

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

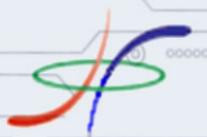
Département Génie Mécanique



PROJET DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Génie Mécanique

Thème:



APPLICATION DE LA PINCH TECHNOLOGY A L'OPTIMISATION
DU RESEAU D'ECHANGEURS DE L'UNITE DE PRODUCTION
DE GPL: EVALUATION ECONOMIQUE BASE 1998

Proposé et dirigé par:

*Mr M.A AIT-ALI
Mr S. LARBI*

Présenté par:

BENBRIM Lotfi

Promotion Juin 2006

Ecole Nationale Polytechnique
10, Avenue Hassane BADI BP 182 EL HARRACH - ALGER
Telephone: 021 52 14 98 - Fax: 021 52 29 73

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail

A ma mère,

A mon père qui a toujours été là pour moi et mes frères,

A mes deux frères Djalil et Nazim et à toute ma famille,

A ma Imène,

A mes amis proches,

A mes camarades de promotion.

LOTFI

Remerciements

Je remercie **DIEU** de m'avoir donné la force, la volonté et la patience d'achever mes études.

Je tiens à remercier mes promoteurs de l'école nationale polytechnique Mr Ait Ali et Mr Larbi qui m'ont encadré au cours de la réalisation de ce travail. Ainsi que Mr Dahmane de la division aval Arzew de Sonatrach et Mr Tiab de la même division Sonatrach Alger pour leurs disponibilité et leur aide au cours de mon stage.

Je tiens également à exprimer ma gratitude à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation pendant toute la durée de mes études, afin d'acquérir ce modeste savoir.

Je remercie tous mes amis particulièrement Zaki, Ali, Lotfi, Azzaba team et camarades de promotion ainsi que tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ma formation et à la réalisation de ce travail.

Lotfi

ملخص:

اردنا فى هذا العمل ان حشن المردود الطاقوي لمركب تمبيع غاز البترول باستعمال بنش تكنولوجيت، و هذا جوابا لسياسة الشركة الوطنية للمحروقات في تخفيض المستهلكات الطاقوية لدى مركباتها الصناعية. الكلمات المفتاحية: بينش تحسين , شبكة لأجهزة التبادل الحرارية , اقتصاد المشاريع .

Résumé :

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à l'optimisation d'un train de production de GPL par utilisation de « Pinch technology ». Il constitue une étude préliminaire d'un thème relatif à l'optimisation des consommations énergétiques d'une unité de production afin de répondre à la demande de la Sonatrach en pleine politique de minimisation des consommations énergétiques. Une nouvelle configuration de réseau d'échangeurs a été proposée dans ce cadre en substitution à la configuration existante de l'usine de séparation et de liquéfaction de GPL- GPIZ en service depuis 22 ans, afin de l'aligner aux performances des unités de production modernes.

Mots clés: Pinch technology, pincement, échangeur de chaleur, réseau d'échangeurs.

Abstract :

The work presented in this document is related to the optimization of a production train of LPG using "Pinch technology". It constitutes a preliminary study of a topic relating to the optimization of the power consumptions of a manufacturing unit in order to answer at the request of Sonatrach in full policy of minimization of the power consumptions. A new configuration of heat exchangers network has been proposed within this framework in substitution for the existing configuration of the factory of separation and liquefaction of LPG- GPIZ in service for 22 years, in order to align it with the performances of the modern manufacturing units.

Key words: Pinch technology, heat exchanger, heat exchangers network, heat recovery, split.

Nomenclature

\dot{Q} : flux thermique (kW).

C_p : chaleur spécifique (kJ/kg. °C)

CP : débit * chaleur spécifique (MW/°C)

ΔT : écart de température (°C)

ΔT_{\min} : écart de température minimum (°C)

\dot{Q}_{hmin} : flux thermique des utilités chaudes.(kW)

\dot{Q}_{cmin} : flux thermique des utilités froides.(kW)

R : Résidu (sans dimension)

U : coefficient de d'échange global. (W/m². °C)

N : nombre de courants du procédé (sans dimension)

U_{\min} : nombre minimum d'échangeurs. (Sans dimension)

U_{mer} : nombre minimum d'échangeur pour le minimum d'énergie requise (Sans dimension)

NA_p : Nombre de courants au dessous du point de pincement (Sans dimension)

Nb_p : Nombre de courants en dessus du point de pincement (Sans dimension)

ΔT_{lm} : écart de température logarithmique moyen (°C)

A : surface d'échange (m²)

C_u : coût d'utilité (US\$/an)

C_t : cout total (US\$)

C_i : coût d'investissement (US\$)

\dot{m} : débit massique (m³/h)

\dot{m}_c : débit massique du flux chaud (kg/s)

\dot{m}_f : débit massique de flux froid (kg/s)

T_c : Température du flux chaud (°C)

T_f : Température du flux froid (°C)

N_c : nombre de flux chaud (sans dimension)

N_f : nombre de flux froid (sans dimension)

Table des matières

<u>Introduction Générale</u>	1
---	---

Chapitre I : Généralités

I.1. L'Energie	3
I.2. L'alternative gazière	4
I.2. Les Gaz de pétrole liquéfiés	5
I.2.1. Présentation	5
I.2.2. Historique	6
I.2.3. Production et exportations algériennes	8
I.2.4. Liquéfaction et transport	9

Chapitre II : Station de liquéfaction de GPL

II.1. Equipements de la station de liquéfaction	11
II.1.1. Organes de Séparation	11
II.1.1.1. Les Déshydrateurs	11
II.1.1.2. Les Colonnes de séparation	12
II.1.2. Les utilités	15
II.1.2.1. Cycle frigorifique	15
II.1.3. Echangeurs de chaleur	15
II.1.3.1. Echangeurs tube-calendre	16
II.1.3.2. Aéroréfrigérants	18
II.2 Station GP1Z	18

Chapitre III : Méthodologie des calculs

III.1. Introduction	23
III.2. Optimisation des besoins en énergie	23
III.2.1. Courbes composites :	23
III 2.1.1. La courbe composite chaude	24
III.2.1.2. La courbe composite froide	25
III.2.2. Le point de pincement	25
III.2.2.1. Définition	25
III.2.2.2. Localisation graphique du point de pincement	26
III.2.2.3. Signification physique	27
III.2.3. La courbe grand composite	29
III.2.3.1. Les températures corrigées	30
III.2.3.2. Bilan thermique de l'intervalle de température	32
III.2.3.3. Localisation du point de pincement	33
III.2.3.4. Représentation Graphique: la "courbe Grand Composite"	33
III.2.4. Récapitulation	36
III.3. Optimisation de l'investissement	36
III.3.1. Le nombre minimum de raccordements	37
III.3.2. Cible Totale De Surface	38

III.3.3. Évaluation des frais financiers.....	40
III.3.4. Valeur optimale de ΔT_{min}	40
III.4. Intégration des colonnes de distillation.....	42

Chapitre IV : Synthèse du réseau d'échangeurs de chaleur

IV.1 Calcul simplifiée d'un échangeur de chaleur.....	45
V.1.1. Le coefficient de transfert.....	48
IV.2. Synthèse du réseau d'échangeurs.....	50
IV.2.1. Définition du problème.....	51
IV.2.2. Structure du réseau d'échangeurs de chaleur.....	51
IV.2.2.1. Représentation du réseau d'échangeur de chaleur.....	51
IV.2.2.2. Règles de faisabilité.....	52
IV.2.2.3. Règles heuristiques.....	56
IV.2.3. Méthode de synthèse.....	56

Chapitre V : Résultats et interprétations

V.1. Analyse du site.....	58
V.1.1. Compositions.....	58
V.1.2. Réseau d'échangeurs actuel.....	59
V.1.3. Courbes composites.....	61
V.2. Calcul de la pression de fonctionnement optimale du Deéthaniseur.....	62
V.3. Choix du ΔT_{min} Optimum.....	63
V.3.1. Coûts des utilités.....	63
V.3.2. Prix des échangeurs.....	64
V.3.3. Construction des courbes composites.....	64
V.3.4. Tableau et courbe des coûts.....	71
V.4. Design du réseau d'échangeurs de chaleur pour $\Delta T_{min}=10^{\circ}C$	73
V.4.1. Représentation des flux du procédé.....	73
V.4.2. Design au dessus du point de pincement.....	74
V.4.2. Design au dessus du point de pincement.....	75

Conclusion générale ;.....77

Bibliographie.....78

INTRODUCTION GENERALE

Autrefois le gaz naturel et les GPL étaient considérés comme des produits excédentaires. Avec la crise énergétique actuelle, qui peut prendre de plus en plus d'ampleur dans les années à venir compte tenu de la diminution des réserves pétrolières, ces produits sont devenus aussi recherchés que l'or noir. L'exploitation et le traitement de ces rares denrées nécessitent paradoxalement une consommation énergétique importante et les préoccupations sont alors de parer à ce contre-coup.

La récupération de l'énergie dans les principaux procédés industriels pétrochimiques n'est pas un objectif nouveau, mais il est évident que le coût actuel de l'énergie a modifié sensiblement les équilibres d'optimisation qui étaient choisis antérieurement. Par ailleurs, les perspectives à long terme des disponibilités de l'énergie mènent à une volonté d'utilisation rationnelle de cette énergie qui s'inscrit dans une politique mondiale de développement durable.

C'est à ce titre que la société nationale de transport, de raffinage, d'acheminement et de commercialisation des hydrocarbures (SONATRACH) s'est engagée dans une politique de minimisation des consommations énergétiques au sein de ces usines.

Dans le cadre de cette étude, on s'est intéressé au site de production jumbo GPL-GPIZ d'Arzew de la société nationale SONATRACH qui a été mis en service en 1984. Le but de cette étude est de rechercher les améliorations potentielles à apporter aux consignes opératoires de l'usine, et éventuellement proposer des modifications possibles dans le procédé afin d'aboutir à une rentabilité accrue des installations existantes.

Dans ce contexte, un choix d'utilisation d'une technologie d'optimisation des consommations énergétiques « la PINCH Technology » a été appliqué à une usine de production de GPL. En collaboration avec la division aval de la SONATRACH.

Lors de cette étude nous essaierons de réaliser cet objectif en vérifiant l'optimalité des paramètres opératoires du réseau d'échangeurs, sur les bases récentes de la Pinch technology.

Nous tenterons aussi d'identifier les causes des inefficacités dans le procédé actuel pour proposer des modifications. Il sera également question de définir des cibles de consommations minimales et un potentiel d'économie maximal.

En regroupant ces objectifs par une démarche structurée nous proposerons enfin une nouvelle configuration de réseau d'échangeurs en privilégiant l'inter échange c'est-à-dire les échanges entre flux du procédé pour avoir le moins possible à utiliser des utilités énergétiques.

Le document présenté est réparti en cinq chapitres : le premier est relatif aux généralités, le second concerne la description de station de liquéfaction du GPL, le troisième traite la méthodologie utilisée pour l'optimisation du procédé, le quatrième est relatif au design du réseau d'échangeurs et enfin le cinquième est réservé aux résultats et discussions. Nous terminerons le document par une conclusion finale dans laquelle on mettra en relief notre contribution ainsi que les perspectives à envisager dans l'avenir pour compléter cette étude préliminaire.

CHAPITRE I

GENERALITES

I.1 L'énergie :

L'étymologie du terme « *énergie* » est le mot grec « *energós* » qui signifie: en opération. Ce terme n'a cessé de prendre de l'importance à travers les siècles, pour devenir enfin, la préoccupation primordiale du monde actuel.

Les ressources énergétiques ont longtemps été uniquement d'origine fossile et leur utilisation irrationnelle et unipolaire pourra mettre en péril les réserves qui seront ainsi menacées d'épuisement de façon irréversible.

Au rythme des consommations actuelles, les experts prévoient un épuisement quasi-total d'ici 40 ans pour le pétrole et 70 ans pour le gaz [1]. Ces prévisions, accentuées de façon draconienne par les spéculations du marché d'hydrocarbures, sont parmi les principales causes de la flambée des prix du pétrole actuellement.

Avec la perforation de la couche d'ozone, les défis énergétiques ne sont plus uniquement quantitatifs mais doivent aussi être viables et adhérer à la notion de développement durable pour une utilisation rationnelle de l'énergie.

La figure 1.1 montre l'évolution de la consommation énergétique mondiale, la démographie et les émissions de gaz CO₂ au cours des années. Il est à noter que l'augmentation de la consommation énergétique et la pollution évoluent de façon croissante et vertigineuse ces dernières années.

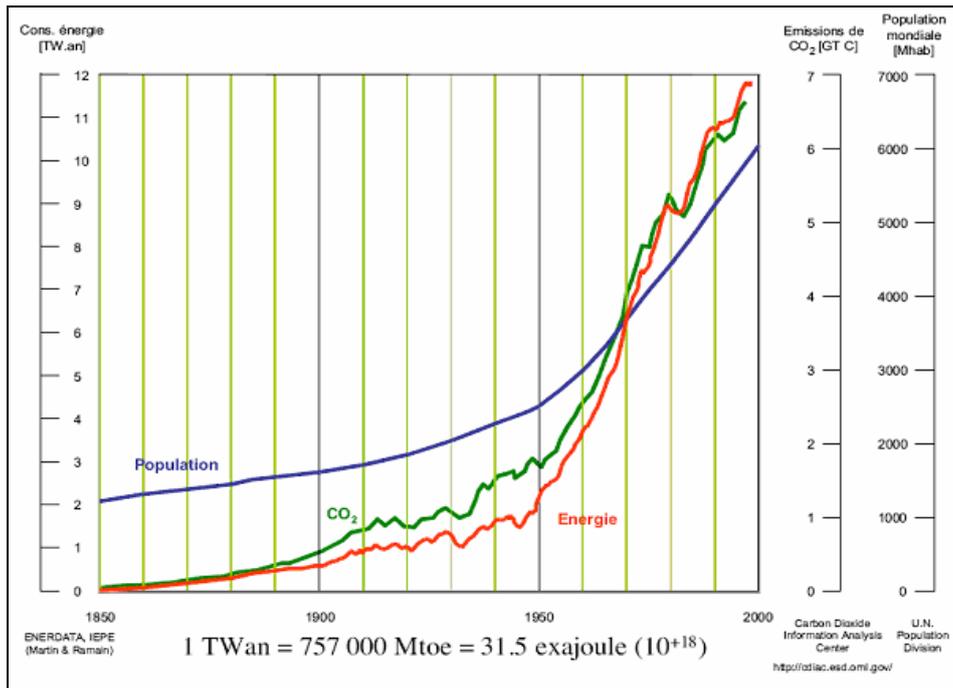


Figure 1.1 : Evolution de la consommation de l'énergie au cours des ans.[1]

I.2. L'Alternative gazière :

Le gaz considéré jusqu'à lors comme une énergie moins riche que le pétrole est l'alternative la plus utilisée actuellement et la plus convoitée. Grâce à des réserves abondantes estimées à 404.400Gm³[1], le gaz pourrait couvrir la consommation mondiale des 70 prochaines années [1]. Moins polluants et techniquement plus exploitable que les autres sources d'énergies il pourrait faire face à une concurrence de plus en plus rude au nucléaire. De plus, les chercheurs ne cessent de développer des combustibles à base de gaz. Utilisé aussi à des fins de chauffage domestiques et pour produire de l'électricité, sa consommation mondiale a doublé ses dix dernières années et il a un avenir très prometteur.

L'Algérie, dotée d'un potentiel gazeux important (2,6% des réserves mondiales), affirme sa position de second exportateur mondial par le biais de la SONATRACH (Société nationale de transport, de recherche, d'acheminement et de commercialisation des hydrocarbures, créé le 31 décembre 1963). Les exportations algériennes de gaz ont atteints 5294 millions de m³ en 2005.

La figure 1.2 illustre clairement les tendances énergétiques mondiales ainsi que les vecteurs cibles où le gaz occupe une position compétitive par rapport aux autres formes d'énergie.

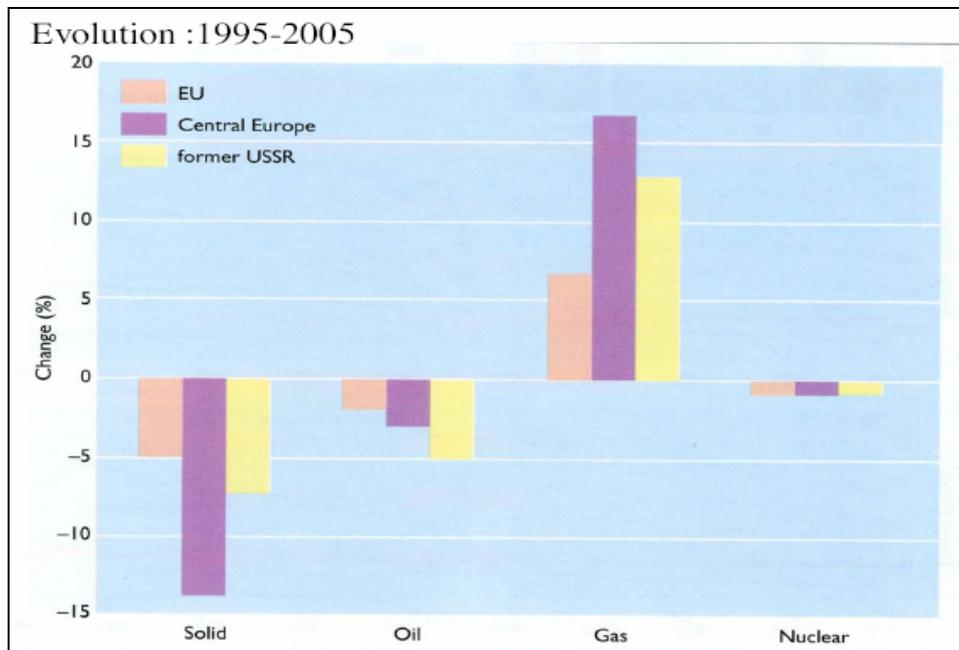


Figure 1.2 : Tendances des différentes sources d'énergie [1]

I.3 Les Gaz de pétrole liquéfiés :

I.3.1 Présentation :

La découverte des gaz de pétrole liquéfiés remonte à 1859 aux états unis. En Algérie, le pétrole brut a été découvert en 1956 à Hassi Messaoud.

L'appellation « GPL » désigne les gaz comme le butane et le propane, qui proviennent du raffinage du pétrole (environ 40%) ou de l'épuration du gaz naturel (environ 60%). Dans le langage courant, les GPL sont devenus le GPL, même s'il s'agit de plusieurs gaz.

Ces produits, gazeux dans les conditions normales de température et de pression, peuvent être facilement liquéfiés, rendant ainsi leur manipulation très aisée. Les GPL sont également des produits négociés sur les marchés internationaux d'hydrocarbures.

Au cours du processus de raffinage, la production moyenne de GPL est estimée de 20 à 40 kg par tonne de pétrole brut. Ces variations dépendent bien évidemment de la qualité du pétrole brut mais aussi des équipements de raffinage.

Grâce à leur fort pouvoir calorifique (24 000 Kcal/m³ pour le Propane et 31 000 Kcal/m³ pour le Butane), à leur grande pureté et à la propreté de la combustion de ces gaz (environ 24% de CO₂ en moins), ainsi qu'à la commodité de leur transport, les GPL sont largement utilisés dans les secteurs : industriel, commercial, domestique et depuis 1979 comme carburant automobile. Le propane est d'autant plus utilisé lorsque de forts débits de combustible sont requis, surtout pour des applications industrielles.

La figure 1.3 montre les pourcentages de GPL utilisés par différents secteurs.

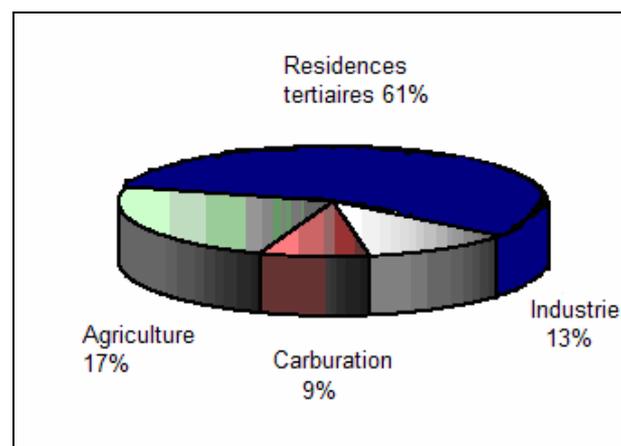


Figure1.3 : Consommations de GPL par secteur en 2004 [2].

I.3.2 Historique :

Les Gaz, furent longtemps considérés comme étant des sous produits de la distillation du pétrole et ils étaient envoyés brûler à la torche. Au cours du processus de croissance du marché des produits pétroliers, un ingénieur de la Riverside Oil Company a découvert les Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL).

Le 24 décembre 1910, H. Stukeman a réussi pour la première fois à obtenir les 658 premiers litres de GPL liquide. Ce dernier se trouvait depuis un certain temps confronté au

problème de l'évaporation des essences minérales (extraites du gaz naturel associé aux gisements de pétrole) qui étaient stockées dans des bacs à ciel ouvert. Pour limiter ses pertes, il eut l'idée de récupérer les vapeurs et d'essayer de les condenser. Ainsi étaient nés les Gaz de Pétrole Liquéfiés.

Ce n'est qu'en 1912 que fut expérimentée la première installation domestique au GPL. Dans la même année, la carburation automobile au GPL fit ses premiers pas. Le pré-développement de cette invention a pris cependant une dizaine d'années. En 1922, les statistiques officielles font état de 417 tonnes de GPL vendues dans l'ensemble des Etats-Unis. Les compagnies pétrolières ont commencé à s'intéresser au GPL et sa commercialisation a débuté en 1927. L'impulsion est alors donnée et en 1930, 20 ans après leur découverte, la consommation de GPL aux Etats-Unis atteignait 32 200 tonnes.

En 2004 la Production mondiale de GPL a atteint 213 Millions de tonnes. La consommation mondiale de GPL augmente d'environ 3% tous les 10ans, la commission « prospective stratégie et économie du gaz dans le monde », communément dénoté « J », de l'union internationale de l'industrie du gaz a conclu lors d'une étude sur les perspectives à long terme (2030) du gaz dans le monde qu'il y aura un développement rapide et substantiel du marché gazier pour répondre à une demande qui quadruplera d'ici à l'horizon 2030.

La figure 1.4, montre l'évolution de la consommation mondiale de gaz entre 1971 et 2004.

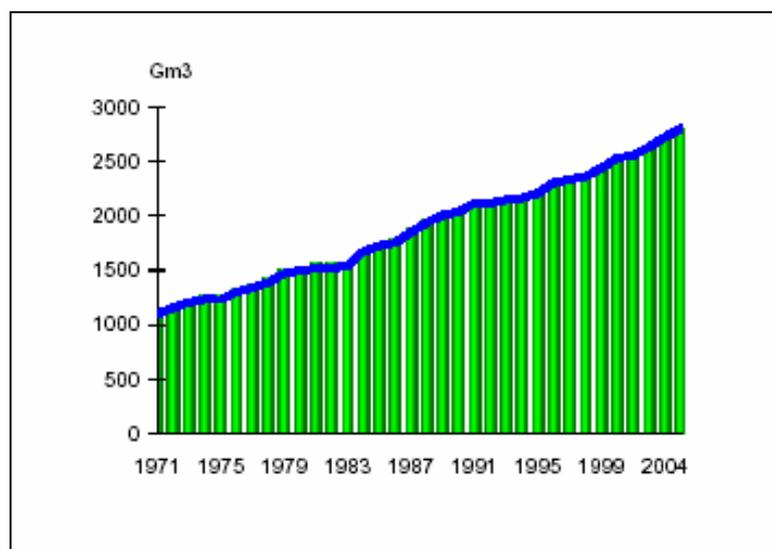


Figure1.4 : Evolution de la Consommation mondiale de GNL+GPL [2].

1.3.3. Production et exportations algériennes :

Le premier complexe industriel de traitement et de séparation de GPL en Algérie (GP2Z) a été mis en exploitation en 1973 à Arzew. Ce fut un des premiers au monde. Près de 85 % de la production des GPL proviennent des unités de traitement de gaz des champs de Alrar , Hassi R'mel, Stah, Tin Fouyé Tabenkort, Hamra, Rhourde Nouss, Hassi Messaoud, Berkaoui, et OuedNoumer.

