

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université Ahmed Draïa Adrar



Faculté des Sciences et de la Technologie
Département d'Hydrocarbures et Energies Renouvelables

Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en :

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Thème :

**Reconfiguration du train de préchauffe de la raffinerie
d'Adrar par la méthode « Pinch Technology »**

Préparé par :

Mlle. Aoumeri Rekia

Mlle. Bakassou Fatima El Zohra

Membres de jury d'évaluation :

M.	Président	Pr.	Univ. Adrar
M.	Encadreur	MCA	Univ. Adrar
Mlle.	Co-encadreur	MCB	Univ. Adrar
M.	Examineur	MAA	Univ. Adrar

Année Universitaire : 2021/2022

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic Republic of Algeria

Ministry of Higher Education and
Scientific Research
University Ahmed Draia of Adrar
The central library



وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
جامعة أحمد دراية- أدرار
المكتبة المركزية
مصلحة البحث الجيولوجرافي

شهادة الترخيص بالإيداع

انا الأستاذة(ة): لكصاسي حمزة

المشرف مذكرة الماستر الموسومة بـ :

Reconfiguration du train de préchauffe de l'unité topping de la raffinerie d'Adrar par la méthode « Pinch Technology»

من إنجاز الطالب(ة): عومري رقية

و الطالب(ة): بكاسو فاطمة الزهرة

كلية : العلوم والتكنولوجيا

القسم : المحروقات و الطاقات المتجددة

التخصص: الهندسة الكيميائية

تاريخ تقييم / مناقشة: 8 جوان 2022

أشهد ان الطلبة قد قاموا بالتعديلات والتصحيحات المطلوبة من طرف لجنة التقييم / المناقشة، وان المطابقة بين
النسخة الورقية والإلكترونية استوفت جميع شروطها.
وبإمكانهم إيداع النسخ الورقية (02) والالكترونية (PDF).

- امضاء المشرف:

ادرار في : 2 جوان 2022



Handwritten signature: Laksassi

Dédicaces

Pour l'esprit de mon père pure miséricorde sur lui consacrer le fruit de ce mon mieux pour le plus cher et l'être humain le plus précieux dans ma vie, ce qui a soulevé les conseils derby de et la mer un être net effusion de l'amour, et un sourire ceux qui décoré ma vie vous éclairez la pleine lune, et les bougies de joie à ceux qui m'a donné la force et la détermination de continuer le chemin, Il était une raison de poursuivre mes études à ceux qui m'a appris la patience et de diligence, à chère à mon coeur, ma mère.

^À la merde du stylo et sauver le coeur ^

REKIA

La plus belle chose est qu'une personne donne ses biens les plus précieux, et la plus belle est qu'elle offre le plus précieux au plus précieux

C'est le fruit de mes efforts que je gagne aujourd'hui, c'est un cadeau que je dédie à mon cher père, que Dieu le préserve, à la source du don, ma chère mère, que Dieu prolonge sa vie à tous mes frères, sœurs, amis et à tous ceux qui m'ont soutenu dans l'accomplissement de ce travail

Fatima El Zohra





Remerciements

Au début, nous remercions Dieu Tout-Puissant, qui nous a aidés et a renforcé notre détermination à mener à bien cette recherche, et nous le remercions à genoux, qui nous a donné patience, persévérance et défi pour faire de ce projet une science utile.

*Le Messager, que les prières et la paix de Dieu soient sur lui, a dit :
"Celui qui ne remercie pas les gens n'a pas remercié Dieu."*

*Nous offrons ici les plus belles expressions de remerciement et de gratitude d'un cœur débordant d'amour et de respect, remerciant tous ceux qui nous ont enseigné une lettre, en particulier le superviseur "**Laksaci Hamza**" pour ses efforts envers nous.*

Aoumeri+Bakassou



Résumé

Le travail présenté dans ce mémoire sera relatif à l'optimisation du circuit préchauffé de l'unité de distillation atmosphérique. une technique d'optimisation dénommée <méthode de pincement > sera utilisée au cours de cette étude. Le but principal est de minimiser les pertes thermiques dans le circuit de préchauffé.

Ce mémoire constitue en une étude à l'optimisation énergétiques d'une unité de production afin de répondre à la demande de la raffinerie d' Adrar et la minimisation des consommations énergétiques. une nouvelle configuration du réseau d'échangeurs de chaleur a été générée dans ce cadre en substitution à la configuration existante, afin de maximiser la récupération de la chaleur pour le préchauffage du pétrole brut.

