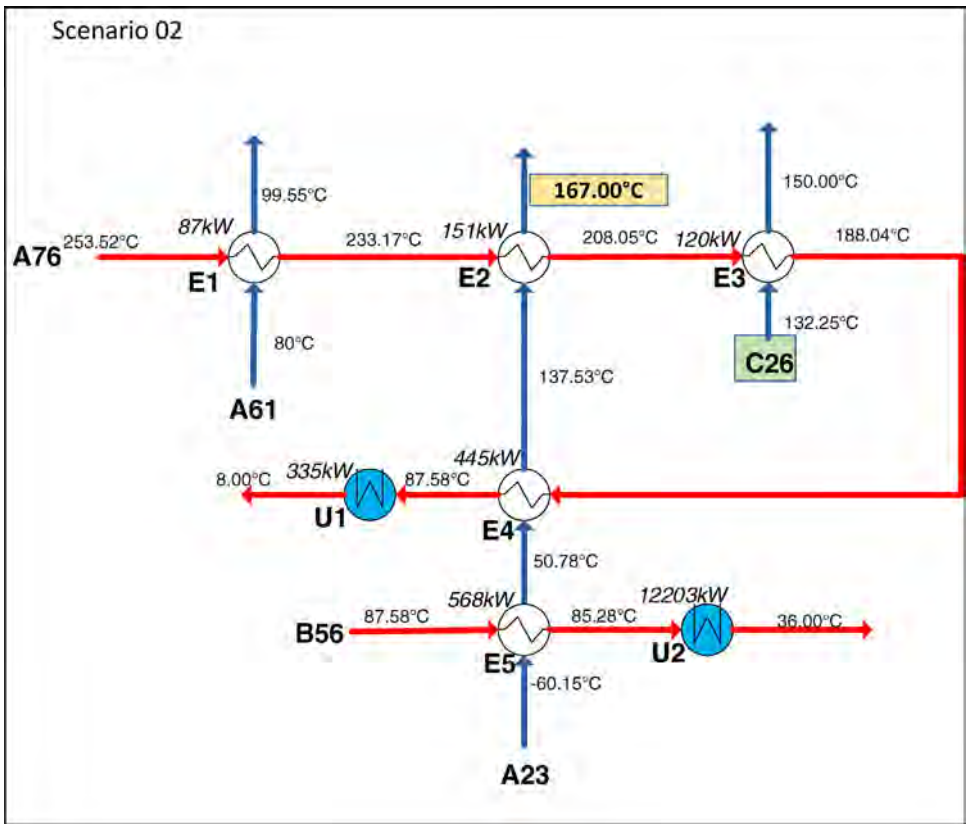


Fig. 18 – Partial HEN Scenario 02.

7. Conclusion

Over the last decades, Heat Exchanger Network design topic has been the subject of many studies leading to the development of several methodologies and software. Yet, from an engineer point of view, this task still remains a very arduous one because recovery solutions proposed by this method do not take all the constraints imposed by the site into account. To address this issue, RREFlex project proposes an original approach which consists in an iterative process relying on:

- An enhanced data collection to precisely identify the site constraints and specificities.
- The proposal and evaluation of several HEN configurations achieved by an optimization approach based on Mixed Integer Linear Programming (MILP) that minimizes energy consumption.
- The post-evaluation of the performances of these configurations with KPI relative to on-site considerations such as topology of the HEN or its flexibility in addition to more traditional indicators like energy consumption and global costs.
- A retroaction loop to take into account new constraints formulated by the engineer and the synthesis of new HEN to finally obtain configurations that will perfectly fulfill all the process constraints.

Among these constraints, robustness appears as one of the most crucial ones. In this article, the first level of flexibility has been addressed. It concerns the ability of the system to absorb disturbances ("noises" with low amplitude) without changing the flow rates of utilities. To enable RREFlex software to assess the robustness of a given HEN, a three-step methodology has been developed starting from an enhanced data collection for the calculation of enriched data for pinch key values (mean values and standard deviation of temperatures and coefficient of variation) and ending with the definition of a robustness criterion.

This methodology has then been successfully applied to an industrial case study. In the future, the robustness will be used as an optimization criterion in the model dedicated to the synthesis of HEN in order to obtain straightaway robust configurations. Moreover, other levels of robustness such as resilience, adaptability and management of intermittency will be addressed.

Acknowledgements

This work is part of the RREFlex project whose general goal is the development of software dedicated to the synthesis of flexible Heat Exchanger Networks (HEN). The LGC greatly acknowledge TOTAL and the ADEME (French Environment and Energy Management Agency) for the financial support of this project.

Appendix A. Supplementary data

Supplementary data associated with this article can be found, in the online version, at https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.11.036.

References

Barbaro, A., Bagajewicz, M.J., 2005. New rigorous one-step MILP formulation for heat exchanger network synthesis. Comput. Chem. Eng. 29 (9), 1945–1976.