La production totale des GPL est transportée via le pipe LR1 (998 km), lui-même relié au Centre de Stockage et de Transfert (CSTF) situé à Hassi R'mel où ils sont débarrassés des éventuelles traces d'eau avant d'être expédiés vers la station de pompage SP4, puis acheminés vers les complexes de séparation d'Arzew (GP1Z et GP2Z) et Béthioua. Le reste de la production provient des unités GNL de Skikda,

En 2005, les exportations algériennes ont atteint 29% pour le GPL, ce qui classe l'Algérie au rang de deuxième exportateur mondial des GPL après l'Arabie Saoudite : l'Algérie en a exporté plus de 7,28 millions de tonnes en 2004. Sur les quatre continents, 23 pays ont été approvisionnés. La Méditerranée représente le principal client de la Sonatrach, avec plus de 80 % des exportations. Elle est suivie par les états unis avec 14%, l'Amérique Latine 3%, l'Asie 2% et l'Europe du Nord 1%.

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connu des changements profonds, notamment en termes de production, d'exportation et de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières, lancé au début des années 90, a fait bénéficier aujourd'hui la Sonatrach de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production des GPL a suivi une croissance soutenue. Cette croissance devra atteindre un volume de 11 millions de tonnes avec la mise en service des nouvelles installations.

La figure 1.5 montre les perspectives d'exportation des GPL entre 2005 et 2007.



Figure1.5 : Perspectives d'exportations algériennes de GPL [3].

I.3.4 Liquéfaction et transport :

Les premières expériences de liquéfaction du gaz naturel remonte à 1934 en URSS et à 1940 aux Etats-Unis. Ce n'est qu'en 1961 que fut entreprise la réalisation du projet *CAMEL*, premier projet de transport de GNL dans le monde en vue d'exporter le gaz du gisement de Hassi R'Mel.

Liquéfiables à de basse pressions, Les GPL ont vu le jour bien avant ces dates. L'année 1870, est considéré comme étant l'année de la naissance de la première forme commerciale de GPL en Angleterre, quand « Pinschtgas » a mis sur le marché le butane liquide à usage domestique. En 1907, « Blaugas » a entrepris la distribution de GPL aux fermes américaines, en 1910, en Virginie, Etats-Unis. M. Stukeman, ingénieur de la raffinerie « Riverside Oil Company », parvient à limiter l'évaporation des essences minérales extraites du gaz naturel qui étaient conservées dans des bacs à ciel ouvert en récupérant leurs vapeurs et en les liquéfiant. Très rapidement, l'utilisation des GPL s'étend.

Les gaz de pétrole liquéfiés sont des hydrocarbures composés majoritairement de groupes en C3 et C4, le propane (C₃H₈) et le butane (C₄H₁₀) sont les principaux composants. Ces produits gazeux peuvent être facilement liquéfiés à pression atmosphérique ou à une pression plus élevée résultant d'un choix technico-économique.

Ces gaz se présentent sous une forme gazeuse à des températures supérieures à leurs températures d'ébullition. A des températures inférieures, ils deviennent liquides et leurs volumes sont réduits d'un facteur 239 pour le butane et de 311 pour le propane.

Le tableau 1.1 donne quelques propriétés physiques des gaz, butane et propane.

Tableau 1.1 : Quelques propriétés physiques des gaz butane et propane

Nature du gaz	Point d'ébullition (°C)	Densité du Liquide (kg/m ³) à 15 °C	Densité du Gaz (kg/m ³) à 15 °C
Butane	0.5	570-580	1.9 -2.1
Propane	-42	500-510	1.4 -1.55

On passe alors des gaz de pétrole aux gaz de pétrole liquéfiés, appelés GPL qui pourront être transportés et stockés (dans des cuves adaptées à leur transport et isolées thermiquement). C'est sur cette base, qu'est née le principe d'une usine de liquéfaction. Il s'agit alors de réfrigérer le gaz à travers des échangeurs (après avoir été séparé) jusqu'à sa température de condensation pour obtenir le gaz liquéfié.

Outre le gain de volume, la liquéfaction offre la possibilité d'accéder à des marchés lointains et une flexibilité de la clientèle. Le transport des GPL des lieux de production jusqu'aux lieux de consommation est assuré par voie maritime (Sonatrach dispose d'une flotte de six transporteurs de GPL), ou par voie terrestre. Les navires assurant le transport par voie maritime sont des butaniers ou des propaniers. Parmi les moyens de transport des GPL par voie terrestre, on peut citer :

- Les pipelines ;
- Les wagons citernes, camions citernes et les bouteilles.

STATION DE LIQUEFACTION DE GPL

II.1 Equipements de la station de liquéfaction :

Le train de liquéfaction du GPL se compose de sections de traitement, de séparation et de refroidissement des gaz. Les gaz provenant des sphères d'alimentation arrivent au train à pression constante.

II.1.1 Organes de Séparation

La séparation est utilisée dans le domaine chimique, pétrolier, pétrochimique et dans d'autres industries. Elle est également le principe fondamental de la plupart des aspects de contrôle de l'environnement. Etant donné que la technique de séparation exige généralement un investissement important en frais d'exploitation, l'impact sur la rentabilité est considérable dans les procédés exigeant une telle technologie. De même, la croissance de nouvelles industries basées sur les biotechnologies et l'électronique par exemple, exige l'utilisation de technologie de pointe en matière de séparation ou le développement d'autres techniques additionnelles.

II.1.1.1 Les Déshydrateurs

Le déshydrateur est un dispositif relativement simple. Il ne comporte aucun organe mobile et n'a besoin d'aucune alimentation d'énergie externe.

Comme le montre la figure 2.1, le gaz humide entre près du fond du déshydrateur, au-dessous de la grille de soutien. La grille de soutien et le pré-lit de boules en céramique empêchent les comprimés déshydratants de tomber vers le bas dans le carter de vidange. Le gaz humide passe de bas en haut à travers un lit de séchage. Quand le gaz entre en contact avec la surface des comprimés, les sels déshydratants éliminent la vapeur d'eau du gaz. Pendant que le déshydratant prélève la vapeur d'eau du gaz, les gouttelettes passent au carter de vidange au fond du déshydrateur à travers le lit de séchage. Ce processus de formation de saumure dissout graduellement le déshydratant.

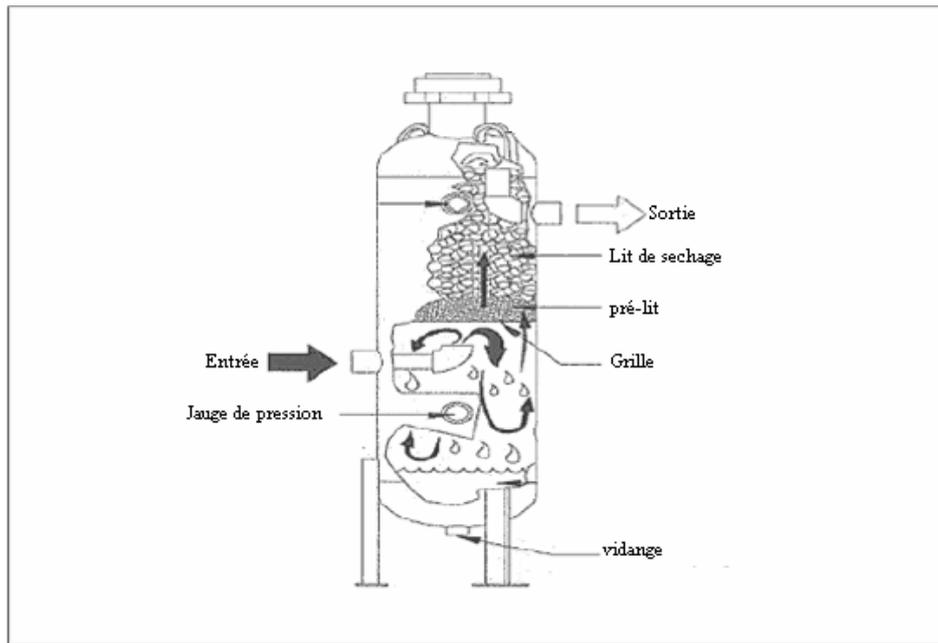


Figure 2.1 : Schéma d'un Déshydrateur [4].

La saumure cumulée au fond du carter peut être périodiquement vidangée. Avec un lit de séchage de profondeur suffisante, le gaz atteint le contenu d'humidité d'équilibre avec le déshydratant avant qu'il n'atteigne le dessus du lit de séchage. Pour éviter de stopper la production, la plupart des installations utilisent deux déshydrateurs au minimum : l'un en service de séchage et l'autre de vidange au fond du déshydrateur en régénération.

II.1.1.2 Les Colonnes de séparation

La distillation est un processus consommateur d'énergie. Elle est employé à environ 95% dans toute la séparation liquide en industrie chimique et représente environ 3% de la consommation énergétique mondiale [3].

Le principe de la distillation est basé sur la séparation des composants d'un liquide à plusieurs constituants grâce à la différence entre les points d'ébullition de ces composants. A titre d'exemple, supposons que nous avons un liquide à deux composants A et B (on parle alors d'une mixture binaire), le composant A ayant un point d'ébullition de 80°C et le composant B ayant un point d'ébullition de 110°C. Le composant A est dit plus volatil que le composant B, car son point d'ébullition est le plus faible.

La figure 2.2 montre le diagramme du point d'ébullition. Quand le liquide est composé uniquement du produit A (donc du produit A pur), la fraction molaire de A est 1 et le point d'ébullition du liquide est de 80°C. Quand le liquide est composé de produit B pur, la fraction molaire de A est nulle et le point d'ébullition est de 110°C. Si le liquide est un mélange des composants A et B, le point d'ébullition sera entre 80°C et 110°C.

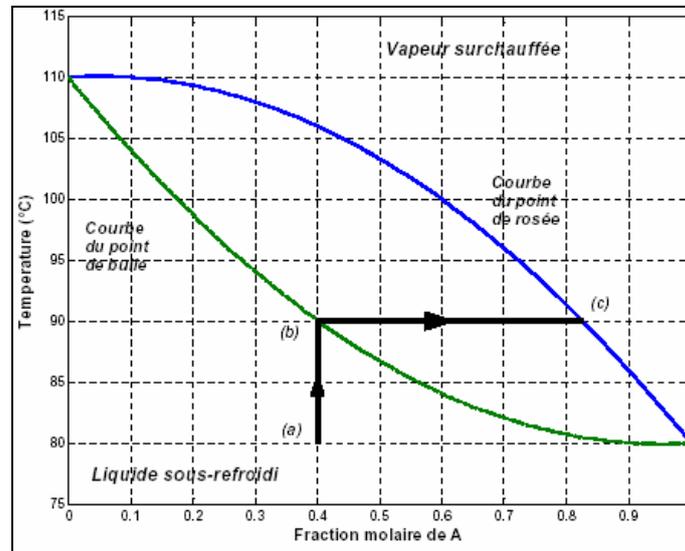


Figure 2.2 : Diagramme du point d'ébullition [5]

Sur le diagramme ci-dessus, on retrouve deux courbes : celle de dessus est la courbe du point de rosée (dew-point), le point de rosée est la température à laquelle la vapeur saturée commence à se condenser. Au-dessus de cette courbe, la vapeur est surchauffée et il n'y a pas de condensation. La courbe du dessous est la courbe du point de bulle (bubble-point). Le point de bulle est la température à laquelle le liquide commence à bouillir. Sous cette courbe, le liquide est dit sous-refroidi, i.e., qu'il est trop froid pour générer de la vapeur.

L'alimentation de la colonne (Feed) se situe approximativement au milieu de la colonne, comme le montre la figure 2.3. Le liquide à descendant dans la colonne, plateau par plateau, sous l'effet de la gravité, alors que la vapeur a un mouvement ascendant vers le haut de la colonne.

La vapeur du plus haut plateau est condensée sous forme liquide, liquide qui est stocké dans un réservoir et dont une portion (le reflux) sera recyclée, alors qu'une autre portion (le

distillat), sera le produit distillé final ayant une grande concentration du composant léger. Une partie du liquide située au plateau inférieur (au bas de la colonne) est retirée du circuit et contient une concentration élevée de la composante lourde (la fraction fond ou « bottom »). L'autre partie est vaporisée dans le rebouilleur et retournée à la colonne de distillation (boilup).

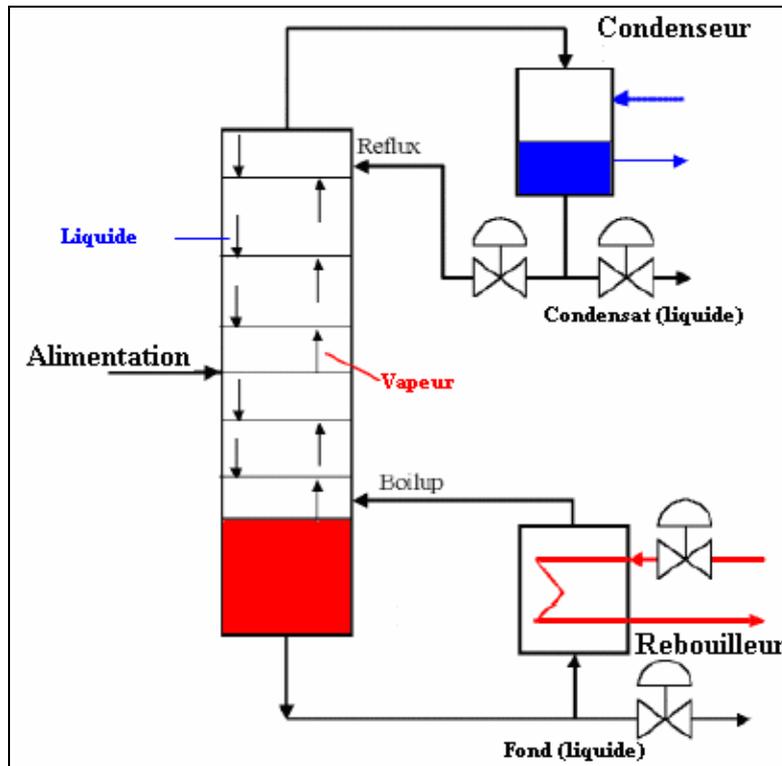


Figure 2.3 : Schéma d'une colonne de distillation

La section de la colonne de distillation, qui est au dessus du plateau recevant l'alimentation est nommée la section d'enrichissement ou de rectification. A cet endroit, la concentration du composant léger va en augmentant au fur et à mesure que l'on monte dans la colonne de distillation.

La section en dessous du plateau recevant l'alimentation est appelée : section de revaporisation (stripping). Dans cette section, la concentration du composant léger va en diminuant au fur et à mesure que l'on s'approche du bas de la colonne.

Chaque plateau recueille une certaine quantité de liquide provenant du plateau supérieur et qui descend ensuite vers le plateau inférieur. Pour permettre à la vapeur qui remonte de

chauffer le liquide, on la fait passer à travers le liquide. Pour ce faire, chaque plateau est percé de trous bloqués par des valves afin de ne permettre que le passage de la vapeur.

II.1.2 Les utilités :

II.1.2.1 Cycle de réfrigération :

La fonction d'un cycle de réfrigération est de faire passer sans interruption l'énergie calorifique d'une région à basse température à une région à température élevée. La figure 2.4 montre le principe de fonctionnement d'un cycle de réfrigération, où : \dot{Q}_L , correspond à l'énergie calorifique cédée par la section réfrigérée, \dot{Q}_H , est l'énergie calorifique cédée au milieu extérieur et \dot{W} est le travail de compression.

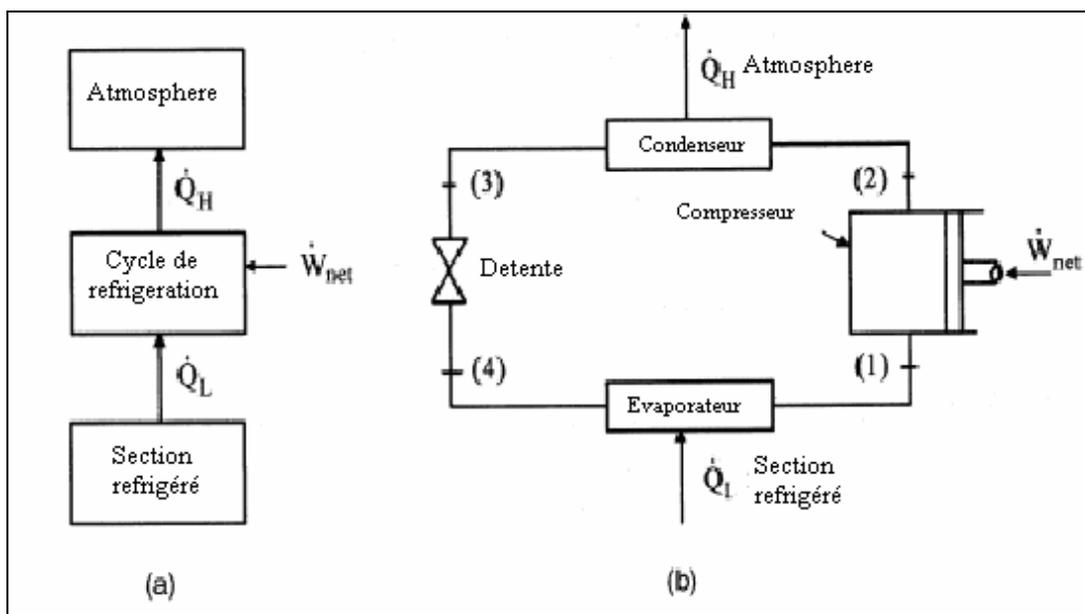


Figure 2.4: Schéma d'un cycle frigorifique

II.1.3 Echangeurs de chaleur :

Un échangeur de chaleur est un dispositif de transfert d'énergie thermique d'un fluide chaud à un fluide froid. Ils constituent les éléments essentiels dans un large éventail de systèmes énergétiques, tels que : les automobiles, les ordinateurs et les centrales de production d'énergie.

Dans les industries chimiques et de procédés, des échangeurs de chaleur sont utilisés pour stériliser, distiller, pasteuriser, fractionner, cristalliser, ou contrôler les flux de fluides et les taux de réaction chimique.

II.1.3.1 Echangeurs tube-calendre :

Parmi les divers types d'échangeur de chaleur rencontrés, les échangeurs de chaleur de type : tube- calendre, sont largement utilisés dans un certain nombre d'applications industrielles. Dans ce type d'échangeurs de chaleur, un fluide s'écoule à l'intérieur des tubes, tandis que l'autre fluide traverse la calendre autour des tubes dans un arrangement de croisement de flux. La figure 2.5 montre des photos d'échangeur de chaleur tube- calendre.



Figure 2.5 : Photos d'un échangeur de chaleur tube- calendre

Ces échangeurs de chaleur, ont plusieurs avantages qui ont contribué à leur adoption presque universelle dans un large champ d'applications. Ils peuvent être adaptés aux besoins aisément suivant le type de fluide de fonctionnement, la pression de fonctionnement et les conditions de température.

La figure 2.6 donne un schéma détaillé d'un échangeur de chaleur de type tube-calendre.

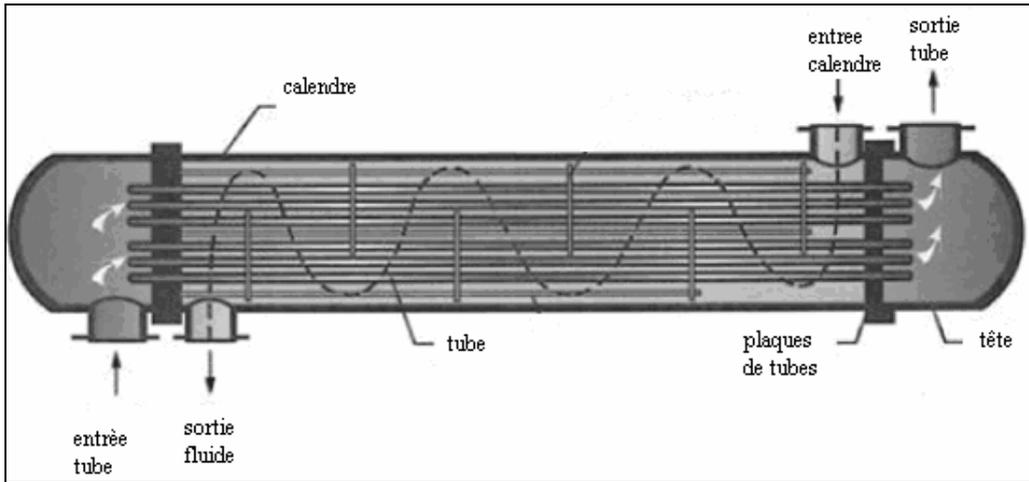


Figure 2.6 : Schéma d'un échangeur de type tube-calendre [6]

Ces échangeurs de chaleur sont caractérisés par une surface d'échange relativement grande. Le nettoyage et tout autre entretien, tel que le remplacement périodique des garnitures et des tubes, sont d'un usage simple. Leur large utilisation ainsi que leur fiabilité leur ont conféré un caractère très évolutif en terme de technologie de conception et de fabrication.

Des exemples communs d'application de ces échangeurs de chaleur sont les générateurs de vapeur, les condensateurs, les vaporisateurs, les chauffe-eau d'alimentation, les rebouilleurs, les refroidisseurs et les échangeurs de chaleur des procédés de raffinage du pétrole et des industries chimiques.

La classification de ces échangeurs de chaleur se fait selon le nombre de passages des cotés tube et calandre. La figure 2.7 montre des schémas de configurations d'échangeurs tube-calendre.

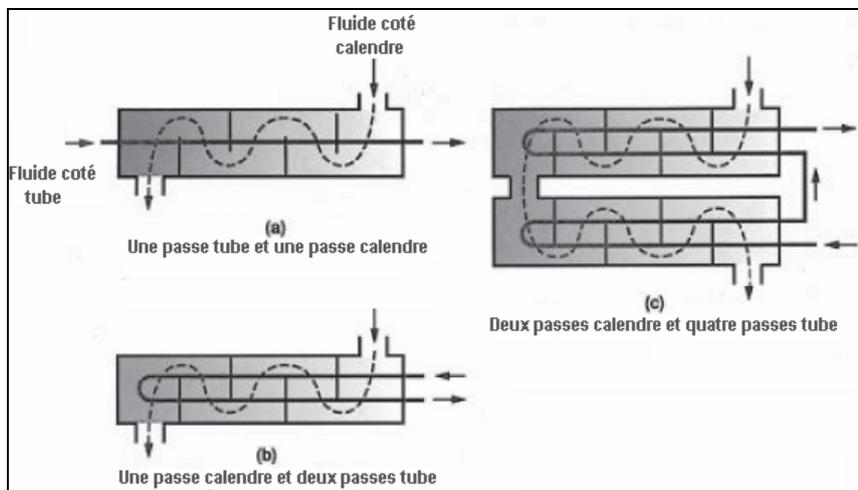


Figure 2.7 : Schémas de configurations d'échangeurs tube- calendre [6]

II.1.3.2. Aéroréfrigérants :

Bien que limités par la température de l'air ambiant, les aéroréfrigérants sont largement utilisés dans l'industrie pétrochimique. Le fluide à refroidir passe dans des tubes de diamètre ne dépassant pas les 25,4 mm et l'échange avec l'air se fait par convection forcée grâce au ventilateur. Les tubes comportent des ailettes afin maximiser le transfert de chaleur. La figure 2.7 montre le schéma d'un aéroréfrigérant.

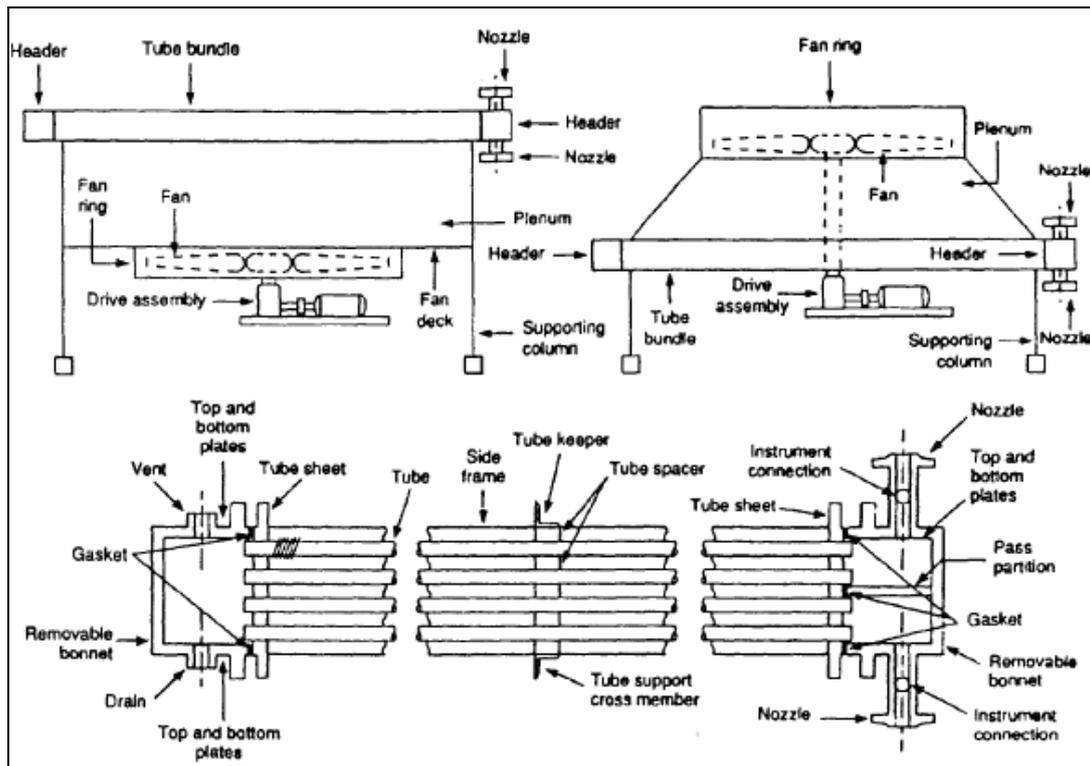


Figure 2.8 : Schéma d'Aéroréfrigérants

II.2 Description de la station GP1Z :

Le complexe GP1Z a été mis en service en 1984, il comporte six trains d'une capacité de production totale de 7,2 millions de tonnes par an. Le schéma d'un train de production est donné par la figure 2.9. Le GPL provenant des champs pétroliers et gazières arrive via des pipelines à la section de stockage où il est mis dans des réservoirs sphériques.