Mots clés: méthode de pincement, train de préchauffé, réseau d'échangeurs.

الملخص

سيتعلق العمل المقدم في هذه الأطروحة بتحسين دائرة التسخين المسبق لوحدة التقطير الجوي. سيتم استخدام تقنية تحسين تسمى "طريقة القرص" أثناء هذه الدراسة. الغرض الرئيسي هو تقليل الخسائر الحرارية في دائرة التسخين المسبق.

تشكل هذه الأطروحة دراسة أولية لموضوع يتعلق بتحسين استهلاك الطاقة لوحدة إنتاج من أجل تلبية طلب مصفاة ادرار وتقليل استهلاك الطاقة من جديد تم إنشاء تكوين شبكة المبادل الحراري في هذا السياق كبديل لـ التكوين الحالي ، من أجل تعظيم استعادة الحرارة للتسخين المسبق بترول خام.

الكلمات المفتاحية: طريقة القرص ، تسخين القطار ، شبكة المبادلات.

Table des Matières

Introduction générale.....	1
Chapitre 1 : Description générale de la raffinerie d'Adrar.....	1
Introduction :	1
1.1. Présentation de La raffinerie d'Adrar	1
1.2. Situation géographique :	2
1.3. Historique ;	3
1.4. Identification des installations de la raffinerie :	4
1.5. Capacité de traitement de la raffinerie:.....	5
Tableau1.1 capacité de production annuelle de la raffinerie RA ₁ D	5
1.6. Production.....	5
1.6.1. unité topping	5
1.6.2 unité reforming catalytique (CRU) :.....	5
1.6.3 RFCC (unité de craquage catalytique):.....	5
1.7. Production.....	6
1.7.1. Les utilités :.....	6
1.7.2 traitement des effluent.:	6
1.7.3 Stockage expedition :.....	6
1.8 Maintenance.....	6
1.8.1 service mécanique :.....	6
1.8.2 service instrumentation :.....	6
1.8.3 service électricité :	7
Il intervient sur toute réparation électrique (Climatisation, éclairages, moteurs...).....	7
1.8.4 service chaudronnerie :	7
1.8.5 services logistique :.....	7
1.9 technique.....	7
1.9.1 études	7
1.9.2 laboratoire	7
1.10 Description de Topping:	7

1.10.1	bacs (toit flottante) de stockage du brut.....	7
1.10.2	Série Des Echangeurs que Préchauffage de Brut	8
1.10.3	Dessaleur :	9
1.10.4	colonne pré flash.....	10
	Figure 1.8: colonne préflash	11
1.10.5	Colonne stabilisatrice (C-201 201) :.....	11
1.10.6	Four atmosphérique F-201 101 :.....	12
	Figure 1.10: Four à chauffage atmosphérique	13
1.10.7	Distillation atmosphérique:.....	13
1.10.7.1	Principe:.....	13
	Tableau 1.2: les coupes soutirées de distillation atmosphérique.	14
	Figure 1.11 : ATMOSPHERIC COLUMN C-201 102	15
	Conclusion :	16
	Chapitre 2 : Systèmes de récupération d'énergie et Méthodologie de l'optimisation	17
	A- Systèmes de récupération d'énergie	17
	Introduction.....	17
A.1	Problématique	18
A.2	Encrassement dans les échangeurs de préchauffe.....	18
A.2.1	Paramètres influençant l'encrassement.....	18
A.2.2	Conséquences de l'encrassement.....	19
A.2.3	Différentes méthodes d'intégration des procédés industriels	19
A.2.3.1	Méthodes de programmation mathématiques basées sur l'utilisation des techniques de recherche opérationnelles.....	19
A.2.3.2	Méthodes basées sur l'analyse thermodynamique (exérgétique).....	20
A.2.3.3	Méthode du Pincement	20
A.2.4	Technologie de pincement	21
A.2.4.1	Principe et objectif	21
A.2.4.2	Règles d'or de l'analyse du pincement	22
A.2.4.3	Avantages et inconvénients	22