Björk, K.-M., Westerlund, T., 2002. Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the

isothermal mixing assumption. Comput. Chem. Eng. 26 (11), 1581–1593.
Chen, L.C., Hung, P.S., 2004. Simultaneous synthesis of flexible heat exchange networks with uncertain source-stream temperatures and flow rates. Ind. Eng. Chem. Res. 43, 4451–4462.
Escobar, M., Trierweiler, J.O., 2013. Optimal heat exchanger network synthesis: a case study comparison. Appl. Therm. Eng. 51 (1–2), 801–826.
Escobar, M., Trierweiler, J.O., Grossmann, I.E., 2013. Simultaneous synthesis of heat exchanger networks with operability considerations: flexibility and controllability. Comput. Chem. Eng. 55, 158–180.
Floquet, P., Hétreux, G., Hétreux, R., Payet, L., 2016. Analysis of operational heat exchanger network robustness via Interval Arithmetic. Comput. Aided Chem. Eng. 38, 1401–1406.
Fukunaga, K. (Ed.), 1990. Introduction to Statistical Pattern Recognition. , Second Edition. Academic Press, Boston, pp. ii.
Furman, K.C., Sahinidis, N.V., 2002. A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century. Ind. Eng. Chem. Res. 41 (10), 2335–2370.
Gundersen, T., Naess, L., 1990. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. Heat Recovery Syst. CHP 10 (4), 301–328.
Isafiade, A.J., Fraser, D.M., 2008. Interval-based MINLP superstructure synthesis of heat exchange networks. Chem. Eng. Res. Des. 86 (3), 245–257.
Kourti, T., MacGregor, J.F., 1995. Process analysis, monitoring and diagnosis, using multivariate projection methods. Chemometr. Intell. Lab. Syst. 28 (1), 3–21.
Kresta, J.V., Macgregor, J.F., et al., 1991. Multivariate statistical monitoring of process operating performance. Can. J. Chem. Eng. 69 (1), 35–47.
Linnhoff, B., Hindmarsh, E., 1983. The pinch design method for heat exchanger networks. Chem. Eng. Sci. 38 (5), 745–763.
Masoud, I.T., Abdel-Jabbar, N., et al., 2016. Methodological framework for economical and controllable design of heat exchanger networks: steady-state analysis, dynamic simulation, and optimization. Appl. Therm. Eng. 104, 439–449.
Mehta, R.K.C., Devalkar, S.K., et al., 2001. An optimization approach for evolutionary synthesis of heat exchanger networks. Chem. Eng. Res. Des. 79 (2), 143–150.
Mikkelsen, J., Qvale, B., 2001. A combinatorial method for the automatic generation of multiple, near-optimal heat exchanger networks. Chem. Eng. Res. Des. 79 (6), 663–672.
Morar, M., Agachi, P.S., 2010. Review: important contributions in development and improvement of the heat integration techniques. Comput. Chem. Eng. 34 (8), 1171–1179.
Pereira, P.M., Fernandes, M.C., et al., 2017. FI2EPI: a heat management tool for process integration. Appl. Therm. Eng. 114, 523–536.
Pintarič, Z.N., Kravanja, Z., 2004. A strategy for MINLP synthesis of flexible and operable processes. Comput. Chem. Eng. 28 (6–7), 1105–1119.
Romagnoli, J.A., Sanchez, M.C., 1999. Data Processing and Reconciliation for Chemical Process Operations. Academic Press.
Saboo, A.K., Morari, M., et al., 1985. Design of resilient processing plants—VIII. A resilience index for heat exchanger networks. Chem. Eng. Sci. 40 (8), 1553–1565.
Smith, R., Jobson, M., et al., 2010. Recent development in the retrofit of heat exchanger networks. Appl. Therm. Eng. 30 (16), 2281–2289.
Sreepathi, B.K., Rangaiah, G.P., 2014. Review of heat exchanger network retrofitting methodologies and their applications. Ind. Eng. Chem. Res. 53 (28), 11205–11220.
Swaney, R.E., Grossmann, I.E., 1985. An index for operational flexibility in chemical process design. Part I: formulation and theory. AIChE J. 31 (4), 621–630.
Venkatasubramanian, V., Rengaswamy, R., et al., 2003. A review of process fault detection and diagnosis. Comput. Chem. Eng. 27 (3), 327–346.
Verheyen, W., Zhang, N., 2006. Design of flexible heat exchanger network for multi-period operation. Chem. Eng. Sci. 61, 7730–7753.
Yee, T.F., Grossmann, I.E., et al., 1990. Simultaneous optimization models for heat integration—I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. Comput. Chem. Eng. 14 (10), 1151–1164.
Yee, T.F., Grossmann, I.E., 1990. Simultaneous optimization models for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis. Comput. Chem. Eng. 14 (10), 1165–1184.