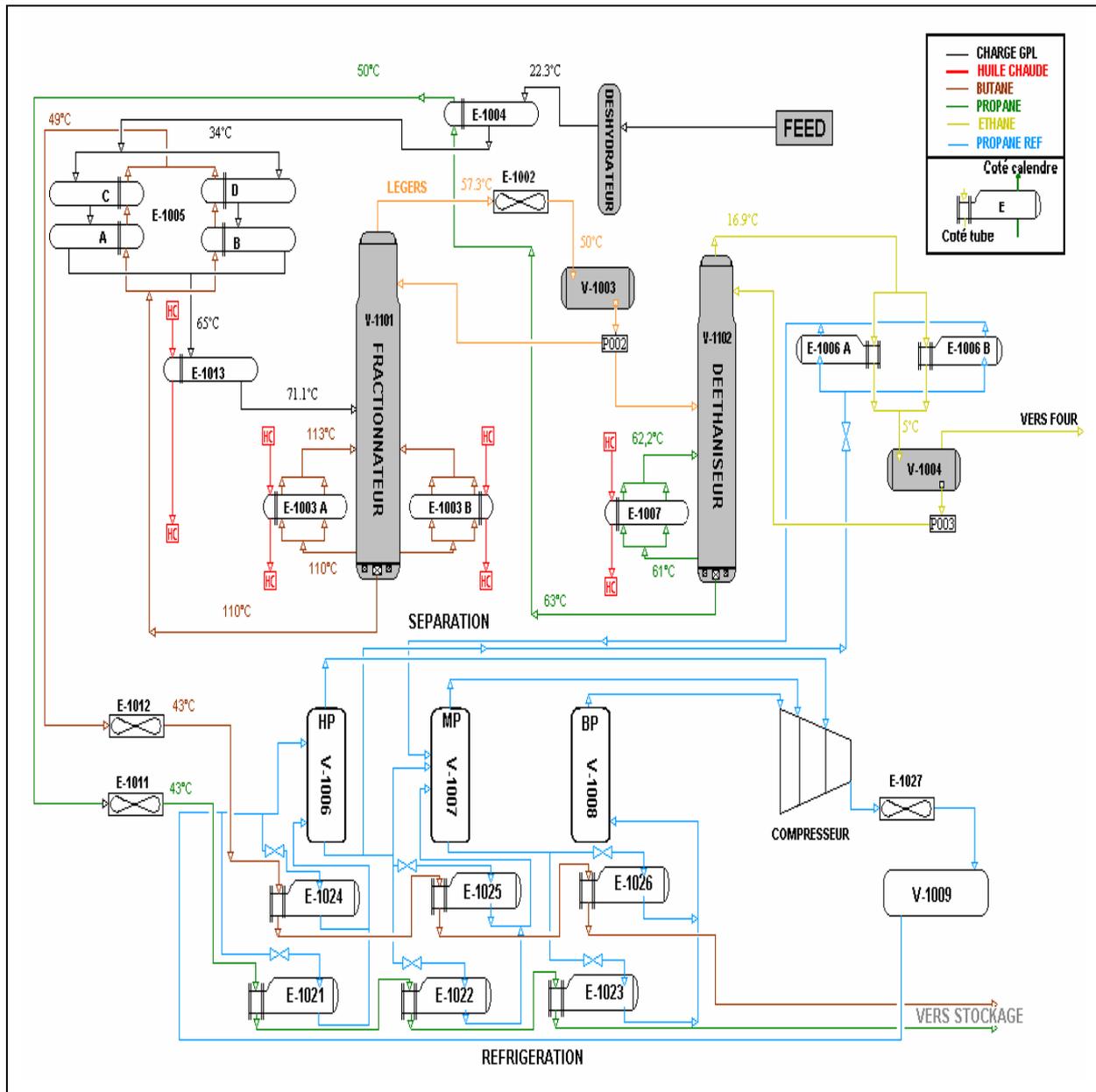


Figure 2.9 : Schéma simplifié d'un train du procédé.

La charge GPL arrive par un collecteur commun, sous pression constante, aux six trains de fonctionnement. Chaque train prélève le débit nécessaire selon son propre contrôleur de débit. Le train est divisé en deux sections : la section séparation et la section réfrigération. L'alimentation de la section se fait en GPL brut depuis la section de stockage.

Après son entrée dans un train, le GPL brut est d'abord déshydraté dans l'unité de déshydratation de la charge, qui comprend trois colonnes d'absorption à tamis moléculaire en parallèle. La teneur en eau à la sortie de l'unité de déshydratation ne doit pas dépasser 1ppm.

Après déshydratation, le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du déethaniseur V1102 dans le Préchauffeur n°1, E-1004. Il y a une autre récupération de chaleur dans le Préchauffeur n°2, E-1005A à D, cette fois-ci sur le produit de fond du fractionnateur (Butane).

Le GPL brut est finalement amené à son point de bulle dans le Préchauffeur n°3, E-1013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du E-1013.

Dans le fractionnateur, le GPL brut est séparé en un produit de butane au fond et un produit de propane et éthane en tête. La colonne comprend 55 plateaux de fractionnement. Le fonctionnement du fractionnateur est réglé de manière à réaliser la séparation voulue en propane et en butane, tout en effectuant le taux de récupération recherché.

La pression en tête du fractionnateur est maintenue constante par action de la vanne placée dans la ligne des vapeurs de tête vers l'aérocondenseur E-1002. La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de pression et un by-pass de gaz chauds au E-1002. La température des condensats sortant du E-1002 est maintenue constante par le biais du réglage du pas des pâles du ventilateur. Toute surpression dans V-1003 est évitée par la purge des gaz non condensables vers la torche.

Les vapeurs de tête du V-1101 sont complètement condensées dans le E-1002. Une partie des condensats récupérés au V-1003 sont repris par la pompe de reflux (P002) est envoyée au V-1101 comme reflux froid sous contrôle de débit. Le liquide excédentaire à la sortie de P002, à savoir le produit de tête, est envoyé au déethaniseur V-1102. En alternative le déethaniseur peut être by-passé, dans ce cas le niveau V003 pilote le débit de propane aux réfrigérants secondaires E-1022 dans la section de réfrigération.

Le liquide de tête du fractionnateur, un propane à teneur en éthane variable, est déethanisé dans V-1102 pour fournir au fond du propane destiné à la vente d'une teneur déterminée en éthane. Cette colonne contient 25 plateaux.

Le produit de tête du déethaniseur est riche en éthane, il contient jusqu'à 12% en mole de propane. Le fonctionnement de la colonne à haute pression et à une température relativement basse permet une telle séparation. Ainsi, la section de réfrigération fournit un

propane utilisé comme fluide réfrigérant permettant la condensation du reflux du déethaniseur dans les condenseurs de tête E-1006A et B à 5°C.

Le gaz non condensé riche en éthane est séparé du reflux condensé dans V-1004. Il est purgé du ballon de reflux sous contrôle de la pression et envoyé dans le réseau fuel gaz dans la section du fluide caloporteur. Le reflux condensé est repris par la pompe P003 et envoyé au V-1102 sous contrôle de débit en cascade.

La température de sortie du condenseur est maintenue constante en faisant varier la pression sur le côté fluide réfrigérant des condenseurs grâce à une vanne de détente.

La qualité du produit du fond du déethaniseur est déterminée par le taux de rebouillage au E-1007. On se sert de la température au plateau 22 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers E-1007, de manière à obtenir la teneur en éthane voulue dans le propane commerciale produit.

Le propane produit est d'abord refroidi dans le Préchauffeur de charge n°1, E-1004, ensuite dans l'Aéroréfrigérant E-1011 avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à -38°C.

La séparation entre le propane et le butane dans le fractionnateur V-1101 est obtenue en choisissant le taux de reflux de rebouillage correct à E-1003. On se sert de la température du plateau 36 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers les rebouilleurs E-1003A et B et déterminer la teneur en propane dans le butane commercial produit.

Le liquide de fond du fractionnateur représente un butane de teneur en pentane variable. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut nécessiter ou pas une dépentanisation. En fonction normale, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Cela explique le choix d'une colonne pour les six trains.

Le fluide sortant du fond du fractionnateur, sous contrôle du niveau de la cascade avec un régulateur de débit cède de la chaleur dans le Préchauffeur n°2, E-1005 A à D. Le butane produit est ensuite refroidi dans l'Aéroréfrigérant E-1012 avant de parvenir à la section de réfrigération pour le refroidissement final jusqu'à son point de bulle atmosphérique.

Le propane et le butane précédemment séparés entrent dans la section de réfrigération pour être refroidis jusqu'à -10°C et -38°C respectivement.

Le propane passe par le premier refroidisseur, E-1021, et ressort à 21°C . Il passe par les refroidisseurs, intermédiaire et final E-1022 et E-1023, pour atteindre la température voulue.

A l'instar du propane, le butane sortant du fond du fractionnateur V-1101 à une très faible teneur en eau, passe directement par les trois refroidisseurs E-1024, E-1025 et E-1026 d'intervalles de températures respectifs correspondants 21°C , $-4,6^{\circ}\text{C}$ et -19°C .

Les deux gaz ayant atteint leurs températures de condensation sont acheminés vers la section stockage.

Le gaz réfrigérant utilisé dans les refroidisseurs est le propane pur, il effectue un cycle frigorifique à trois détente grâce aux trois ballons HP, MP et BP.

En effet, le propane réfrigérant est stocké dans le Ballon V-1009 qui alimente le ballon HP (haute pression V-1006) et les deux pré- refroidisseurs E-1021 et E-1024. Les vapeurs du réfrigérant produites dans ces deux échangeurs sont récupérées dans le V-1006.

Le ballon V-1006 alimente les échangeurs E-1022 et E-1025 ainsi que le ballon V-1007 qui a pour fonction de récupérer les vapeurs des deux échangeurs précédents et d'alimenter les refroidisseurs finaux E-1023 et E-1026 en propane réfrigérant.

Avant l'entrée de chaque échangeur, le propane subi une détente à travers une vanne qui fait considérablement baisser sa température.

Le propane récupéré dans les ballons HP, MP et BP est comprimé dans les trois étages du compresseur selon le ballon dont il provient, il atteint la pression de 13.5 Kg/cm^2 et la température de 72°C , il est ensuite refroidi jusqu'à 48°C dans l'aéro-réfrigérant E-1027 et il est stocké dans le V-1009.

METHODOLOGIE DE L'OPTIMISATION

III.1. Introduction :

L'analyse *pinch* (ou méthode du pincement) est une approche rigoureuse et structurée qui peut être employée pour aborder un éventail d'améliorations liées au procédé et aux utilités. Ceci inclut certains avantages tels que la réduction des coûts d'exploitation, l'amélioration de l'efficacité du procédé et l'optimisation de l'investissement en équipement.

L'analyse *pinch* permet de définir les besoins minimaux en énergie avant la conception du réseau d'échangeurs de chaleur. Elle permet d'identifier les courants stratégiques du procédé et de proposer des modifications pour améliorer l'efficacité énergétique. De plus, dans l'étape d'optimisation, les utilités seront intégrées.

Cette méthode est habituellement effectuée en deux étapes :

- Définition du minimum d'énergie requise (MER) ;
- Recherche du réseau d'échangeurs de chaleur de faible coût pour pallier aux besoins énergétiques minimum définis dans la première étape. Ce réseau doit également satisfaire les autres critères d'optimalité tels que la flexibilité et la sécurité.

En examinant la quantité d'énergie économisée, on se trouve face à un compromis : Gain d'énergie contre l'investissement à faire pour le réaliser [4].

III.2. Optimisation des besoins en énergie :

III.2.1. Courbes composites :

Les échanges multiples entre les courants chauds et froids peuvent être analysés en utilisant les courbes composites. Le courant froid est celui qui doit être chauffé, son enthalpie d'admission

est inférieure à celle de sortie. Il correspond un besoin énergétique. Le courant chaud est celui qui doit être refroidi et son enthalpie d'admission est supérieure à celle de sortie. Il correspond à une disponibilité d'énergie. En terme de relations, cela se traduit par :

$$\dot{Q} = CP \times \Delta T \quad (3.1)$$

$$\text{Avec : } CP = C_p \times \text{Débit} \quad (3.2)$$

III.2.1.1. La courbe composite chaude

Les températures des trois Courants chauds de la figure 3.1 varient entre T1 et T5. Pour chaque intervalle élémentaire ΔT . On peut calculer la charge thermique cumulée, qu'est la somme des contributions de chaque courant dans l'intervalle ΔT . La charge thermique de chaque intervalle est toute la chaleur disponible pour échanger avec les Courants froids qui se trouvent en dessous de TI (la température de l'intervalle) ΔT min.

L'intégration sur les écarts de température donne une courbe qui s'appelle : **courbe composite chaude**. En utilisant un CP constant, la courbe peut être calculée en divisant l'écart de températures en différentes sections linéaires définies par les températures extrémales des courants chauds. Chaque contribution est calculée par :

$$CP \times (T_i - T_{i-1}) \quad (3.3)$$

$$\text{Avec : } CP = \sum_i CP_i \quad (3.4)$$

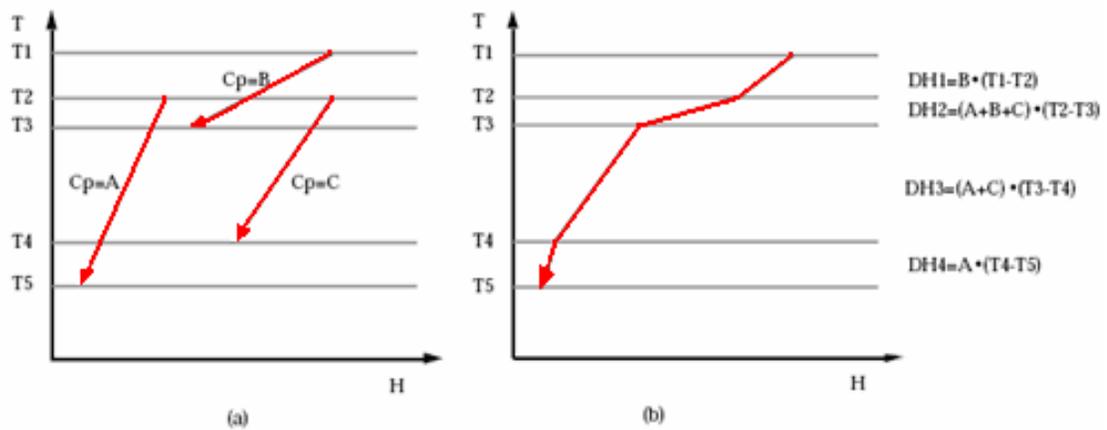


Figure 3.1 : Construction de la courbe composite chaude[7]

Dans l'exemple de la figure 3.1 et dans l'intervalle supérieur (T_1-T_2), seul le courant B peut donner sa chaleur. La charge thermique disponible est $B \times (T_1-T_2)$.

Dans le deuxième intervalle (T_2-T_3), les trois courants peuvent transférer leur chaleur à des fluides froids (moins chauds). La charge thermique devient ainsi $(A + B + C) \times (T_2 - T_3)$.

L'application à l'ensemble des intervalles de températures conduit à une courbe appelée : **courbe composite chaude.**

III.2.1.2. La courbe composite froide

Le même procédé est utilisé pour construire la "courbe composite froide" en utilisant cette fois-ci des courants froids.

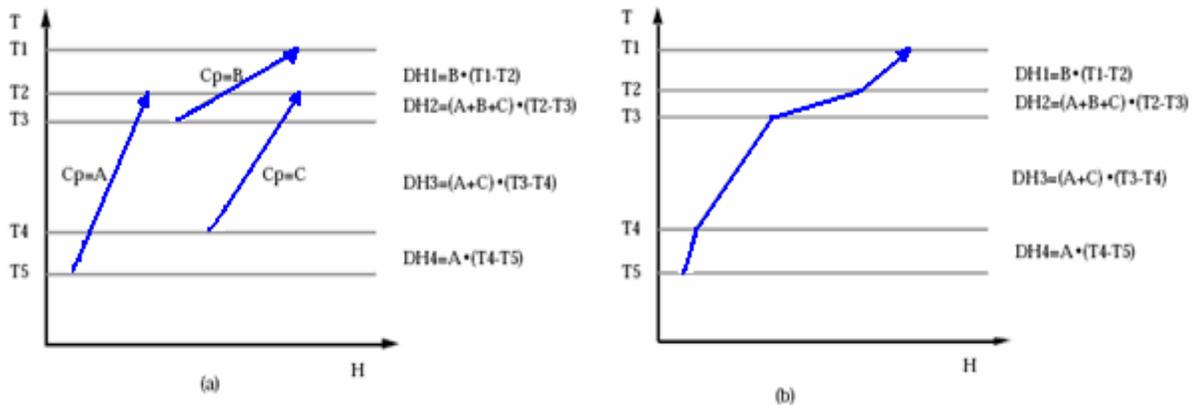


Figure 3.2 : Construction de la courbe composite froide[5]

III.2.2. Le point de pincement :

III.2.1. Définition :

Le point de pincement correspond au point où la différence de températures est égale à la valeur de ΔT_{min} . Habituellement, le point de pincement n'apparaît pas à une température

extrémale. Sa position localise l'endroit du procédé où l'échange d'énergie est le plus difficile. Loin de ce point les échanges sont plus faciles.

Ce point de pincement identifie le goulot d'étranglement du procédé. L'analyse des courants impliqués dans ce point sera d'une grande importance pour améliorer l'efficacité énergétique du procédé [7].

III.2.2.2. Localisation graphique du point de pincement :

La localisation graphique du point de pincement est faite en décalant la courbe composite froide, jusqu'à ce qu'elle soit à tout point ΔT_{min} sous la courbe composite chaude. La figure 3.3 montre la localisation graphique du point d'invariance. On peut lire sur le graphique les minimums d'énergie à fournir au procédé : Q_{Hmin} et Q_{Cmin} .

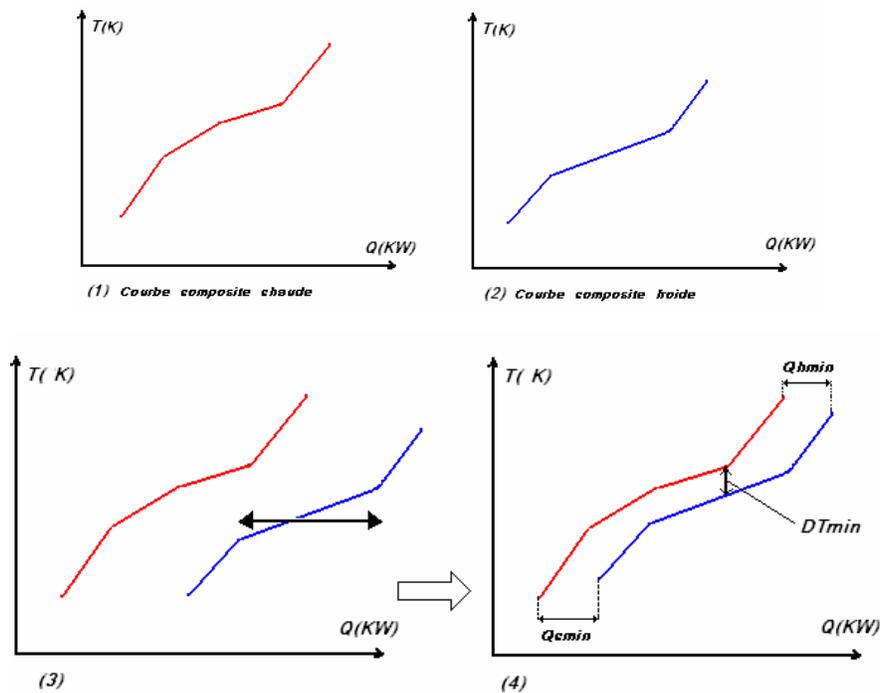


Figure 3.3 : Localisation graphique du point de pincement

III.2.2.3. Signification physique

Le point de pincement divise le procédé en deux parties indépendantes : une source de chaleur au-dessous du point de pincement et un puits de chaleur au-dessus (voir Figure 3.4).

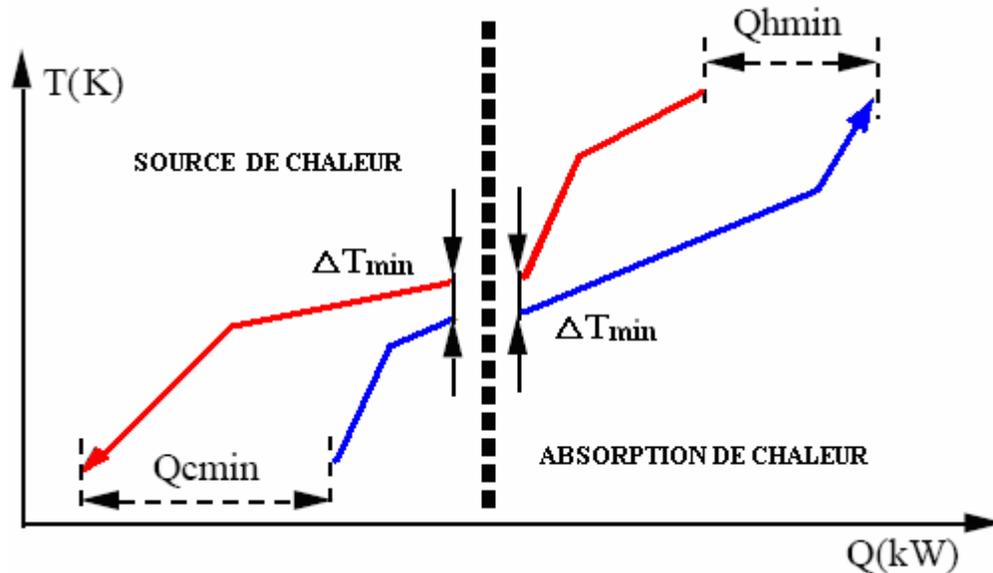


Figure3.4 : Division introduite par le pincement [8]

Le puits demande seulement des utilités chaudes avec une température adéquate pour satisfaire la demande de chaleur sans violation du ΔT_{min} . Les utilités chaudes seront évidemment considérées en tant que courants chauds avec des débits inconnus. Elles peuvent être ajoutées à la courbe composite chaude pour fermer la courbe. A titre d'exemple, Q_{hmin} sur la figure 3.4 peut être considérée en tant que vapeur en condensation.