A.2.4.4	Autres domaines d'application	23
	Conclusion	24
B	Méthodologie de l'optimisation	25
	Introduction.....	25
B.1	Identification des flux et des utilités	26
B.1.1	Flux chauds	26
B.1.2	Flux froids	26
B.1.3	Utilités.....	26
B.2	Extraction des données thermique pour les flux et utilités	26
B.3	Sélection de la valeur de ΔT_{\min} initiale	27
B.4	Construction des courbes composites	30
	Conclusion	35
Chapitre 3	: Elaboration d'un réseau d'échangeurs	36
3.1	Bilan thermique du four de distillation atmosphérique F101	36
3.1.1	Quantité de chaleur absorbée par le brut flashé q_{abs}	36
3.1.1.2	Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s [27].....	38
3.1.2	Chaleur libérée par le four de distillation atmosphérique F 101.....	39
3.1.3	Rendement du four	39
3.2	Etapas de calcul de la méthode de pincement	40
3.2.1	Identification des flux et des utilités.....	40
3.2.2	Extraction des données thermodynamiques des flux.....	41
3.2.2.1	Calcul de la chaleur spécifique C_p	41
3.2.4	Construcion des courbes composites	45
3.2.4.1	Courbe composite froide.....	45
3.2.4.2	Courbe composite chaude.....	46
3.2.5	Reconfiguration du train de préchauffe	55
3.2.5.1	Représentation du réseau d'échangeurs de chaleur actuel.....	55
	Conclusion	57
Conclusion générale	58

Bibliographie	83
Annexe A : Données de base.....	82
Annexe B : Abaques.....	88
Annexe D : Pinch analysis spreadsheet	106
Annexe E : Courbes composites	111

Liste des tableaux

Tableau 1.1 capacité de production annuelle de la raffinerie RA ₁ D.....	5
Tableau 1.2: les coupes soutirées de distillation atmosphérique.	14
Tableau 2.1: ΔT_{min} initiale utilisée pour chaque type d'échangeurs.....	28
Tableau 2.2: Intervalles des températures pour une utilisation efficace dans les calculs	30
Tableau 3.1: Données du brut flashé.....	36
Tableau 3.2: Nature et Températures des courants circulants dans le train de préchauffe actuel...40	
Tableau 3.3: Données thermodynamiques des courants du train de préchauffe avec la température à atteindre.....	43
tableau 3.4, donne les différentes valeurs de la différence de température logarithmique moyenne DTLM, la surface d'échange installée (A) , et le coefficient d'échange globale (U_i) de chaque échangeur.	44
Tableau 3.5: Données thermiques des courants froids.....	45
Tableau 3.6: Cumul des quantités de chaleur en fonction des températures des courants froids ...45	
Tableau 3.7: Données des courants chauds	46
Tableau 3.8: Cumul des quantités de chaleur en fonction des températures des courants chauds .47	
Tableau 3.9: Consommation minimale d'énergie et températures de pincement	51
Tableau A.1: Données ASTM des courants circulant dans les échangeurs	82
Tableau C.2: Cumul des flux pour différentes valeurs de ΔT_{min}	94

Liste des figures

Figure 1.1 : localisation géographique de la raffinerie d'Adrar RA ₁ D. [2]	2
Figure 1.2:Le plan de raffinerie	3
Figure 1.3: Station géographique de la raffinerie d'ADRAR.....	3
Figure 1.4 : photo du site prise par satellite	4
Figure 1.5: les trois bacs de stockage de brut.....	8
Figure 1.6: Série Des Echangeurs que Préchauffage de Brut	9
Figure 1.7: les trois Dessaleur.....	10
Figure 1.8: colonne préflash.....	11
Figure 1.9: Colonne stabilisatrice (C-201 201)	12
Figure 1.10: Four à chauffage atmosphérique	13
Figure 1.11 : ATMOSPHERIC COLUMN C-201 102	15
Figure 2.1: Représentations d'un échangeur de chaleur. (a) Diagramme (T-H). (b) Grille. (c)Représentation conventionnelle	28
Figure 2.2: Température en fonction de flux de chaleur pour un échangeur à contre courant	29
Figure 2.3: Construction de la courbe composite chaude.....	31
Figure 2.4: Construction de la courbe composite froide.....	32
Figure 2.5: Utilisation des courbes composites pour la détermination des cibles de consommation minimale d'énergie	33
Figure 2.6: Le point de pincement.....	34
Figure 3.1: Courbe composite froide (CCF)	46
Figure 3.2: Courbe composite chaude (CCC).....	48
Figure 3.3: Courbe composite de procédé (CC)	48
Figure 3.4: Courbes composites pour $\Delta T_{\min} = 21^{\circ}\text{C}$	50
Tableau 3.9: Consommation minimale d'énergie et températures de pincement	51
Figure 3.5: Variation de point de pincement en fonction de ΔT_{\min}	52
Figure 3.6: Évolution de la consommation des utilités en fonction de ΔT_{\min}	52
Figure 3.9: Zones thermiques de pincement pour $\Delta T_{\min} = 20^{\circ}\text{C}$	54
Figure 3.12: Représentation du design des échangeurs de chaleur (cas actuel).....	56