La source de chaleur en dessous du point de pincement exige seulement assez d'utilités froides pour refroidir les courants chauds. Il découle de cette analyse que :

- L'équilibre thermique montre que toute charge thermique supplémentaire introduite en tant qu'utilité chaude mène à la même charge thermique supplémentaire du côté des utilités froides (principe de : « *The more in - The more out* ») ;

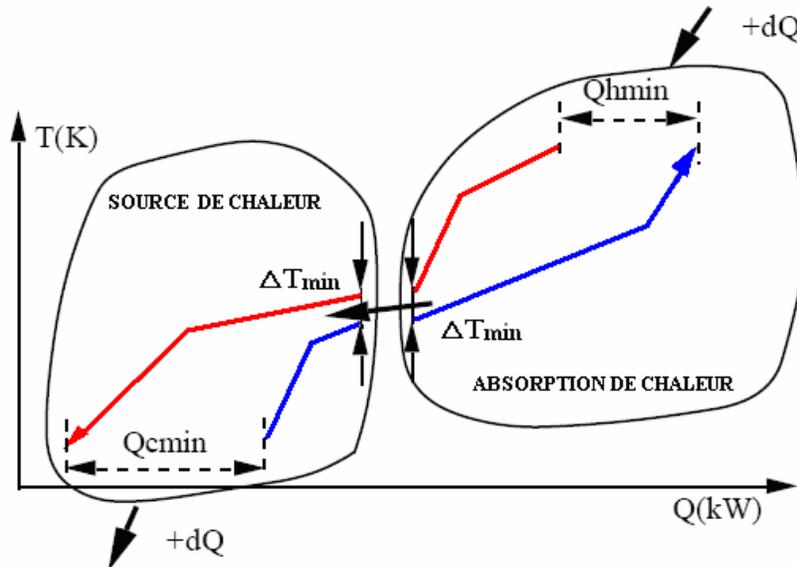


Figure 3.5: Principe "The more in - The more out " [8]

- Le procédé étant considéré comme source de chaleur au dessous du pincement, il n'a donc pas besoin d'utilité chaude. L'utilisation d'utilité chaude au-dessous de ce point est semblable au refroidissement de l'utilité chaude directement avec l'utilité froide. Cela implique que :

Aucune utilité chaude ne sera utilisée au-dessous du point de pincement.

- L'utilisation d'utilité froide dans la partie puits équivaut à réchauffer cette utilité froide directement avec une utilité chaude. Cela implique que :

Aucune utilité froide ne sera utilisée au-dessus du point de pincement.

- Comme les deux parties sont indépendantes, un courant chaud au-dessus du point de pincement ne doit pas transférer sa charge thermique à un courant froid au-dessous de ce point car cette charge sera perdue par la partie supérieure qui doit en absorber. De même pour la partie inférieure qui reçoit cette charge alors qu'elle devrait en céder.

Dans ce cas, il n'y aura pas assez de charge thermique dans les courants chauds restants pour répondre aux exigences des courants froids, ainsi l'utilité chaude devra être augmentée. Au-dessous du point de pincement, les courants froids restants ne pourront pas refroidir les courants chauds.

En appliquant le principe “*The more in - The more out*”, la quantité de chaleur supplémentaire que doivent fournir les utilités froides sera égale à celle que doivent fournir les utilités chaudes, et toute deux seront égales à la quantité qui traverse le point de pincement. Cela implique que :

Aucun échangeur de chaleur ne doit traverser le point de pincement.

Tous ces principes sont récapitulés sur la figure 3.6.

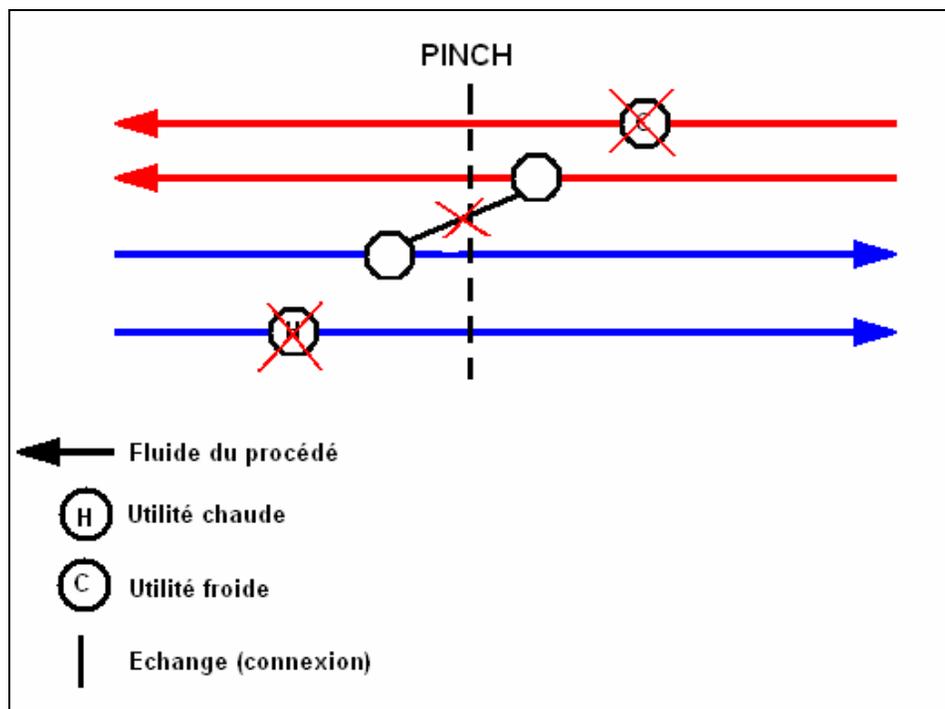


Figure 3.6 : Principes de l'analyse

III.2.3. La courbe Grand composite :

Une méthode numérique simple est utilisée pour calculer le point de pincement et les besoins minimums en énergie [9].

III.2.3.1. Les températures corrigées :

Même graphiquement, il n'est pas facile de localiser le point de pincement en utilisant la valeur de ΔT_{\min} . Si la courbe composite froide est décalée de $+\frac{\Delta T_{\min}}{2}$ et la courbe composite chaude de $-\frac{\Delta T_{\min}}{2}$, le point de pincement est l'intersection entre la courbe composite froide et chaude.

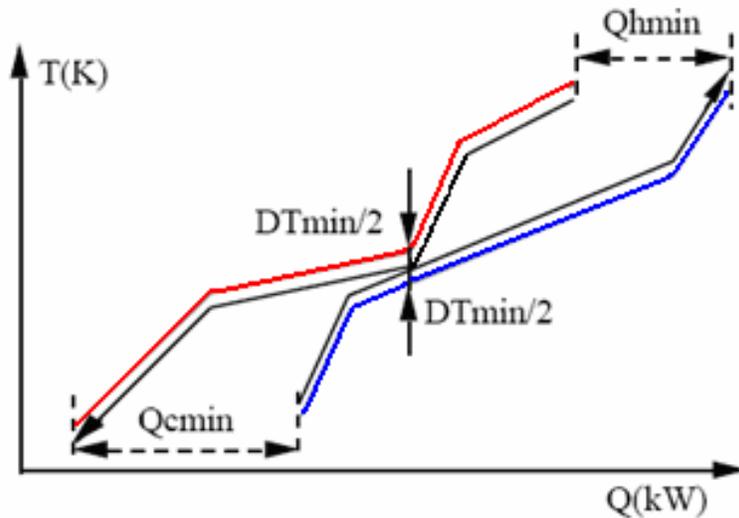


Figure 3.7 : Point de pincement et correction des températures [9]

La première étape pour calculer le besoin minimal en énergie est la génération de la liste des températures corrigées.

Les températures corrigées sont :

- Pour les courants chauds : la somme des températures extrémales et $-\frac{\Delta T_{\min}}{2}$. Ces courants chauds sont ainsi considérés plus froids qu'ils ne le sont.
- Pour les courants froids : la somme des températures extrémales et $+\frac{\Delta T_{\min}}{2}$. Ces courants sont considérés comme plus chauds qu'ils ne le sont.

La liste des températures corrigées (Froides et chaudes) est ordonnée de la température la plus basse à la température la plus haute définissant ainsi les intervalles de températures.

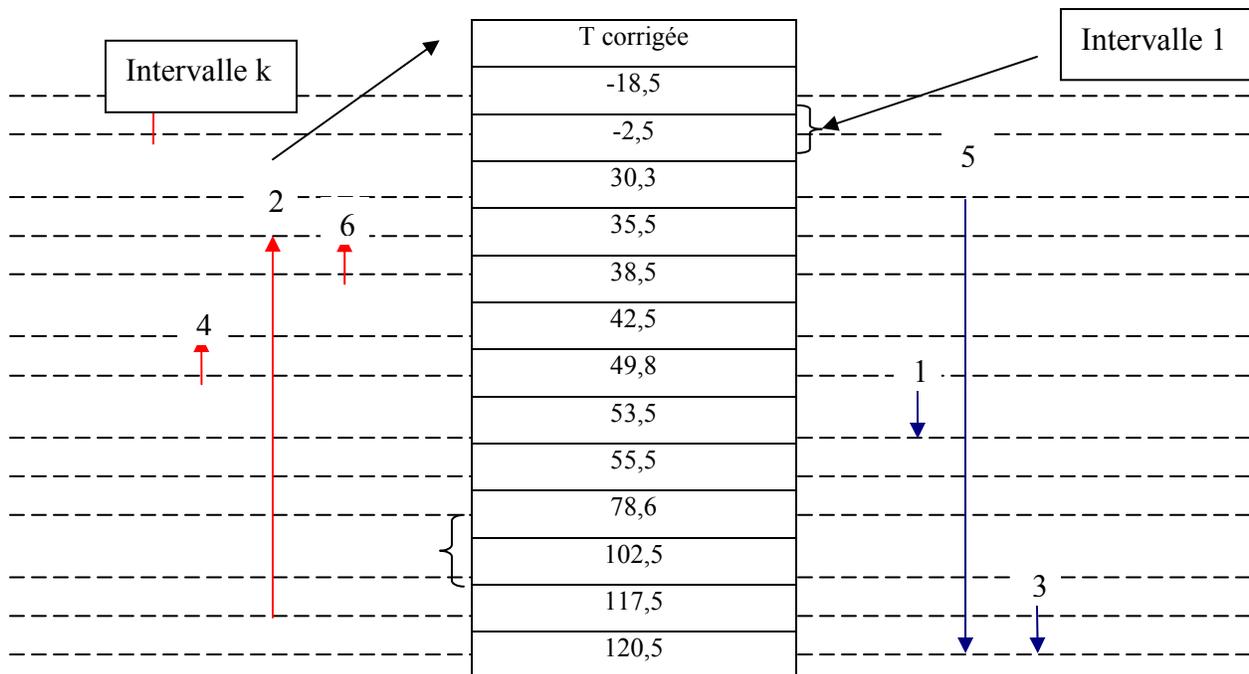
A titre d'exemple, le tableau 3.1 donne la liste des flux.

Tableau 3.1 : Liste des flux du procédé

Flux	Ti	To	CP	Q
Froid (1)	22,8	71,1	0,1283	6,20
Chaud (2)	110,0	43,0	0,0686	4,60
Froid (3)	110,0	113,0	9,7666	29,30
Chaud (4)	57,3	50,0	4,0684	29,70
Froid (5)	46,0	48	2,4750	4,95
Chaud (6)	46,0	43,0	0,0800	0,24
Chaud (7)	5,0	-11	0,2687	4,30

Pour une valeur $\Delta T_{min}=15^{\circ}\text{C}$, on obtient la liste ci-dessous :

Tableau 3.2 : Liste des températures corrigées



III.2.3.2. Bilan thermique de l'intervalle de température

La figure 3.8 représente la bilan thermique d'un intervalle « k » donné du tableau 3.2

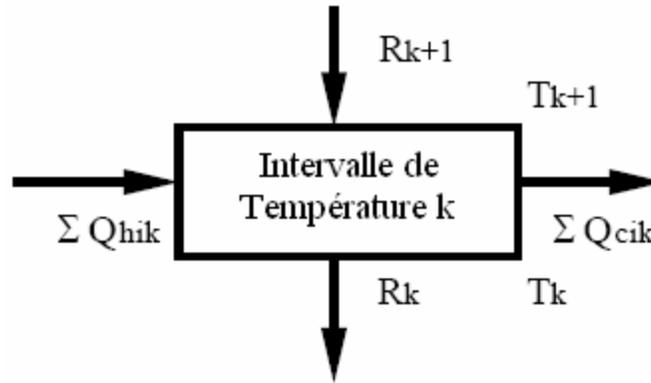


Figure 3.8 : Bilan thermique de l'intervalle « k » [9]

Ayant défini l'intervalle de température comme un système, on peut définir ainsi l'équilibre thermique comme suit :

En entrées : la charge thermique de tous les courants chauds dans l'intervalle k est donnée par :

$$\sum_{i=1}^{n_{hk}} Q_{hik} = \sum_{i=1}^{n_{hk}} f_{hi} C_{p_{hik}} (T_{k+1} - T_k) \quad (3.5)$$

Où :

n_{hk} , est le nombre de courants chauds dans l'intervalle k défini par les températures T_{k+1} et T_k ;

Q_{hik} (kilowatt), est la charge thermique du courant chaud i dans l'intervalle k ;

f_{hi} (kg/s), est le débit du courant chaud i ;

$C_{p_{hik}}$ (kJ/kmol.K), est la chaleur spécifique molaire CP du courant chaud i.

La relation (3.5), représente toute la charge thermique qui peut être cédée aux courants froids dans l'intervalle « k » ou dans les intervalles inférieurs.

R_{k+1} : représente le flux de chaleur cascadié de l'intervalle supérieur. C'est le flux de chaleur qui ne peut pas être absorbée par les courants froids dans les intervalles supérieurs.

En sortie : La charge thermique de tous les courants froids dans l'intervalle k donnée par :

$$\sum_{i=1}^{n_{ck}} Q_{cik} = \sum_{i=1}^{n_{ck}} f_{ci} \cdot C_{p_{cik}} (T_{k+1} - T_k) \quad (3.6)$$

Où :

n_{ck} , est le nombre de courants froids dans l'intervalle k ;

Q_{cik} (kilowatt), est la charge thermique du courant froid, i ,dans l'intervalle k ;

f_{ci} (kg/s), est le débit du courant froid i ;

$C_{p_{hik}}$ (kJ/kmol/°K), est la chaleur spécifique molaire CP du courant froid i.

Cette valeur représente toute la charge thermique qui doit être reçue des courants chauds dans l'intervalle « k » ou dans les intervalles supérieurs.

R_k : est la charge thermique résiduelle qui ne peut pas être absorbée par les courants froids dans l'intervalle « k » et les intervalles supérieurs, et qui doit être cascadié aux intervalles inférieurs .La chaleur résiduelle cascadiée à l'intervalle inférieur doit être une valeur positive en raison du deuxième principe de la thermodynamique.

L'équilibre thermique de l'intervalle « k » est donné par :

$$R_{k+1} + \sum_{i=1}^{n_{hk}} Q_{hik} - \sum_{i=1}^{n_{ck}} Q_{cik} = R_k \quad (3.7)$$

III.2.3.3. Localisation du point de pincement: Courbe grand composite

L'écriture du bilan thermique pour tous les intervalles conduit à un système de n_I équations linéaires et n_{I+1} variables R_k :

$$R_{k+1} + \sum_{i=1}^{n_{hk}} Q_{hik} - \sum_{i=1}^{n_{ck}} Q_{cik} = R_k \quad (3.8)$$

Où : n_I : est le nombre d'intervalles de températures .

$$\mathbf{R}_k \geq 0 \text{ et } k = 1 \text{ à } n_{I+1} \quad (3.9)$$

Cet ensemble d'équations donne la cascade thermique du procédé (Figure 3.9).

Dans la définition donnée plus haut, R_{nI+1} , représente le besoin en utilités chaudes et R_1 est le besoin en utilités froides. Le calcul du besoin minimum en énergie est ainsi équivalent à réduire au minimum \mathbf{R}_{nI+1} , répondant aux critères donnés par l'ensemble des relations (3.8) et (3.9).

Ce problème de programmation linéaire comporte seulement un degré de liberté. Une fois que l'on connaît la valeur R_{nI+1} , toutes les autres valeurs \mathbf{R}_k peuvent être calculée par les relations (3.7) et (3.8).

La méthode utilisée pour trouver la valeur minimal de R_{nI+1} est appelée : « **méthode table du problème** ». Elle est décrite par les étapes suivantes.

Etape 1 : Initialiser R_{nI+1} à la valeur 0, la plus basse valeur qu'il peut prendre ;

Etape 2 : Calculer les R_k ($k=1$ à n_k) en utilisant les relations (3.7) et (3.8) et faire le bilan thermique pour chaque intervalle de température ;

Etape 3 : Rechercher la plus petite valeur de $\mathbf{R}_k = \mathbf{R}_P$.

Si : R_P est une valeur positive la solution est $\mathbf{R}_{nI+1} = \mathbf{0}$

Si : R_P est une valeur négative, considérer $\mathbf{R}_{nI+1} = -\mathbf{R}_P$ et calculer les nouvelles valeurs :

$\mathbf{R}_k = \mathbf{R}_k - \mathbf{R}_P$ avec : $k=1$ à n_I .

La température de Pincement, T_p , correspond à $\mathbf{R}_P = \mathbf{0}$. La température des flux chauds au point de pincement est : $T_p + \Delta T_{min}$. Pour les flux froids, elle est : $T_p - \Delta T_{min}$ [9].

III.2.3.4. Représentation Graphique: la "courbe Grand Composite"

Le dessin de la cascade thermique utilisant « Rk » calculé en fonction des températures corrigées donne une courbe qui s'appelle la "Courbe composée grande" (voir Figure 3.9). Le point de pincement correspond à l'intersection de la courbe avec l'axe des températures. Dans cette courbe, le point de pincement est clairement le goulot d'étranglement de la cascade thermique.

La division en deux parties indépendantes (source et puits de chaleur) paraît clairement dans la "Courbe Grand composite".

L'analyse de cette courbe comme de la courbe composite froide et chaude sera d'une grande utilité pour améliorer l'efficacité énergétique du procédé en identifiant les modifications possibles du procédé et le choix caractéristique optimal des utilités.

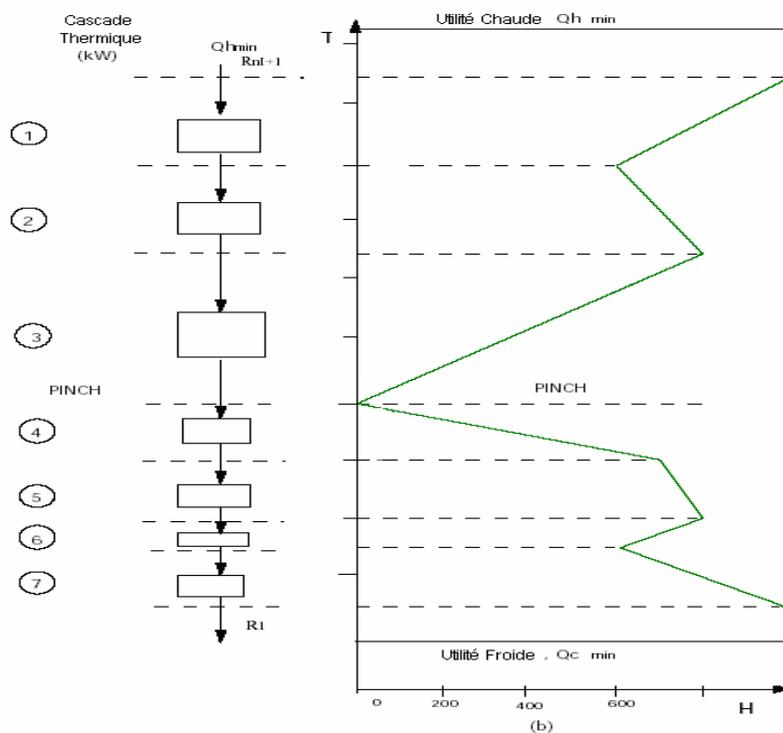


Figure 3.9 : La cascade thermique et la "courbe Grand composite" [9]

III.2.4. Récapitulation :

La méthode « *Pinch* » permet de calculer une cible d'énergie faisable. Elle tient compte :

- Des contraintes technologiques (ΔT min) ;
- Du premier et second principe de la thermodynamique ;
- De l'approche globale et synthétique.

L'analyse d'un procédé existant permet de connaître le potentiel d'économie d'énergie et d'identifier les failles du réseau d'échangeurs, à savoir :

- Les échangeurs de chaleur traversant le point de pincement ;
- Les utilités chaudes au-dessous du pincement ;
- Les utilités froides au-dessus du pincement.

III.3. Optimisation de l'investissement

L'économie d'énergie n'est pas la seule cible de l'intégration d'énergie, elle doit aussi être faite à coût minimum.

Nous avons vu que les besoins minimums d'énergie peuvent être déterminés avant que n'importe quel réseau d'échangeurs de chaleur ne soit conçu. Le « calcul de table » du problème tient compte de l'impact du capital sur l'économie d'énergie au moyen de la valeur de ΔT min.

Pour confirmer que la valeur de ΔT min est bien choisie, il serait intéressant d'estimer les investissements qui doivent être faits pour atteindre la cible de consommation d'énergie. Cette évaluation permet d'avoir une idée de ce que devrait être la cible globale du coût.

Le coût d'un échangeur de chaleur est non linéaire. Il est typiquement de la forme :

$$\text{Coût} = a + b \cdot (A)^c \quad (3.10)$$

Où : A , est la surface d'échange de l'échangeur de chaleur et a et b sont des coefficients.

Le coût total de l'investissement est une fonction :

- de la surface d'échange thermique de chaque échangeur ;
- du nombre d'échangeurs de chaleur

Avant de calculer la structure du réseau d'échangeur de chaleur il est préférable de calculer l'investissement. Il est ainsi possible de calculer le nombre minimum de raccordements et également la surface totale exigée pour réaliser la cible de besoin minimum en énergie [10].

III.3.1. Le nombre minimum de raccordements (Echange entre deux fluides du procédé)

Sans considérer les contraintes de ΔT_{min} , on peut calculer le nombre minimum de raccordements représentant l'échange thermique entre les puits et les sources. En utilisant la théorie graphique d'Euler, on peut calculer le nombre minimum de raccordements pour réaliser le MER (Minimum d'énergie requise).

La relation donnant le nombre d'échangeurs en fonction des courants (chaud et froid) est :

$$U = N + L - S \quad (3.11)$$

Où : U , est le nombre d'échangeurs de chaleur ;

N , est le nombre de courants (utilités comprises)

L , est le nombre de boucles (le nombre minimum d'unités correspond à $L=0$) ;

S , est le nombre de systèmes indépendants.

Habituellement : $S=1$, car l'équilibre thermique global est atteint, et $L = 0$ pour trouver le nombre minimum. Ainsi le nombre minimum de raccordements est définis par :

$$U_{min} = N - 1 \quad (3.12)$$

Cela signifie que chaque connexion (ou raccordement) répond à l'exigence de charges thermiques d'un des deux courants impliqués.

Comme le point de pincement sépare le système en deux sous-ensembles indépendants, la relation précédente doit être appliquée séparément au-dessus et au-dessous du point de pincement. Ce qui donne le nombre minimum de connections pour atteindre le besoin minimum en énergie :

$$U_{mer} = (Na-1) + (Nb - 1) \quad (3.13)$$

Avec : U_{mer} , le nombre minimum de raccordements dans cas du MER ;

Na , le nombre de courants au-dessus du point de pincement (utilités chaudes comprises) ;

Nb , le nombre de courants au-dessous du point de pincement (utilités chaudes comprises).

Dans cette formule, les courants traversant le point de pincement sont comptés deux fois : une fois au-dessus et une fois au-dessous du point d'invariance. U_{mer} peut être calculé en utilisant N par :

$$U_{mer} = N - 1 + (Np - 1) \quad (3.14)$$

Où : Np : est le nombre de flux croisant le point de pincement ;

N : est le nombre de tous les courants (utilités comprises).

III.3.2. Cible Totale De Surface

Avant la conception, il est possible d'obtenir une évaluation de la surface cumulée exigée pour réaliser le MER (minimum d'énergie requis).

L'analogie avec l'échange entre deux flux donne une manière facile de calculer la surface totale correspondante à une utilisation optimale du potentiel de transfert de chaleur entre les deux courbes composites. Si les courbes, chaude et froide, sont considérées comme étant un courant

global et en supposant un coefficient d'échange global, la surface d'un si grand échangeur est calculée par intégration du potentiel de transfert de chaleur dans l'échangeur de chaleur :

$$A = \int_{in}^{out} \frac{\delta Q}{U(T_{hot} - T_{cold})} \quad (3.15)$$

En supposant des CP constants, le résultat de l'intégration est :

$$A_t = \sum_{i=1}^n A_i = \sum_{i=1}^n \left(\frac{Q_i}{U_i DT_{lm_i}} \right) \quad (3.16)$$

La courbe composite donnée par la figure 3.10, peut être divisée en sections successives de CP constant. L'intégration est donnée par la somme des surfaces calculées par la relation (3.17) pour chaque section.

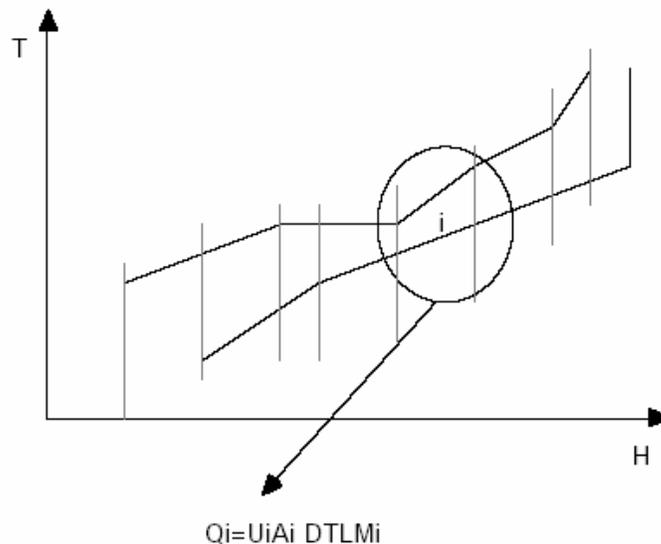


Figure 3.10 : Schéma illustratif pour le calcul de la surface totale

L'expérience montre que le réseau d'échangeurs correspondant au MER a une surface cumulée près de la valeur minimale calculée. Cette valeur est seulement une évaluation et ne peut être utilisée comme cible réelle dans le design en raison du nombre d'hypothèses faites pour son calcul, spécialement pour le coefficient d'échange global [10].

III.3.3. Evaluation des frais financiers

Ayant défini le minimum d'énergie requise dans le procédé, le coût de l'investissement correspondant sera ainsi calculé. Connaissant le nombre minimal d'unités et la surface minimale cumulée, il est possible de calculer le coût du réseau d'échangeurs si la répartition de la surface dans les unités est connue.

Le coût d'investissement sera donné par :

$$C_I = \sum_{i=1} [a + b \times (A_i)^c] \quad (3.17)$$

Où : a, b et c, sont des coefficients de coût.

Les valeurs communes de c sont entre 0.6 et 0.8 ;

C_I , est le coût du réseau d'échangeurs de chaleur de surface totale A_i ;

A_i , est la surface de l'échangeur « i ».

III.3.4. Valeur optimale de ΔT_{min}

Ayant une évaluation de l'investissement et du coût énergétique, il est possible de calculer l'évolution du coût total en fonction de la valeur de ΔT_{min} . L'exemple de la figure 3.11 montre le décalage des courbes composées quand le ΔT_{min} augmente de DT2 à DT1.

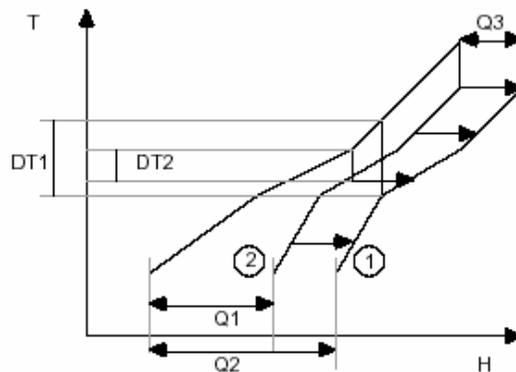


Figure 3.11 : Différentes valeurs de ΔT_{min}

Le coût total est donné par :

$$C_t = \tau \times C_I + C_u \quad (3.18)$$

Où : C_t , est le coût total;

C_i , est le coût d'investissement;

C_u , est le coût des utilités ;

τ , est le taux d'amortissement de l'investissement.

La figure 3.12 donne l'évolution de C_t , C_i et C_u en fonction du ΔT_{min} . Il est à souligner que les discontinuités dans la courbe qui peuvent se produire sont dues à plusieurs choix de ΔT_{min} .

Le design du réseau d'échangeurs doit être fait choisissant une valeur de ΔT_{min} permettant d'avoir un coût total C_t minimal. La valeur minimale obtenue moyennant plusieurs hypothèses ne sera pas très précise.

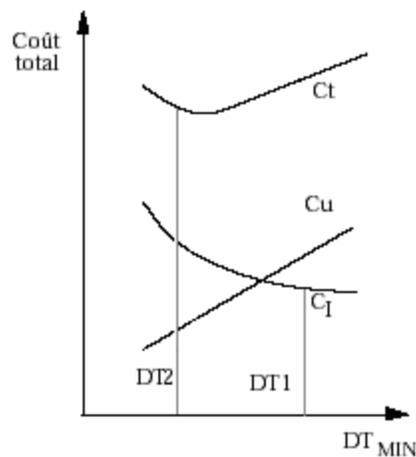


Figure 3.12 : Courbe donnant le coût total en fonction de ΔT_{min}

Le Calcul successif de l'énergie, du nombre minimum de connexions et des cibles d'investissements pour différentes valeurs de ΔT_{min} permet d'identifier la valeur optimale de ΔT_{min} .

En conclusion, il est à noter que :

- Pour deux valeurs de ΔT_{min} distinctes, le point de pincement change. Il est ainsi possible que les échanges thermiques impossibles deviennent possibles et vice-versa. L'examen de ces échangeurs permet de déduire si la nouvelle valeur peut être admise ou pas ;
- La valeur optimale ne doit pas être déterminée avec précision. Toute valeur entre deux changements du point de pincement pourra être adoptée.

III.3. Intégration des colonnes de distillation :

L'intégration des colonnes de distillation est un dispositif spécial dans lequel le condenseur de la colonne à haute pression est relié au rebouilleur de la colonne à basse pression. Comme le montre la figure 3.13 ci-dessous :

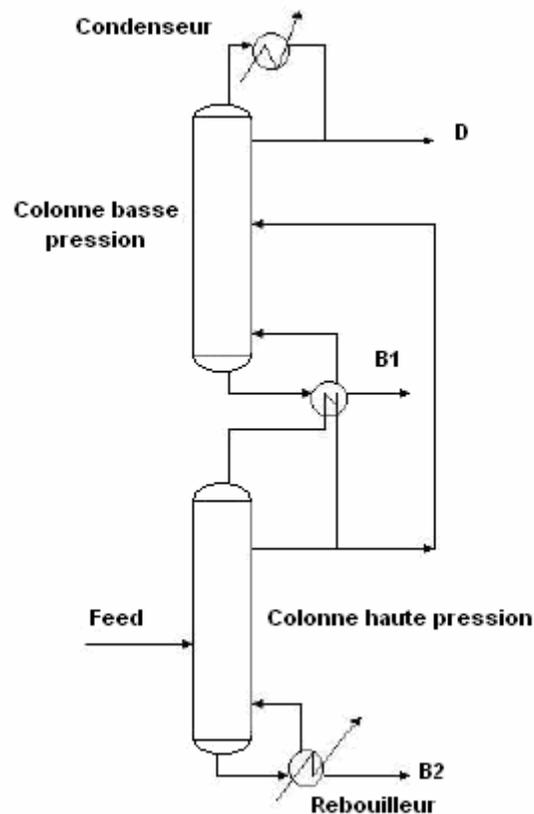


Figure 3.13: Schéma d'intégration de colonnes proposé [11]

Les températures de condenseur et de rebouilleurs d'une colonne de distillation sont directement liées à sa pression de fonctionnement. Si on change les pressions de fonctionnement des colonnes, les températures de condenseur et de rebouilleur changent, à titre d'exemple, si on diminue la pression d'une colonne, ses températures de condenseur et de rebouilleur diminuent.[5]

Nous désirons avoir deux colonnes avec une différence de pression de fonctionnement de telle sorte que les températures dans le condenseur de la première colonne deviennent supérieures à celles du rebouilleur de la deuxième colonne. Ceci nous permettrait de combiner le condenseur de la colonne à haute pression avec le rebouilleur de la colonne à basse pression.

Comme montré sur la figure 3.13, le fluide du rebouilleur de la colonne à basse pression sera utilisé pour refroidir le fluide du condenseur de la colonne à haute pression. Grâce à cette intégration de procédé, la consommation en utilités sera considérablement réduite. [11]

Cette intégration de procédé peut être faite en changeant les pressions de fonctionnement des deux colonnes de distillation ou en gardant la même pression dans une colonne et en changeant la pression de l'autre. Ce changement de pression de fonctionnement influence beaucoup de paramètres de conception dans toute la colonne tels que les volatilités relatives, la taille et le diamètre de la colonne, la température, le reflux.

Le seul paramètre qui nous intéresse est la température, et par conséquent les besoins en chauffage et refroidissement. On va donc jouer sur les pressions et ainsi changer la position des colonnes relative à la température de pincement de la cascade de chaleur.

Cet exemple est illustré dans les figures 3.14 et 3.15 ci-dessous.

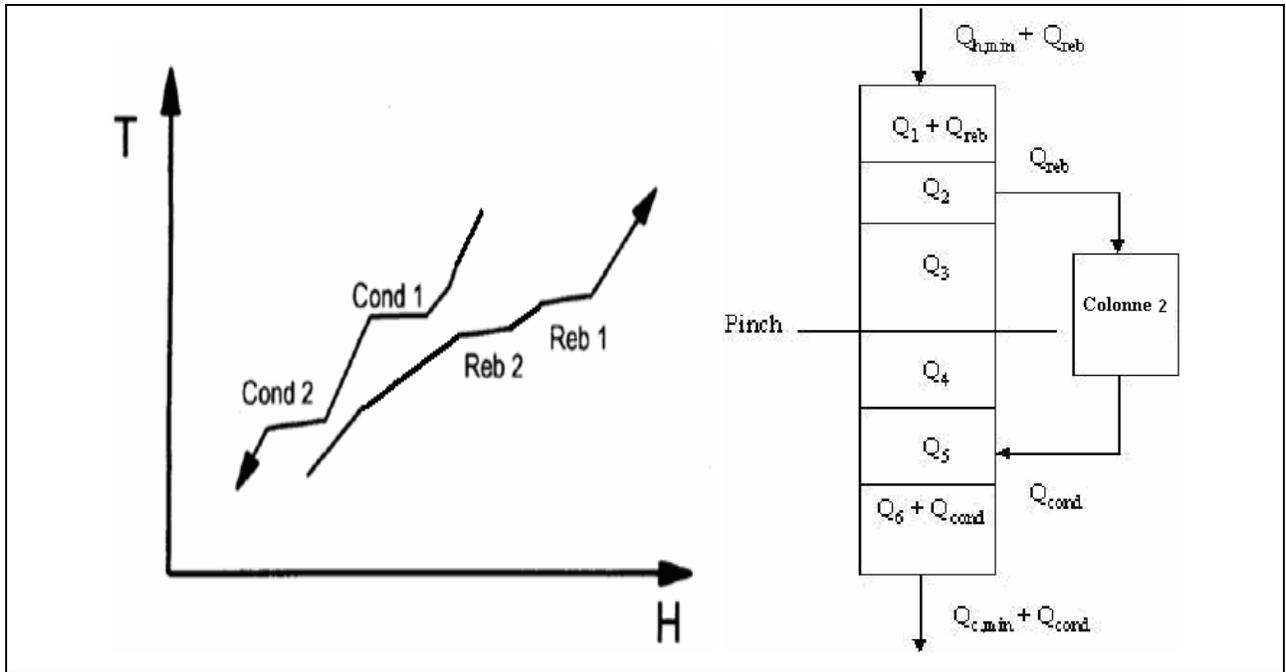


Figure 3.14 : Courbe composite et cascade thermique du site actuel

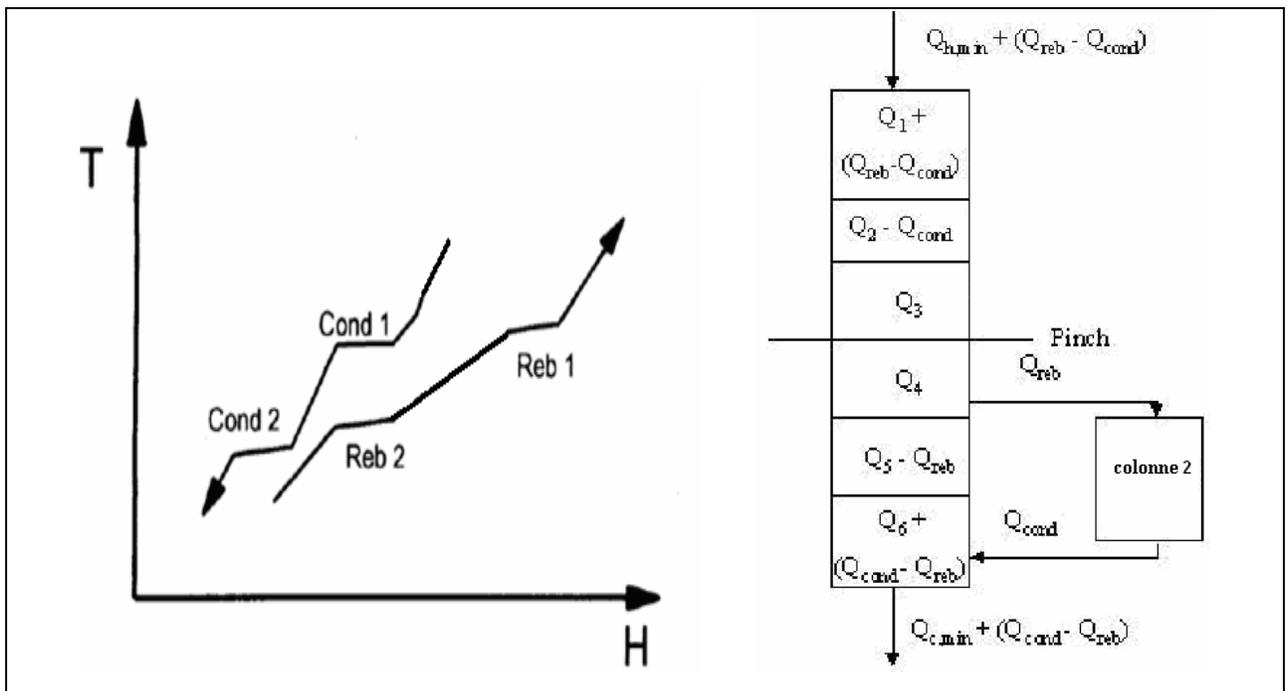


Figure 3.14 : Courbe composite et cascade thermique du site modifié

DESIGN DU RESEAU D'ECHANGEUR

IV.1. Calcul simplifié d'un échangeur de chaleur :

Considérons un échangeur de chaleur à contre- courant, que nous assimilons tout d'abord à un échangeur double tube contre- courant parfait et considéré comme parfaitement isolé par rapport à l'ambiance.

Le système donné par la figure 4.1, est composé de deux fluides : l'un chaud (c) et l'autre froid (f) qui échangent de la chaleur à travers une paroi. Des fluides circulent à contre-courant.

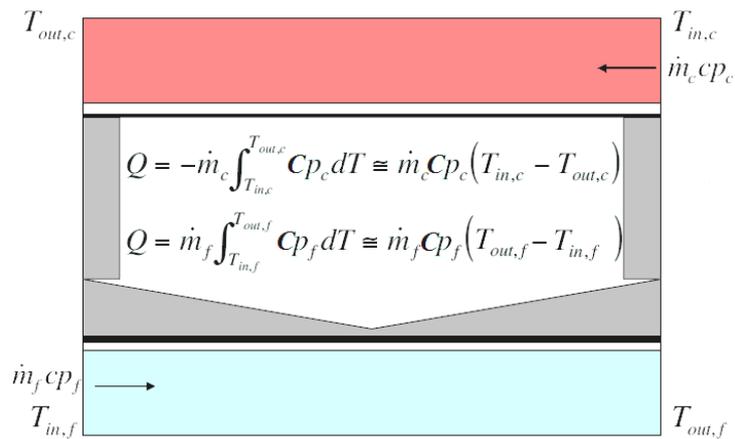


Figure 4.1 : Schéma de principe d'un échangeur de chaleur [9].

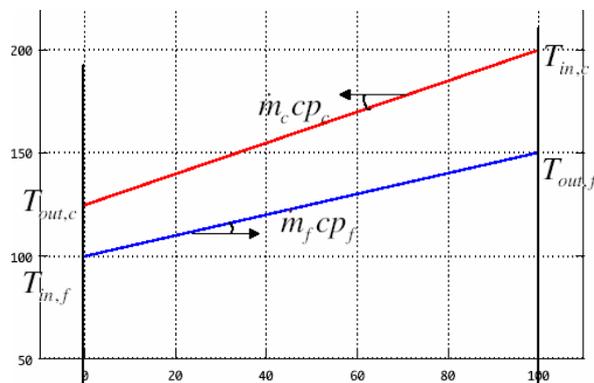


Figure 4.2: Diagramme de température enthalpie d'un échangeur de chaleur [9].

T_c : La température du fluide chaud supposée uniforme.

T_f : La température du fluide froid supposée uniforme.

Pour le fluide chaud on a :
$$\dot{Q} = -\dot{m}_c \int_{T_{e,c}}^{T_{s,c}} C_{p_c} dT \cong \dot{m}_c C_{p_c} (T_{e,c} - T_{s,c}) ; \quad (4.1)$$

Pour le fluide froid on a :
$$\dot{Q} = -\dot{m}_f \int_{T_{e,f}}^{T_{s,f}} C_{p_f} dT \cong \dot{m}_f C_{p_f} (T_{e,f} - T_{s,f}) ; \quad (4.2)$$

La chaleur spécifique du fluide étant considérée comme indépendante de la température. Pour une section infinitésimale de surface, nous pouvons calculer le flux thermique δQ transféré à travers la paroi :

$$\delta Q = U(T_c - T_f) dA \quad (4.3)$$

Avec : U ; le coefficient de transfert de chaleur.

T_c ; la température du fluide chaud supposée uniforme.

T_f ; la température du fluide froid supposée uniforme.

dA ; la surface de transfert de chaleur.

dQ ; la quantité de chaleur transférée depuis le fluide chaud vers le fluide froid.

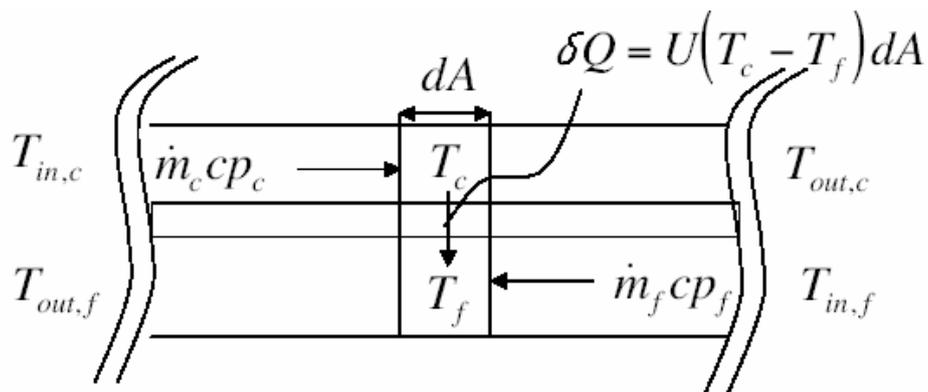


Figure 4.3 : représentation d'une section infinitésimale d'échangeur à contre courant [9]

Pour le fluide chaud, on a :

$$\delta \dot{Q} = \dot{m}_c C p_c dT_c \Rightarrow dT_c = \frac{\delta \dot{Q}}{\dot{m}_c C p_c} ; \quad (4.4)$$

Pour le fluide froid, on a :

$$\delta \dot{Q} = \dot{m}_f C p_f dT_f \Rightarrow dT_f = \frac{\delta \dot{Q}}{\dot{m}_f C p_f} ; \quad (4.5)$$

Evolution du potentiel de transfert dans l'échangeur :

$$d\Delta T = d(T_c - T_f) = \delta \dot{Q} \left(\frac{1}{\dot{m}_c C p_c} - \frac{1}{\dot{m}_f C p_f} \right) ; \quad (4.6)$$

Donc :

$$\delta \dot{Q} = K.d\Delta T ; \quad (4.7)$$

Avec :

$$K = \left(\frac{1}{\dot{m}_c C p_c} - \frac{1}{\dot{m}_f C p_f} \right) ; \quad (4.8)$$

L'équation du flux thermique se transforme donc en : $\delta \dot{Q} = U(T_c - T_f)dA$ (4.9)

Avec : $A = \int_0^1 dA = \int_0^1 \frac{K.d\Delta T}{U \Delta T} ;$ (4.10)

Si U et K sont indépendants de la température ou encore, $\dot{m}_c C p_c$, $\dot{m}_f C p_f$ et U sont constant sur l'échangeur on aura :

$$A = \frac{K}{U} \int_0^1 \frac{d\Delta T}{\Delta T} = \frac{K}{U} \left(\ln(\Delta T_1) - \ln(\Delta T_0) \right) = \frac{K}{U} \ln \left(\frac{T_{e,c} - T_{s,f}}{T_{s,c} - T_{e,f}} \right) ; \quad (4.11)$$

Avec :

$$\dot{m}_c C p_c = \frac{\dot{Q}}{(T_{e,c} - T_{s,c})} ; \quad \dot{m}_f C p_f = \frac{\dot{Q}}{(T_{s,f} - T_{e,f})} ; \quad (4.12 a) \text{ et } (4.12 b)$$

Donc :

$$K = \left(\frac{1}{m_c \dot{C}p_c} - \frac{1}{m_f \dot{C}p_f} \right) = \frac{(T_{e,c} - T_{s,c}) - (T_{s,f} - T_{e,f})}{\dot{Q}} = \frac{(T_{e,c} - T_{s,f}) - (T_{s,c} - T_{e,f})}{\dot{Q}} ; \quad (4.13)$$

$$A = \frac{\dot{Q}}{U(\Delta T_1 - \Delta T_0)} \ln \left(\frac{\Delta T}{\Delta T_0} \right) \Rightarrow \dot{Q} = UA \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_0)}{\ln \left(\frac{\Delta T}{\Delta T_0} \right)} = UA \Delta T_{LM} ; \quad (4.14 \text{ a}) \text{ et } (4.14 \text{ b})$$

En définitif :

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{e,c} - T_{s,c}) - (T_{s,f} - T_{e,f})}{\ln \left(\frac{(T_{e,c} - T_{s,c})}{(T_{e,f} - T_{s,f})} \right)} \quad (4.15)$$

Ce développement est strictement valable pour un échange de chaleur à contre courant parfait et pour des chaleurs spécifiques qui peuvent être assimilées à des constantes [9].

IV.1.1. Le coefficient d'échange global :

La résistance au transfert $1/U$ correspond à la somme de quatre résistances au transfert de chaleur :

- la résistance dans le film du fluide chaude qui sera calculé par le coefficient de transfert de film h_c ;

- la résistance due à la conduction de la chaleur à travers la paroi. Cette résistance est calculée par e/l , e étant l'épaisseur de la paroi (longueur de conduction, l la conductibilité thermique du matériau utilisé dans l'échangeur ;

- la résistance au transfert du côté fluide froid qui sera représentée par le coefficient de transfert de film h_f ;

- la résistance due à l'encrassement ou la détérioration de la paroi (voir figure 4.4).

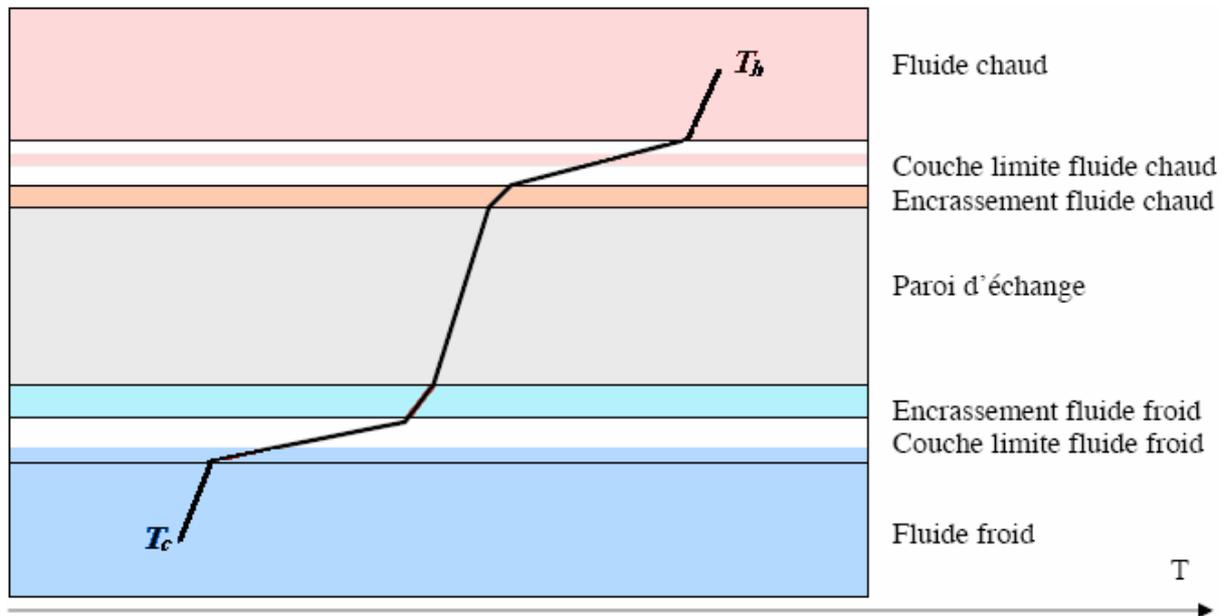


Figure 4.4 : Profil de températures et résistances au transfert de chaleur.