Figure B.1: Détermination des températures moyenne d'ébullition	88
Figure B.2: Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières	89
Figure B.3: Chaleur spécifique des hydrocarbures et des fractions pétrolières liquides.....	90
Figure B.4: Densité des hydrocarbures et des fractions pétrolières liquides	91
Figure B.6: Facteur de correction de DTLM (Echangeur 2-4)	92
Figure D.1: La saisie des données (Input Data).....	106
Figure D.2: Cascade de la chaleur	108
Figure D.3: Courbe composite décalée.....	109
Figure D.4: Grande courbe composite	109
Figure D.5: Grille de pincement	110

A	Surface d'échange pour un seul échangeur	[m ²]
Q_v	Débit volumique	[m ³ /h]
d	Densité à 15 °C	[-]
S	Pente	[°C/%]
T_v	Température volumique	[°C]
PI	Point initial	[°C]
PF	Point final	[°C]
A	Facteur de correction de la température	[-]
T_{mav}	Température moyenne pondérée	[°C]ou[°R]
Kuop	Facteur de caractérisation	[-]
Sp.Gr60/60	Spécific Gravity	[-]
He lu	Enthalpie massique à l'entrée du four lue	[kJ/kg]
He cor	Enthalpie massique à l'entrée du four corrigée	[kJ/kg]
Hs	Enthalpie à la sortie du four	[kJ/kg]
Qe	Quantité de chaleur à l'entrée du four	[kW]
Qs	Quantité de chaleur à la sortie du four	[kW]
X	Taux de vaporisation	[%]
M_v	Débits massique de la phase vapeur	[Kg/s]
M_r	Débits massique de la phase liquide (résidu)	[Kg/s]
M_{Bf}	Débits massique du brut flashé	[Kg/s]
d_v	Densité de la phase vapeur	[-]
d_r	Densité de la phase liquide (résidu)	[-]
d_{BF}	Densité du brut flashé	[-]
H_s^l	Enthalpie de la phase liquide à la sortie du fur	[kJ/kg]
H_s^v	Enthalpie de la phase vapeur à la sortie du four	[kJ/kg]
q_s^l	Quantité de chaleur de la phase vapeur à la sortie	[kW]

q_s^v	Quantité de chaleur de la phase liquide à la sortie	[kW]
q_{abs}	Quantité de chaleur absorbée	[kW]
Q_{Four}	Quantité de chaleur libérée	[kW]
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	[Kcal/m ³]
$V_{fuel\ gaz}$	Volume du fuel gaz	[m ³ /h]
η	Rendement du four	[%]
CP_{lu}	Chaleur spécifique lue	[kJ/kg °C]
CP_{cor}	Chaleur spécifique corrigée	[kJ/kg °C]
U_i	Coefficient d'échange global de chaque échangeur	[kW/m ² °C]
T_{UF}	Température de sortie de l'utilité froide	[°C]
T_{UC}	Température de sortie de l'utilité chaude	[°C]
CP_{Chaud}	Capacité calorifique des flux chauds	[kW/°C]
CP_{Froid}	Capacité calorifique des flux froids	[kW/°C]
F	Facteur de correction de la différence de température logarithmique moyenne	[-]
E	Le rendement de l'échange	[-]
R	L'efficacité de l'échangeur	[-]

Liste des abréviations

MER	Minimum d'Energie Requisite
FWF	Foster Wheeler France
UOP	Universal Oil Product
RFCC	Residu Fluid Craking Catalytic
GPL	Gaz pétrole liquéfié
ASTM	American Society for Testing Materials
CFR	Cooperative Fuel Research
pH	Potentiel d'Hydrogène
IP	Integration des Procédés
RO	Recherche Opérationnelle
LP	Linear Programation
NLP	Non Linear Programation
HEN	Heat Exchanger Network
CCC	Courbe Composite Chaude
CCF	Courbe Composite Froide
CC	Courbe Composite
N_{\min}	Nombre minimum d'échangeur
N_C	Nombre des flux chauds
N_F	Nombre des flux froids
N_U	Nombre des utilités
AP	Above Pinch
BP	Bellow Pinch
PDM	Pinch Design Method
GOL	Gasoil lourd
GOI	Gasoil léger
RCT	Reflux circulant de tête
RCI	Reflux circulant intermédiaire
RCF	Reflux circulant du fond