Le coefficient de transfert de chaleur global sera calculé par :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_f} + R \quad (4.33)$$

R est une résistance additionnelle au transfert de chaleur qui correspond à l'encrassement de l'échangeur.

Les coefficients de transfert de film seront estimés par des corrélations qui tiennent compte des propriétés thermodynamique des fluides et des conditions de fonctionnement : débit, état thermodynamique, température et pression et de la géométrie de l'échangeur (configuration, vitesse d'écoulement, types de tubes, ...)

IV.2 Synthèse du réseau d'échangeurs :

Les étapes précédentes définissent une cible de consommation d'énergie décrite par une liste de courants avec des débits définis. Elles définissent la phase d'optimisation de la méthodologie pour l'intégration d'énergie. Chaque étape (Figure 4.5) correspond à une tâche spécifique.

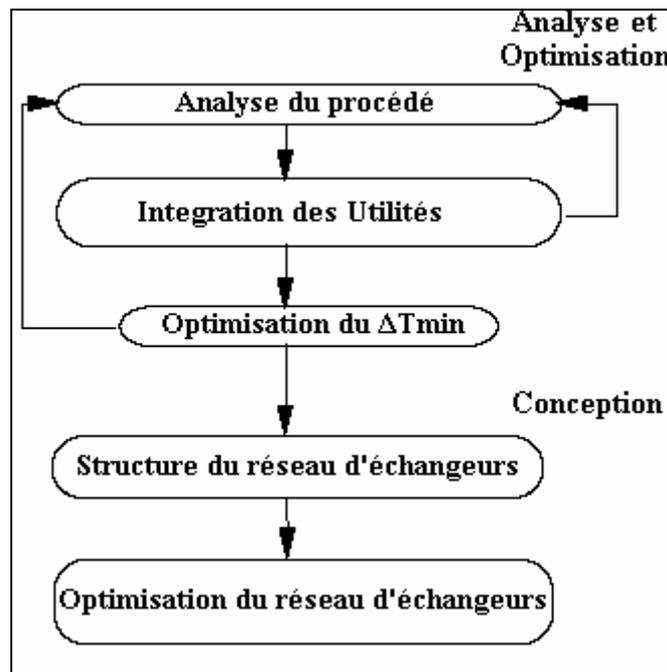


Figure 4.5 : Diagramme des étapes de l'optimisation [10]

Ces étapes sont les suivantes :

- Etape 1 : Analyse du procédé.

La première étape est relative au calcul des courbes composites des données du procédé et à la détermination des besoins minimums en énergie (MER) selon une valeur $\Delta T_{min}/2$ fixe pour chaque courant. L'analyse des courbes composites permet de proposer des modifications du procédé et d'identifier ses courants stratégiques.

- Etape 2 : Intégration des utilités

Le choix des utilités à employer et la détermination de leurs débits optimaux.

- Etape 3 : Optimisation de la contribution $DT_{min}/2$.

Une évaluation des frais financiers basés sur une valeur globale du coefficient d'échange global est utilisée pour analyser l'influence du $DT_{min}/2$. Les $DT_{min}/2$ sont liées aux coefficients de transfert de chaleur des films. Le design consiste à trouver un réseau d'échangeurs de chaleur qui permettra d'approcher la cible de coût minimum.

IV.2.1. Définition du problème :

Le design du réseau d'échangeurs de chaleur peut être fait en répondant à trois questions :

- Quels courants chauds et froids devraient échanger de la chaleur ?
- Quelle est la charge thermique correspondante à cet échange ?
- Comment se fait l'échange ? Y a-t-il des problèmes en terme de violation de principes ?

IV.2.2. Structure du réseau d'échangeurs de chaleur :

La détermination de la structure du réseau d'échangeurs de chaleur (Heat exchangers network : HEN) est la première étape de la synthèse. Elle consiste à trouver une structure faisable qui sera optimisée dans les prochaines étapes. La détermination de la structure du réseau d'échangeurs de chaleur est obtenue en fixant le MER (ainsi que les débits des utilités). Le point de pincement divise le procédé en deux parties indépendantes qui peuvent être étudiées séparément.

IV.2.2.1 Représentation du réseau d'échangeurs de chaleur :

Les courants du réseau d'échangeurs de chaleur sont représentés par des lignes horizontales allant des températures d'entrée aux températures de sortie (Figure 4.6). Les courants chauds vont de droite à gauche et les froids de gauche à droite. L'utilisation des températures corrigées au lieu des valeurs réelles facilite les calculs. Dans cette représentation, l'échangeur du point de pincement comportera une différence de température $\Delta T=0$.

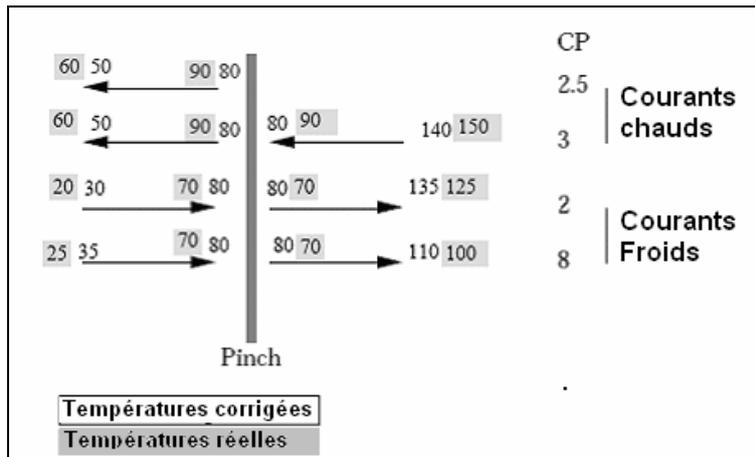


Figure 4.6 : Représentation des courants du réseau d'échangeurs

Dans cette représentation, un échangeur de chaleur est une ligne verticale (figure 4.7) liant deux lignes horizontales (courants). L'échange contre-courant est clairement identifié et le ΔT_{lm} est facile à calculer. Il est aussi facile de localiser le point de pincement dans un échangeur.

IV.2.2.2 Règles de faisabilité :

Le point de pincement est le goulot d'étranglement pour l'échange d'énergie. Dans l'étape préliminaire du design on considère les deux systèmes définis par le point de pincement en tant qu'indépendants. Les courants les plus importants pour la synthèse seront ceux qui sont présents au point de pincement. Ils s'appelleront "Courants du point de pincement". L'optimisation indique qu'aucune utilité froide ne peut être utilisée au-dessus du point de pincement. Ceci implique que :

- Au-dessus du point de pincement, les courants chauds du point de pincement doivent être refroidis jusqu'à la température de pincement par les courants froids sans utilités ;

Le même raisonnement est fait au-dessous du point de pincement où aucune utilité chaude ne peut être utilisée :

- Au-dessous du point de pincement, les courants froids de ce point doivent être chauffés jusqu'à la température de pincement par les courants chauds sans utilité chaude.

Pendant la tâche de synthèse, les courants principaux sont :

- Au-dessus: les flux chauds au point de pincement.
- Au-dessous: les flux froids au point de pincement.

Un échangeur comportant deux courants du point de pincement s'appellera un "Echangeur de point de pincement". Pour l'exemple de la figure 4.7, l'échangeur (1) est un échangeur de point de pincement mais pas l'échangeur (2).

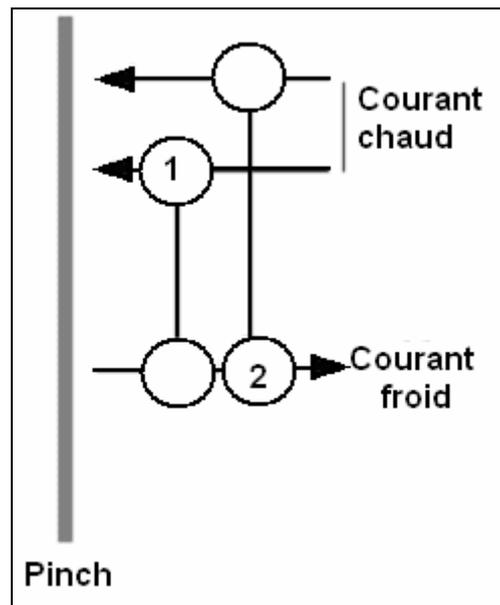


Figure 4.7 : Représentation d'échangeur et courants de point de pincement [10]

Les règles de faisabilité sont venues directement de la proposition ci-dessus. Les échangeurs de point de pincement sont les seuls à être concernés par ces règles.

La première règle concerne le nombre de flux au point de pincement. Car aucune utilité froide ne peut être employée au-dessus du point de pincement, le nombre de courants froids au-dessus doit être supérieur ou égal à celui des courants chauds (Figure 4.9). De même, au-dessous du point de pincement, au point de pincement le nombre de flux chauds doit être supérieur ou égale au nombre de flux froids.

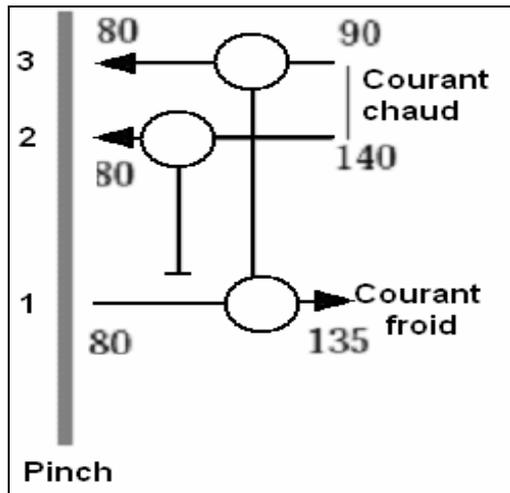


Figure 4.8 : Schéma montrant le nombre de courants [10]

Règle du Nombre de courants :

- Au-dessus du point de pincement, $N_c \leq N_f$
- Au-dessous du point de pincement, $N_f \leq N_c$

Par exemple, si la structure de la figure 4.8 est utilisée, il n'y a pas assez de flux froids pour apporter le courant (2) au point de pincement. Pour satisfaire la règle, le courant froid sera divisé en deux courants secondaires comme montré sur la figure 4.9. Il existe différentes manières de choisir le facteur de division. On peut prendre le facteur CP correspondant à celui du fluide chaud concerné ou le facteur de la charge thermique. Le second principe de la thermodynamique tend à encourager un mélange isotherme après l'échange. Le choix du facteur de division sera également soumis à d'autres règles.

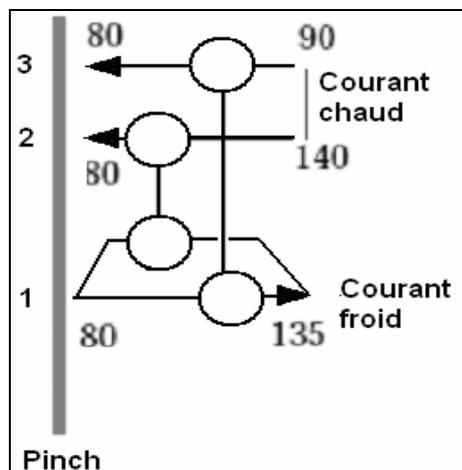


Figure 4.9: Schéma montrant la Division du flux froid [10]

La deuxième règle de faisabilité pour les échangeurs de point de pincement est la règle des CP. Comme au-dessus du point de pincement, le ΔT_{\min} est vérifié du côté froid de l'échange, le CP du flux froid doit être supérieur à celui du flux chaud (Figure 4.10). La différence de température du côté chaud de l'échange sera ainsi supérieure ou égale au ΔT_{\min} . La règle de CP pour les échangeurs de chaleur de point de pincement est :

- En Haut : $CP_c \leq CP_f$

- En Bas : $CP_f \leq CP_c$

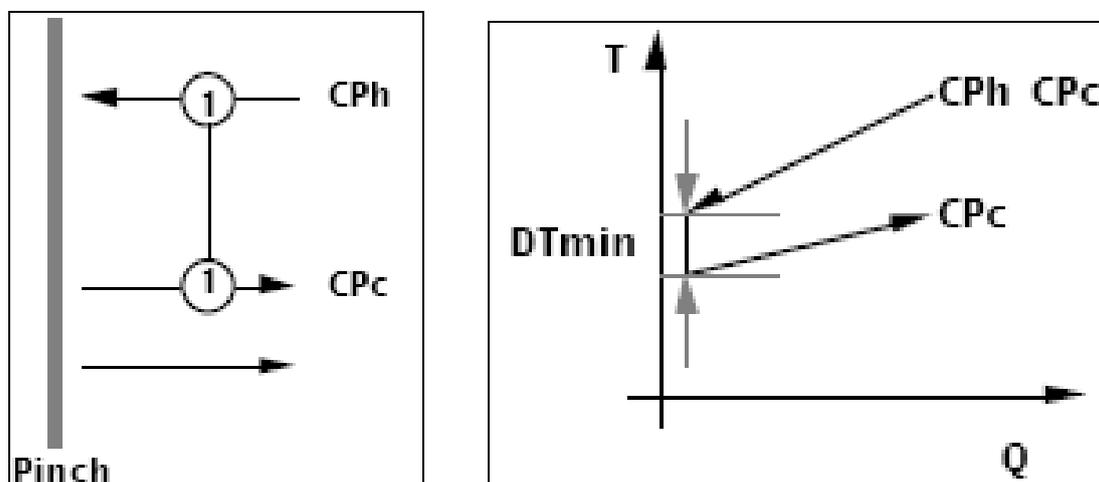


Figure 4.10 : Schéma illustrant la règle des CP au point de pincement [10]

La règle de CP concerne seulement des échangeurs de chaleur de point de pincement puisqu'elle est fondée sur l'hypothèse que ΔT_{\min} est déjà vérifié au point de pincement. Quand aucune combinaison possible ne vérifie la règle des CP, le fluide chaud ayant le CP le plus grand sera divisé. Dans ce cas-ci la règle du nombre de courants doit être réexaminée.

Il est toujours possible de trouver une configuration qui vérifie les anciennes règles.

Au dessus du point de pincement:

$$\sum_{i=1}^{N_f} CP_f - \sum_{i=1}^{N_c} CP_c \geq 0$$

En dessous du point de pincement :

$$\sum_{i=1}^{N_c} CP_c - \sum_{i=1}^{N_f} CP_f \geq 0$$

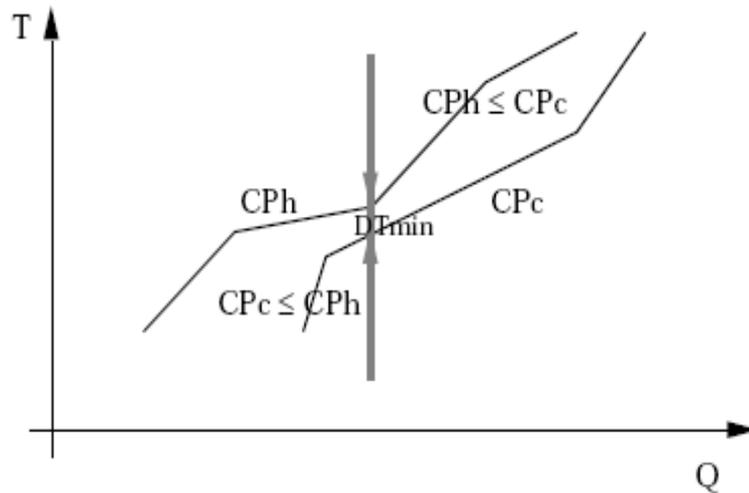


Figure 4.11: Schéma montrant la Différence des CP globaux

IV.2.2.3 Règles heuristiques

Les précédentes règles permettent d'identifier les courants qui peuvent échanger de la chaleur. La deuxième question est d'identifier la quantité de la chaleur qui sera échangée. La règle heuristique peut être utilisée pour déterminer la charge thermique de l'échangeur.

Pour vérifier le nombre minimum d'unités défini précédemment, dans chaque échange, au moins un des deux flux concernés doit satisfaire sa charge thermique totale.

Ceci est connu en tant que règle du *Tick-off*:

- Essayer d'éliminer un flux à chaque échange en satisfaisant la charge thermique d'un des deux flux impliqués dans l'échange.

IV.2.3 Méthode de synthèse

En utilisant la faisabilité et les règles heuristiques, on peut proposer une stratégie de synthèse. C'est seulement une manière d'approcher le problème, pas une méthode systématique pour le résoudre.

Pour calculer une structure de réseau d'échangeurs de chaleur (Figure 4.12) :

- Analyser séparément les sous-systèmes définis par le point(s) de pincement.

L'idée principale est d'apporter les jets {k} principaux au point de pincement.

Au-dessus d'un point de pincement, les courants principaux sont les jets chauds

Au-dessous d'un point de pincement, les courants principaux sont les courants froids.

{k} se rapporte aux courants principaux, {k-1} à l'autre.

- Identifier les courants de point de pincement.
- Si la règle de nombre de flux n'est pas vérifiée, diviser les flux {k-1} jusqu'à ce que la règle soit vérifiée.
- Trouver un raccordement qui vérifie la règle des CP. Si aucun raccordement n'est trouvé le problème n'est pas terminé, diviser le flux {k} qui ne vérifie pas la règle, jusqu'à ce qu'un raccordement soit trouvé, ou supprimer un raccordement déjà défini.
- Pour le raccordement faisable, appliquer la règle du tick-off et calculer l'échange.
- Exécuter la « remaining problem analysis » pour valider ou non le raccordement.
- Avec les nouvelles données remettre en marche le procédé pour trouver le prochain raccordement jusqu'à tous les charges thermiques de courants sont satisfaits.

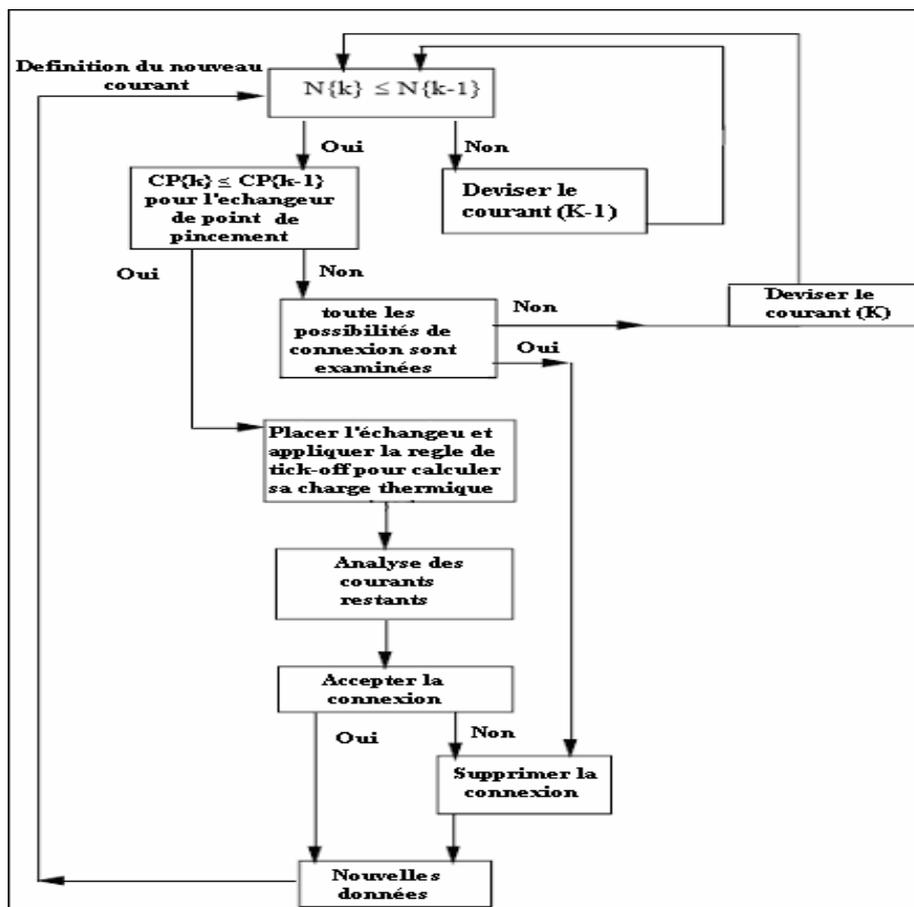


Figure 4.12 : Algorithme de la méthode de synthèse [10]

RESULTATS ET INTERPRETATIONS

V.1 Analyse du site :

Dans cette section nous allons étudier le site afin de déterminer ces inefficacités.

La figure 5.1 montre un schéma de répartition de flux dans une partie du procédé.

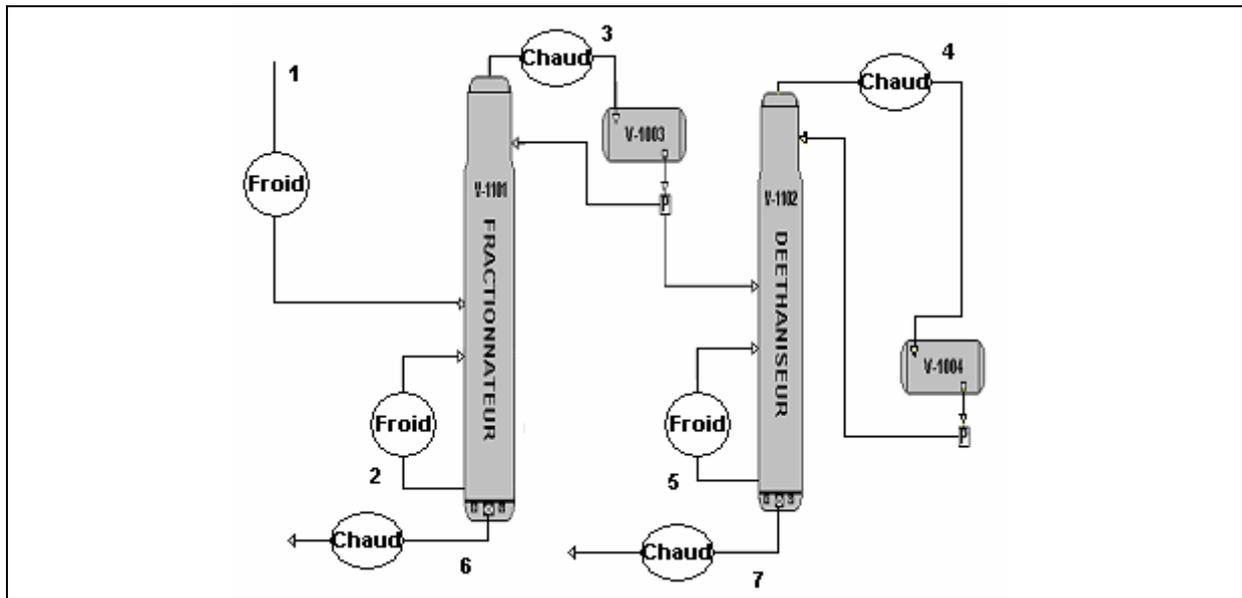


Figure 5.1 : Schéma de la distribution des Flux du procédé

V.1.1. Composition des flux :

Le tableau ci- dessous donne les différents composants de flux.

Tableau 5.1 : Différents Composants des flux

Composants	(1)	(5,7)	(2,6)
Méthane	0,25	0,06	0,00
Ethane	1,49	1,25	0,00
Propane	60,37	98,69	0,05
Iso Butane	13,29	0,00	34,93
Normal Butane	24,48	0,00	64,68
Iso Pentane	0,1	0,00	0,27
Normal Pentane	0,02	0,00	0,07

V.1.2. Réseau d'échangeurs actuel :

Le procédé décrit dans le chapitre 2 est schématisé dans la figure ci-dessous.

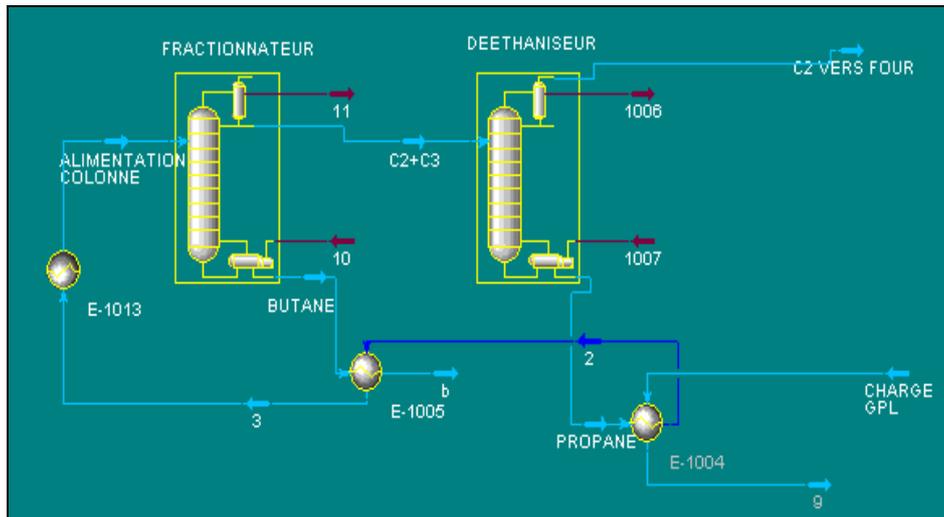


Figure 5.2 : Schéma du procédé étudié

Le réseau d'échangeurs se compose des unités décrites dans les tableaux ci-dessous (Tableaux 5.2 et 5.3).

Les échangeurs de la section réfrigération ne seront pas inclus dans l'étude du fait de leurs températures inférieures aux températures dans les autres échangeurs. Le purificateur de propane étant éloigné de la section séparation ne sera pas inclus.

Tableau 5.2 : Echangeurs du procédé

Echangeur		Coté Tube	Coté calendrier
E-1002	Aéroréfrigérant du sommet fractionnateur	Propane + Ethane	Air
E-1003	Rebouilleur fond fractionnateur	Huile chaude	Butane
E-1004	1 ^{er} Préchauffeur GPL (entrée GPL) A/B	Propane	GPL
E-1005	2 ^{ème} Préchauffeur GPL A/B	Butane	GPL
E-1006	Refroidisseur de tête dé-éthaniseur A/B	Ethane	Propane
E-1007	rebouilleur fond dé-éthaniseur	Huile chaude	Propane
E-1011	Aéroréfrigérant Propane	Propane	Air
E-1012	Aéroréfrigérant Butane	Butane	Air
E-1013	3 ^{ème} Préchauffeur GPL (entrée fractionnateur)	Huile chaude	GPL
E-1021	1 ^{er} refroidisseur Propane	Propane	Propane
E-1022	2 ^{ème} refroidisseur Propane	Propane	Propane
E-1023	3 ^{ème} Refroidisseur Propane	Propane	Propane
E-1024	1 ^{er} refroidisseur Butane	Butane	Propane
E-1025	2 ^{ème} Refroidisseur Butane	Butane	Propane
E-1026	3 ^{ème} Refroidisseur Butane	Butane	Propane
E-1027	Aéroréfrigérant Propane	Propane	Air
E-1028	Purificateur Propane	Propane	Propane

Tableau 5.3 : Donnée échangeurs

Echangeur	TUBE			CALENDRE			Q (KW)	U (W/ m ² °C)	A (m ²)	ΔTlm (°C)
	Tin	Tout	Débit Kg/h	Tin	Tout	Débit Kg/h				
E-1002	57,3	50,0	366,7	38,0	45,0	/	29700	598,7	4095,0	12,1
E-1003	180,0	130,0	888,4	110,0	113,0	870,0	29300	466,4	1616,4	38,8
E-1004	63,0	50,0	80,8	22,8	34,0	127,6	1010	614,4	59,2	28,0
E-1005	110,0	49,0	74,4	34,0	65,0	128,6	4190	531,2	289,2	27,3
E-1006	16,4	5,0	47,8	5,0	5,0	45,3	4180	574,5	828,2	14,7
E-1007	180,0	129,1	157,0	61,0	62,2	164,3	5180	343,3	166,2	90,8
E-1011	50,0	43,0	92,9	38,0	46,0	/	590	527,1	254,0	4,4
E-1012	49,0	43,0	92,8	38,0	47,0	/	140	438,9	338,0	2,7
E-1013	180,0	65,7	135,6	65,0	71,1	162,2	1000	378,7	121,7	21,4
E-1021	43,0	21,3	82,8	18,0	/	19,9	1440	499,2	236,0	10,7
E-1022	21,0	-4,6	82,8	-7,8	/	17,3	1540	489,8	269,0	11,7
E-1023	-4,6	-38,0	82,8	-40,8	/	18,4	1780	498,4	274,0	13,0
E-1024	43,0	21,3	92,2	18,0	/	19,3	1440	545,9	247,0	10,7
E-1025	21,3	-4,6	92,2	-7,8	/	17,7	1590	547,1	249,0	11,7
E-1026	-4,6	-9,8	92,2	-12,0	/	8,5	140	491,7	59,0	28,4
E-1027	72,4	48,0	152,4	38,0	65,9	/	14429	542,1	3286,0	8,1
E-1028	32,9	19,6	4,1	-41,9	-41,9	6,7	350	93,0	55,7	67,4

V.1.3. Courbes composites :

L'analyse du site permet de construire la courbe composite, la construction de cette courbe est faite en répertoriant les différents courants et en affectant à chaque courant un CP ($C_p \times m$) calculé à partir de sa différence d'enthalpie. Le tableau 5.4 montre les courants choisis pour l'étude du site.

Tableau 5.4 : Courants du procédé

Courant	Type	Te (°C)	Ts (°C)	$C_p = C_p \cdot m$	Q
1	Froid	22,8	71,1	0,1283	6,20
2	Chaud	110,0	43,0	0,0686	4,60
3	Froid	110,0	113,0	9,7666	29,30
4	Chaud	57,3	50,0	4,0684	29,70
5	Froid	61,0	62,2	4,3166	5,18
6	Chaud	63,0	43,0	0,08	1,60
7	Chaud	16,4	5,0	0,3666	4,18

La figure 5.3 montre la courbe composite des courants du procédé actuel. Pour la construction de cette courbe nous n'avons pas introduit de valeur de ΔT_{\min} , mais plutôt les consommations actuelles en utilités (Q_c et Q_h).

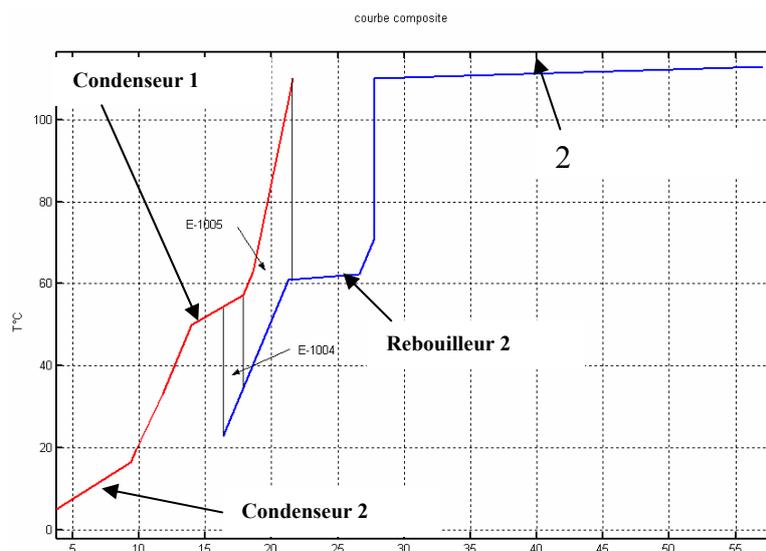


Figure 5.3 : Graphe montrant la courbe composite actuelle^{Q(MW)}

V.2 Calcul de la pression de fonctionnement optimale du Déethaniseur :

L'analyse des courbes composite montre que les colonnes de distillation sont les principaux consommateurs en utilités du site. Comme nous l'avons vu au chapitre 3, il est possible de réduire la pression de la deuxième colonne de façon à réduire les températures du rebouilleur. Pour cela, une simulation numérique sur le logiciel HYSYS 3.2 a été faite afin de déterminer les températures du condenseur et du rebouilleur.

La deuxième colonne fonctionne à une pression de 22 bars, l'alimentation se fait à une pression de 25,1 bars. En introduisant de nouvelles pressions dans le logiciel, nous obtenons les nouvelles températures.

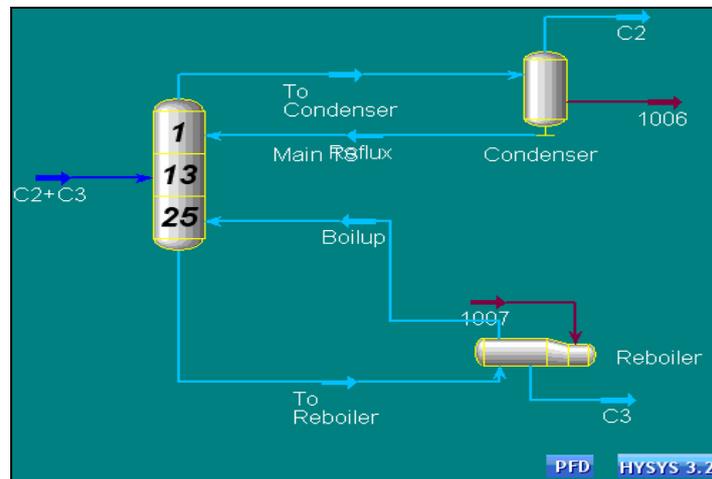


Figure 5.4 : Fenêtre montrant le résultat obtenu par « HYSYS » pour le déethaniseur

Pour une pression d'alimentation de 20 bars et une pression à l'intérieur de la colonne allant de 15 bars en tête à 18,2 bars au fond et pour les compositions actuelles en tête et au fond de la colonne, nous obtenons les résultats du tableau 5.5.

Tableau 5.5 : Résultats de la simulation

Températures du rebouilleur	46 à 48°C
Températures du condenseur	5 à -11°C
Flux thermique du rebouilleur	49500 kW
Flux thermique du condenseur	4300 kW

V.3 Choix du ΔT_{\min} Optimum :

Pour le choix de la valeur de ΔT_{\min} à utiliser pour le calcul du réseau d'échangeurs de chaleur, nous allons calculer le coût d'investissement ainsi que le coût de l'énergie consommée pour une durée d'une année (soit un fonctionnement de 8030,29 heures) pour chaque valeur de ΔT_{\min} . Les valeurs 9 ; 10 ; 12 ; 15 ; 18 ; 20°C ont été choisies pour l'étude.

Le procédé ayant été modifié, les nouvelles données du déethaniseur sont rapportées sur la liste des courants du procédé qui devient :

Tableau 5.6 : Courants du procédé modifié

Courant	Type	Te (°C)	Ts(°C)	CP=Cp. m	Q
1	Froid	22,8	71,1	0,1283	6,20
2	Chaud	110,0	43,0	0,0686	4,60
3	Froid	110,0	113,0	9,7666	29,30
4	Chaud	57,3	50,0	4,0684	29,70
5	Froid	46,0	48	2,4750	4,95
6	Chaud	46,0	43,0	0,0800	0,24
7	Chaud	5,0	-11	0,2687	4,30

V.3.1. Coûts des utilités:

Le prix des utilités chaudes et froides est déterminé comme suit :

- Pour les utilités chaudes :

L'utilité chaude utilisée est de l'huile précédemment réchauffée dans un four, le coût de l'utilité chaude sera calculé de la manière suivante :

$$Coût = \frac{\text{Prix du combustible (\$/Nm}^3\text{)}}{\text{Densité du gaz(kg/m}^3\text{)} \times \text{PCI(kJ/kg)} \times \text{rendement four}} \quad (5.1)$$

Prix du gaz= 1345 DA/1000 Nm³ = 0,01837 \$/Nm³

Densité du gaz naturel= 0,7179 kg/Nm³

PCI= 47900 kJ/kg

$\eta = 0,8$

\Rightarrow Coût_{UC} = $6,9 \times 10^{-7}$ \$/kJ

Pour le réseau d'échangeur actuel, la consommation en utilités chaude est :

$$\begin{aligned} \text{Consommation}_{UC} &= Q_{UC} \times 3600 \times 8030,29 \times 6,9 \cdot 10^{-7} \\ &= 40680 \times 3600 \times 8030,29 \times 6,9 \cdot 10^{-7} = 811454 \$ \end{aligned} \quad (5.2)$$

- Pour les utilités froides : l'utilité froide utilisée est l'air à 38°C dans les Aéroréfrigérants.

Prix de l'électricité = 800 (DA/1000 kWh) = 3×10^{-6} \$/kJ

En prenant $\eta = 0,8$

\Rightarrow Coût_{UF} = $3,75 \times 10^{-6}$ \$/kJ

$$\begin{aligned} \text{Consommation}_{UC} &= Q_{UC} \times 3600 \times 8030,29 \times 3,75 \cdot 10^{-6} \\ &= 35210 \times 3600 \times 8030,29 \times 3,75 \cdot 10^{-6} = 3.817.077 \$ \end{aligned} \quad (5.3)$$

Soit un coût total de consommation en énergie de 4.628.531 \$.

V.3. 2. Prix des échangeurs :

Le prix des échangeurs de chaleur suit l'évolution :

$$Ci = \sum_i 2500 \times (Ai)^{0,8} (\$) \quad (5.4)$$

V.3.3. Construction des courbes composites :

Nous allons construire la courbe composite correspondant à chaque valeur de ΔT_{\min} pour déterminer le potentiel maximum d'échange entre les courants du procédé et en déduire les besoins minimums en utilités.

Les courbes sont construites en calculant Q_{cmin} et Q_{hmin} par la méthode table du problème décrite au chapitre 3. Il suffira ensuite de décaler horizontalement la courbe froide de la valeur Q_{cmin} par rapport à la courbe chaude.

Pour chaque valeur de ΔT_{min} , nous calculerons la surface de chaque échangeur puis la surface globale en utilisant la relation (3.16) pour un coefficient d'échange égal à 0,5 $kW/m^2\text{°C}$ pour les échanges procédé- procédé et des coefficients donnés par le tableau (5.3) pour les échanges avec les utilités. Les coûts des surfaces sont déterminés par la relation (5.4).

- Pour : $\Delta T_{min}=9\text{°C}$

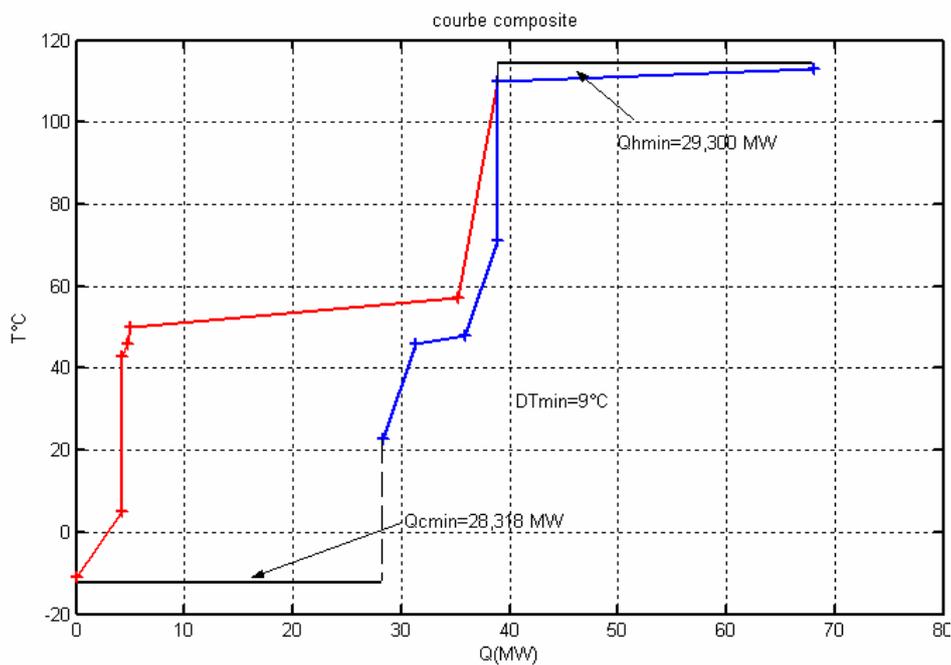


Figure 5.5 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{min}=9\text{°C}$

Surfaces :

Tableau 5.7 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=9^{\circ}\text{C}$

	Surface(m ²)	Coût(\$)
A1	611,00	423421
A2	95,10	95605
A3	3921,00	1873516
A4	306,80	244019
A5	3048,60	1531864
A6	64,56	70131
A7	223,00	189053
A8	450,80	331991
A _t	8720,86	4759600

- Pour : $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$

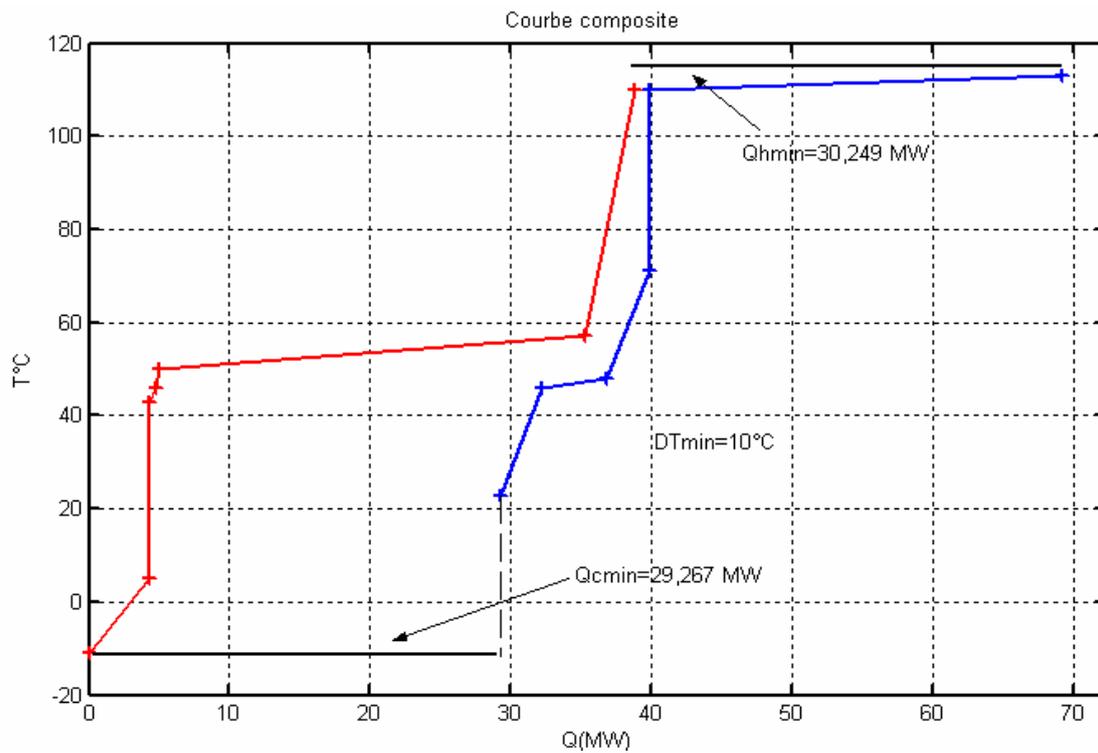


Figure 5.6 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$

Surfaces :

Tableau 5.8 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$

	Surface(m ²)	Coût(\$)
A1	38,00	45895
A2	103,30	102145
A3	167,19	150144
A4	576,70	404296
A5	301,30	240513
A6	3260,00	1616270
A7	64,56	70131
A8	223,00	189053
A9	450,80	331991
At	5184,85	3150438

- Pour : $\Delta T_{\min}=12^{\circ}\text{C}$

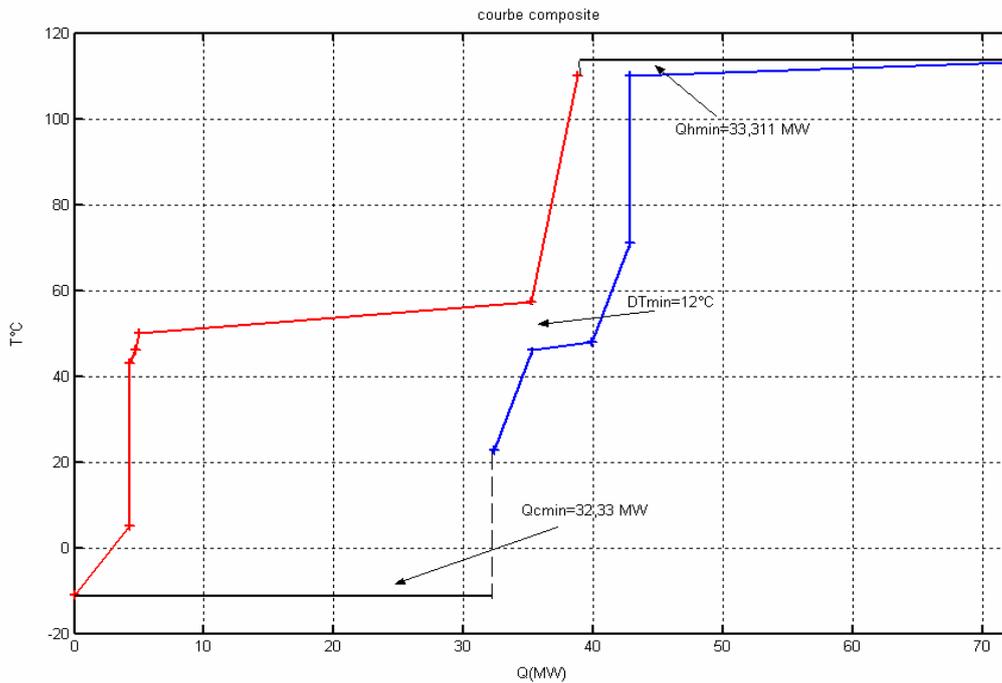


Figure 5.7 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{\min}=12^{\circ}\text{C}$

Surfaces :

Tableau 5.9 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=12^{\circ}\text{C}$

	Surface (m^2)	Coût (\$)
A1	157,84	143388
A2	29,00	36970
A3	224,83	190293
A4	145,8	134569
A5	275,00	223566
A6	3573,50	1739462
A7	64,56	70131
A8	223,00	189053
A9	450,80	331991
At	5144,33	3059423

- Pour : $\Delta T_{\min}=15^{\circ}\text{C}$

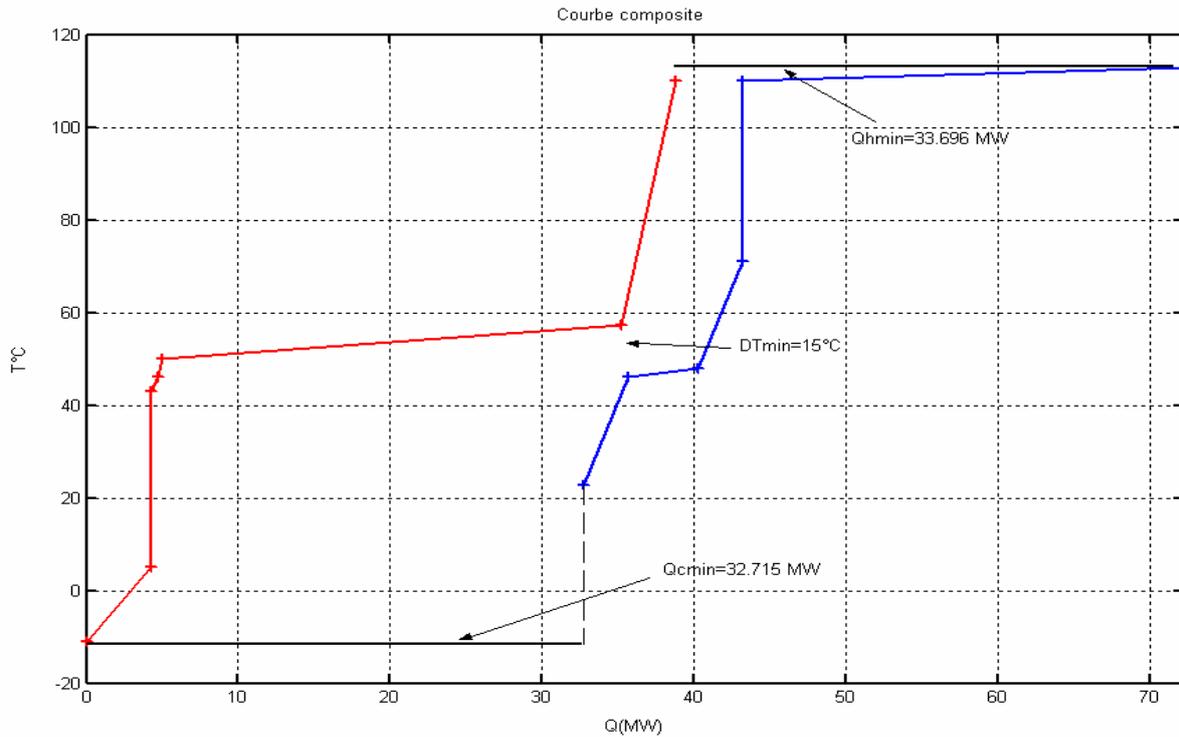


Figure 5.8 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{\min}=15^{\circ}\text{C}$

Surfaces :

Tableau 5.10 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=15^{\circ}\text{C}$

	Surface (m^2)	Coût (\$)
A1	157,84	143388
A2	39,64	47473
A3	174,47	155352
A4	52,20	59166
A5	215,86	184194
A6	3609,80	1753583
A7	64,56	70131
A8	223,00	189053
A9	450,80	331991
At	4988,17	2934331

- Pour : $\Delta T_{\min}=18^{\circ}\text{C}$

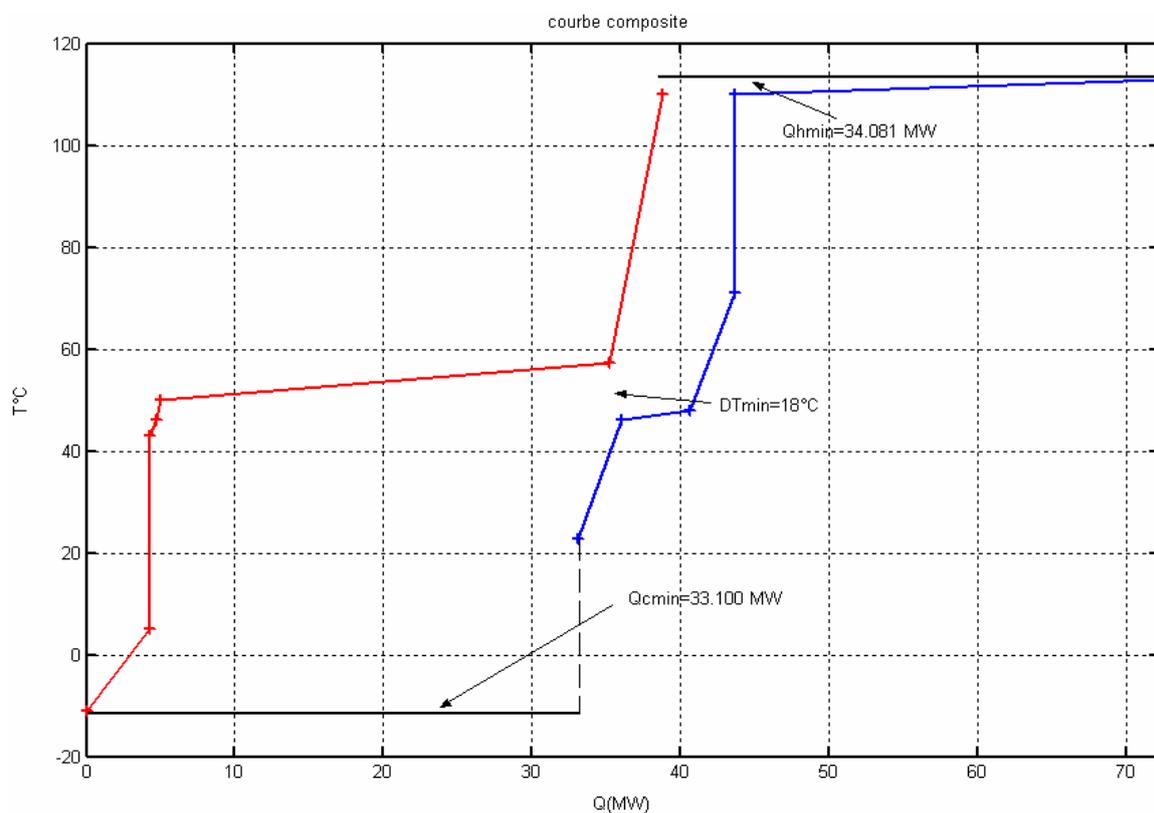


Figure 5.9 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{\min}=18^{\circ}\text{C}$

Surfaces :

Tableau 5.11 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=18^{\circ}\text{C}$

	Surface(m ²)	Coût(\$)
A1	157,84	143388
A2	50,22	57364
A3	137,00	128031
A4	82,81	85586
A5	168,35	150976
A6	3650,00	1769189
A7	64,56	70131
A8	223,00	189053
A9	450,80	331991
At	4984,58	2925709

- Pour : $\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$

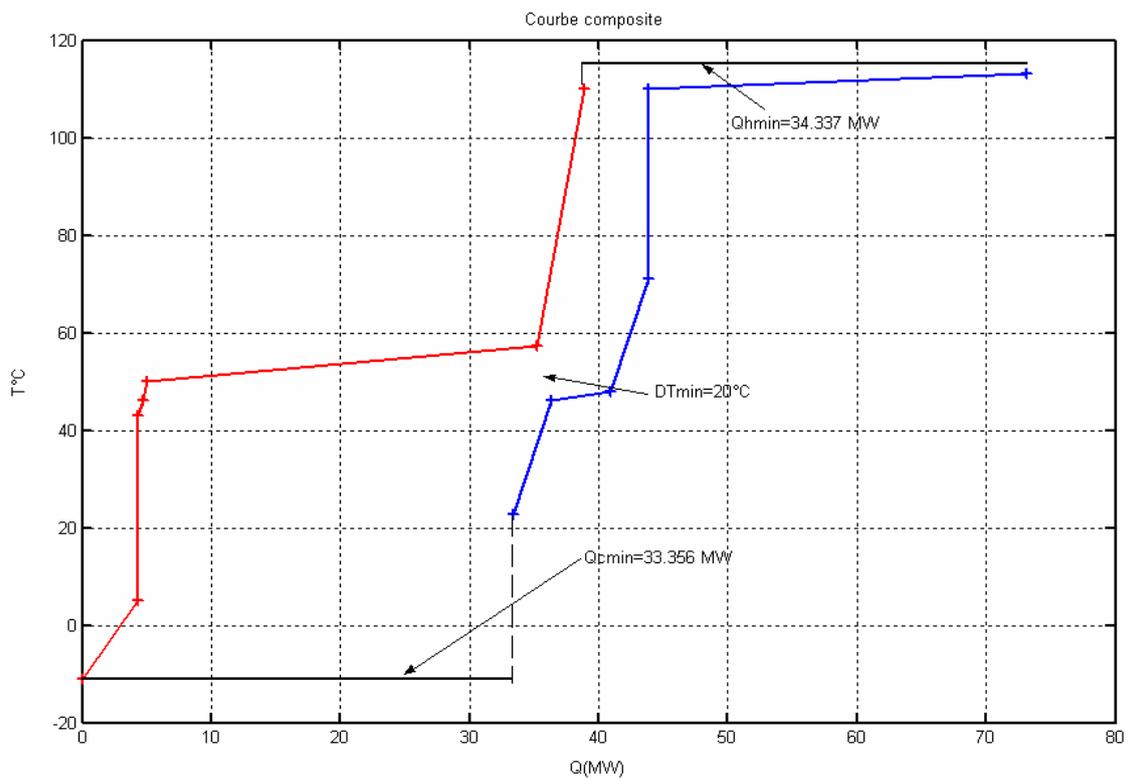


Figure 5.10 : Graphe montrant la courbe composite : $\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$

Surfaces :

Tableau 5.12 : Résultats du calcul de surfaces pour $\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$

	Surface (m ²)	Coût (\$)
A1	157,84	143388
A2	57,60	64014
A3	116,69	112607
A4	94,90	95444
A5	141,36	131280
A6	3679,00	1780425
A7	64,56	70131
A8	223,00	189053
A9	450,80	331991
A_t	4985,75	2918333

Les résultats obtenus pour toutes les valeurs de ΔT_{\min} sont rapportés sur le tableau 5.13.

Tableau 5.13: Consommation en utilités et surface totale pour les différentes valeurs de ΔT_{\min}

ΔT_{\min} (°C)	Q_{cmin} (kW)	Q_{hmin} (kW)	A_t (m2)
9	28318	29300	8718
10	29267	30249	5184
12	32330	33311	5144
15	32715	33696	4988
18	33100	34081	4984
20	33356	34337	4985

V.3.4. Tableau et courbe des coûts :

Le coût d'investissement C_i correspond au coût des surfaces, Le coût des utilités C_u est calculé par les relations (5.2) et (5.3).

Pour un retour sur investissement sur une durée de trois années $\tau=0,33$.

Tableau 5.14 : Tableau des coûts pour les différentes valeurs de ΔT_{min}

ΔT_{min} (°C)	Cu (\$)	Ci (\$)	$\tau \times Ci$ (\$)	Ct (\$)
7	3643510	4759600	1570668	5214178
10	3776159	3150438	1039644	4815804
12	4169291	3059423	1009610	5178901
15	4218708	2934331	968329	5187037
18	4268125	2925709	965484	5233609
20	4300984	2918333	963050	5264034

Les valeurs calculées de Ct sont rapportées sur le graphe de la figure 5.11 en fonction de ΔT_{min} .

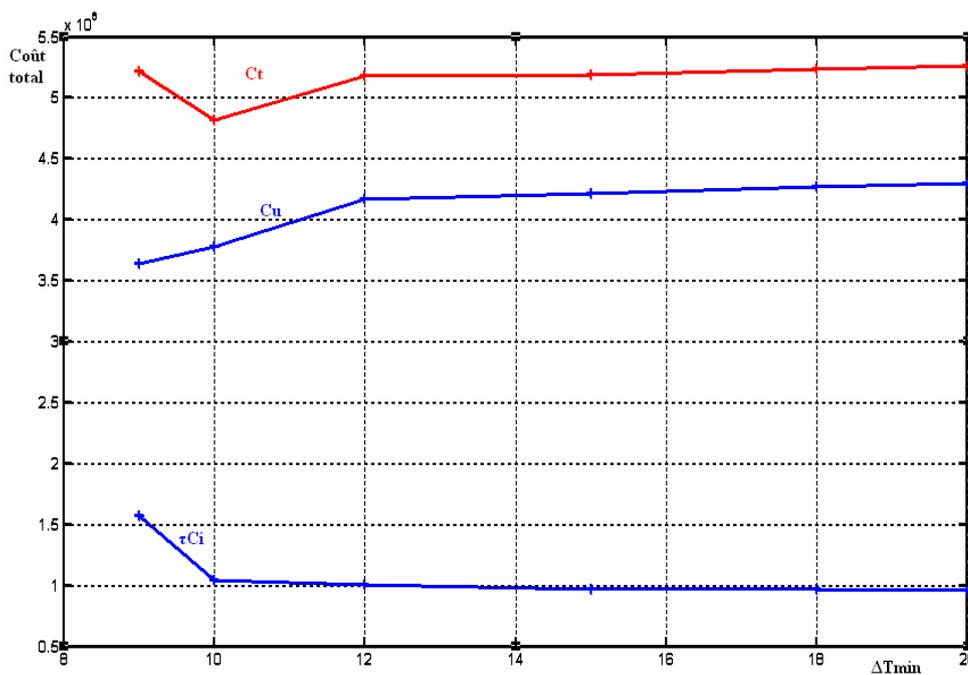


Figure 5.11 : Graphe représentant le coût total en fonction de ΔT_{min}

La figure précédente montre que le minimum du coût global est réalisé pour la valeur $\Delta T_{min} = 10^\circ\text{C}$. Nous allons donc faire le design du réseau d'échangeurs de chaleur pour cette même valeur.

V.4 Construction du réseau d'échangeurs de chaleur pour $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$:

V.4.1. Représentation des flux du procédé :

			CP	Q
43	←	110	0,0686	4,6
50	←	57,3	4,0684	29,7
43	←	46	0,0800	0,24
-11	←	5	0,2687	4,3
22,8	→	71,1	0,1283	6,2
110	→	113	9,7666	29,3
46	→	48	2,4750	4,95

Figure 5.12 :

Pour $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$, les températures correspondant au point de pincement sont :

- $T=57,3^{\circ}\text{C}$ pour les courants chauds ;
- $T=47,3^{\circ}\text{C}$ pour les courants froids.

On en déduit les deux sous- systèmes montrés sur la figure 5.13 :

Q	En Dessous	57,3	57,3	Au Dessus	CP	Q
0,98	43	←	110	0,0686	3,61	
29,7	50	←	57,3	4,0684		
0,24	43	←	46	0,0800		
4,3	-11	←	5	0,2687		
3,14	22,8	→	47,3	71,1	0,1283	3,05
				100	9,7666	29,3
3,21	46	→	47,3	48	2,4750	1,73

Figure 5.13 : Shémas des réseaux introduits par le pincement

V.4.2 Design au dessus du point de pincement :

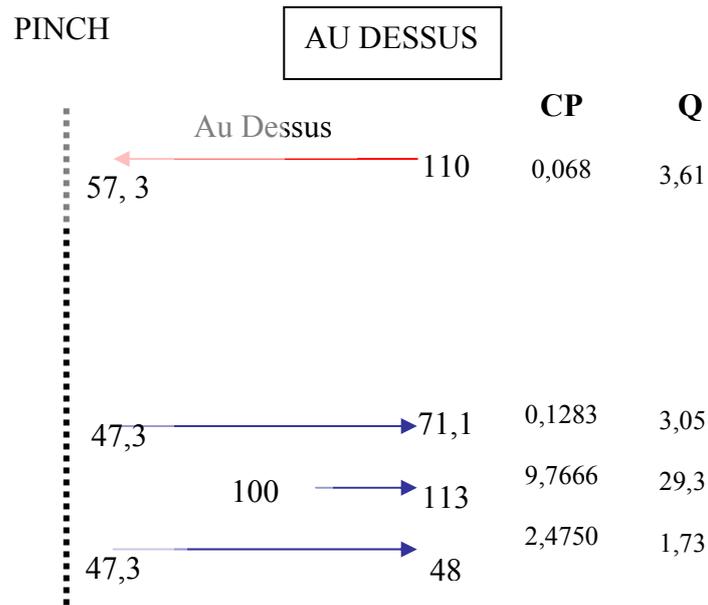


Figure 5.14 : Schémas des courants au-dessus du pincement

Au point de pincement :

- $N_f = 2$, $N_c = 1$: La règle du nombre de flux vérifiée
- $CP_f = 2,603$, $CP_c = 0,068$: La règle des CP est vérifiée

Le premier échange implique les plus grands CP, les autres échanges seront déduits. Cela donne la configuration montrée sur la figure 5.15.

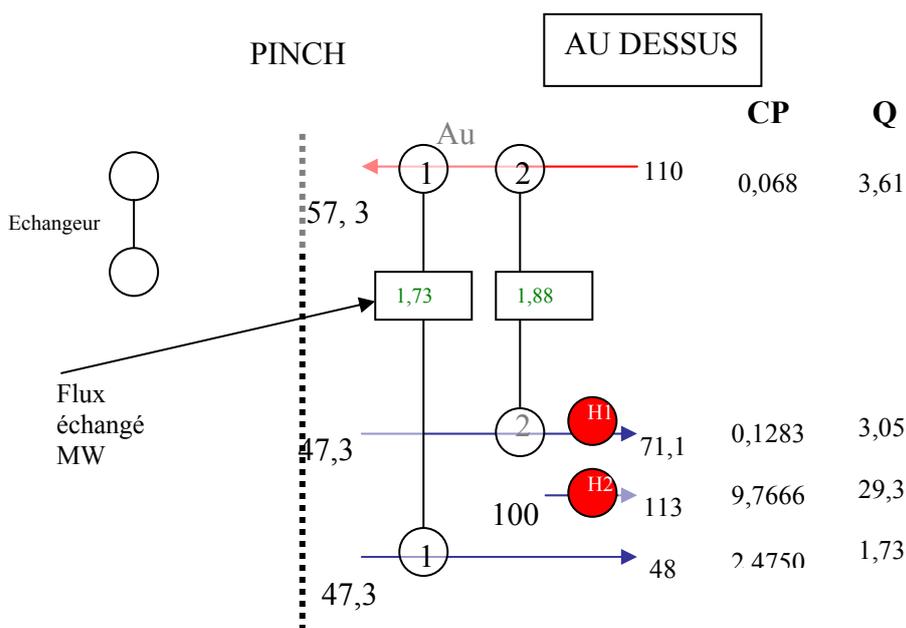


Figure 5.15 : Design du réseau au dessus du pincement

A partir de la figure 5.15 on peut déduire les consommations en utilités chaudes correspondant au schéma proposé

$Q_h = H_1 + H_2 + H_3$ avec H_i , sont les charges thermiques des utilités chaudes.

$$Q_h = (3,25 - 1,88) + (29,3) = 30,670 \text{ Mw} > Q_{h\min} = 30,25 \text{ Mw}$$

V.4.2 Design au dessus du point de pincement :

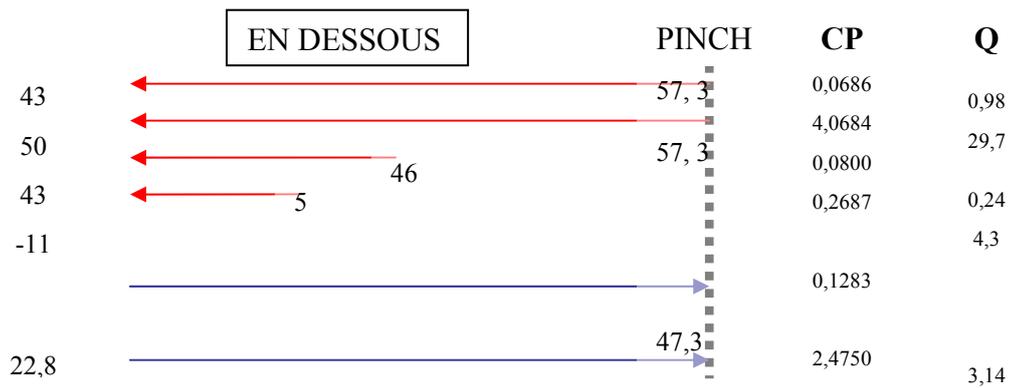


Figure 5.16 : Schémas des courants au dessus du pincement

Au point de pincement :

- $N_f = 2$, $N_c = 2$: La règle du nombre de flux vérifiée
- $CP_f = 2,6$, $CP_c = 4,137$: La règle des CP est vérifiée ($CP_c > CP_f$)

Le troisième échange implique les plus grands CP, Cela donne la configuration montrée sur la figure 5.17.

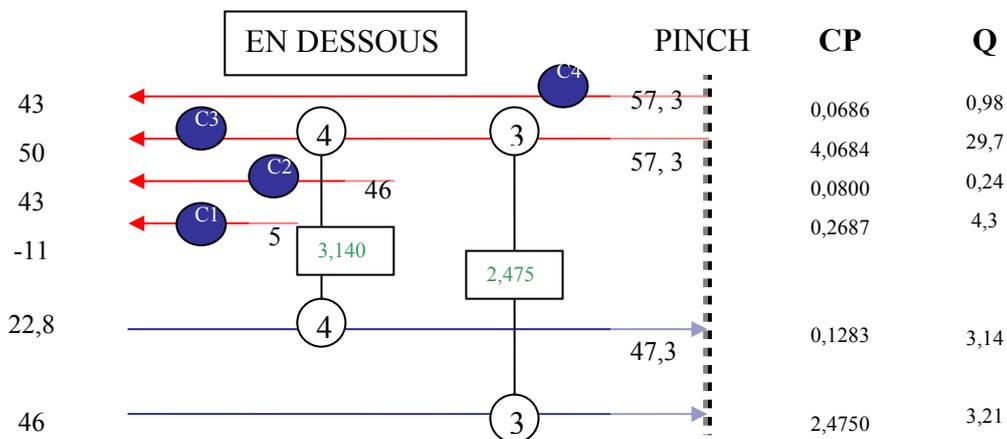


Figure 5.17 : Design du réseau au dessus du pincement

A partir de la figure 5.17 on peut déduire les consommations en utilités froides correspondant au schéma proposé :

$Q_c = C1+C2+C3+C4$ avec C_i , sont les charges thermiques des utilités froides utilisées.

$$Q_c = (0,98) + (24,095)+(0,24)+(4,3) =29,610 \text{ Mw} > Q_{\text{cmin}}=29,267 \text{ Mw}$$

A partir des configuration des réseaux au dessus et en dessous du point de pincement des figures 5.15 et 5.17

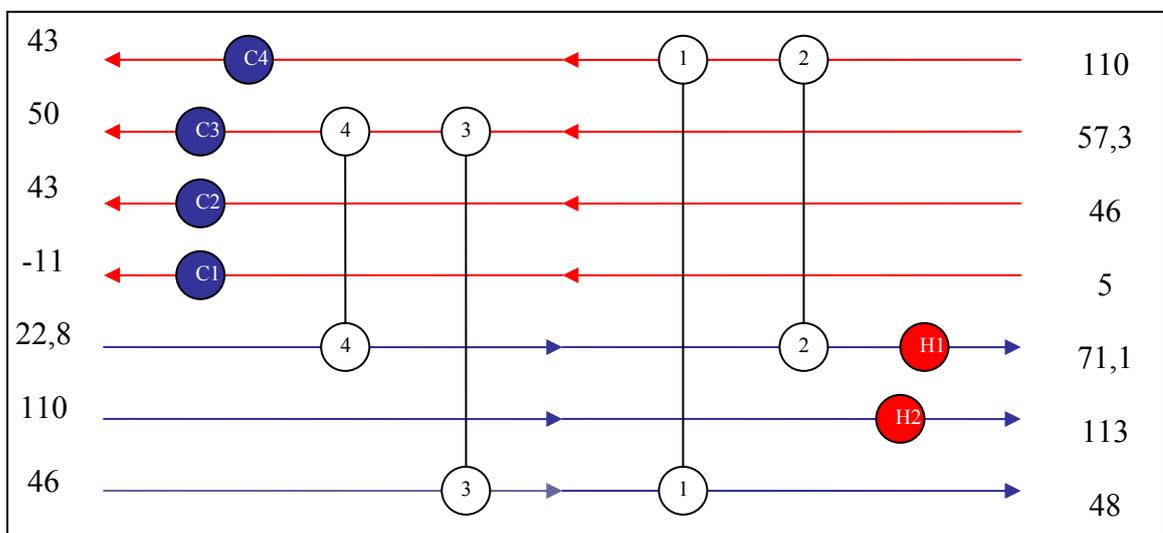


Figure 5.18 : Design du réseau d'échangeurs

CONCLUSION

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à une étude d'optimisation d'un train de production de GPL de la station JUMBO d'ARZEW. Une technique d'optimisation énergétique dénommée « Pinch technology », ou analyse de pincement a été utilisée au cours de cette étude.

Grâce à cette analyse appliquée au train de production de GPL, nous avons pu cibler le goulot d'étranglement du réseau d'échangeurs ainsi que l'écart de température minimum optimal correspondant suite à une étude technico-économique. Nous avons pu remarquer que cet écart est assez petit dénotant une évolution où le coût énergétique prend le dessus sur l'investissement, conséquence directe de la flambée des prix de l'énergie.

Nous avons à l'aide d'un logiciel de simulation 'HYSYS' optimisé les paramètres internes de la colonne de distillation pour en extraire des températures de rebouilleur et de condenseur que nous avons intégré dans le procédé pour une nouvelle configuration du réseau d'échangeurs.

L'économie réalisée lors de cette étude sur le site GP1Z est de 17%, soit un montant de 800000 \$/an, et un retour sur investissement de trois ans.

Les idées maîtresses sont donc de :

- Commencer par un choix technico-économique et considérer ses répercussions à l'avenir.
- Repérer le goulot d'étranglement et faire une conception en évitant de le traverser.
- Au vu des prévisions de l'inflation énergétique ; privilégier le coût énergétique sur l'investissement (dans une certaine proportion).

Références bibliographiques :

1. www.sonatrach-d.com.
2. www.mem-algeria.org.
3. www.cgdf.fr (comité français du gaz).
4. **Cambell J.M**, 4ème edition, Gas conditioning and processing. Cambell petroleum series. 1978.
5. **Wuittier P**, Raffinage et genie chimie, Tome I. Edition TECHNIP.1972.
6. **Linnhoff B, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R.Guy, and R.H.Marsland**, “User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy”, *IChemE*, Rugby, U.K. (1982).
7. **Linnhoff B**, “Use Pinch Analysis to Knock Down Capital Costs and Emissions”, *Chemical Engineering Progress*, August 1994.
8. **Linnhoff B. and Hindmarsh E.**”*Heat integration of distillation columlns into overall processes*”. *Chemical Engineering*, vol. 38, No 5, pp. 745-763, 1983. (1983)
9. **Linnhoff B. and Dunford H.**”*Understanding heat exchanger networks*”. *Computers and Chemical Engineering*, vol. 3, No 8, pp. 245-263, 1979
10. **Morgan, S.**, “Use Process Integration to Improve Process Designs and the Design Process“, *Chem. Eng. Progress*, 88 (9), pp. 62-68 (Sept. 1992).