Introduction générale

La demande mondiale en produits pétroliers issus du raffinage de pétrole brut a connu une évolution sévère sans précédente, que ce soit sur le plan quantitative ou qualitative. Les préoccupations énergétiques de l'Adrar sont celles d'un pays en voie de développement dont il faut satisfaire non seulement les besoins croissants en énergie, mais assurer aussi le financement de son économie par les recettes d'exportation des hydrocarbures. Ceci nécessite le développement des infrastructures de production, transformation et de vente. Au moment où l'Algérie s'adapte à l'économie de marché, la gestion rationnelle de cette industrie est devenue une nécessité évidente.

Les procédés industriels sont des systèmes complexes constitués de multitudes d'opérations unitaires généralement très diversifiées (réacteurs, séparateurs, échangeurs de chaleurs, pompes, compresseurs, ...) et interconnectées. Leur comportement dépend de celui de chacune de leurs unités et des interactions qui existent entre ses unités. A cause de la complexité des phénomènes mis en jeu, l'analyse de ce comportement pour les besoins de conception ou de conduite de procédés présente beaucoup de difficultés.

Résoudre un problème d'intégration énergétique ne se fait pas en une seule étape. Tout d'abord, il faut réaliser des calculs thermodynamiques, et valider les mesures permettant d'obtenir les données nécessaires à la recherche du Minimum d'Energie Requise (MER). Par la suite, il faut concevoir le réseau d'échangeurs du procédé ainsi que son système d'utilitaires afin d'en évaluer le coût total.

Tandis que les prix du pétrole continuent à augmenter, l'ingénieur cherche toujours des réponses à des questions liées aux modes de consommation énergétique du procédé industriel, tels que ;

- Est-ce que le procédé existant efficace qu'il devrait l'être ou non ?
- Comment les nouveaux projets peuvent être évalués tout en respectant les besoins énergétiques ?
- Quels changements peuvent être apportés pour augmenter l'efficacité énergétique sans risquer d'amplifier les coûts ?
- Quels sont les investissements qui peuvent être effectués pour améliorer

l'efficacité énergétique ?

- Quelles sont les utilités les plus appropriés pour le procédé ?
- Comment réorganiser l'échange inter flux en vu de maximiser la chaleur récupérée sur les effluents de la distillation au profit du brut ?

Dans le cadre de cette étude, on s'est intéressé à la raffinerie d'Adrar ; et particulièrement à l'unité de distillation atmosphérique dont le système de récupération de chaleur (train de préchauffe du brut) ne peut plus répondre à la demande en énergies, à cause de ses imperfections. Le but de cette étude est de répondre à ces questions tout en recherchant les améliorations potentielles à apporter aux consignes opératoires de l'unité par une optimisation des paramètres clés, éventuellement en proposant des modifications possibles sur le procédé, afin d'aboutir à une rentabilité accrue des installations existantes en vue de minimiser la consommation en fuel-gaz au niveau du four de distillation atmosphérique par l'augmentation de la température du brut a l'entrée du four.

Dans ce contexte, l'utilisation choisie d'une technologie d'optimisation des consommations énergétiques « la méthode de pincement » à été appliqué au train de préchauffe de l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Adrar. La méthode est basée sur des principes thermodynamiques et permet de déterminer les meilleurs réseaux d'échanges et systèmes d'utilités. Elle analyse les échanges de chaleur possibles entre les fluides froids (qui nécessitent un apport de chaleur) et les fluides chauds (qui peuvent céder de la chaleur) de façon à minimiser les irréversibilités.

Nous tenterons par cette étude d'identifier les causes des inefficacités dans le procédé actuel pour proposer des modifications. Il sera également question de définir les cibles de consommations minimales et le potentiel d'économie maximal. Pour cela notre étude comporte quatre chapitres précédés d'une introduction générale:

Le premier chapitre où nous décrirons brièvement une description de la raffinerie d'Adrar, les différentes installations et à la fin un descriptif du train de préchauffe.

Le second chapitre est consacré pour les systèmes de récupération d'énergie,

en commençant par une problématique tout en passant par des généralités sur l'encrassement qui est la cause principale de la chute de température sortie échangeurs et entrée four, en citant aussi les différentes méthodes d'intégration des procédés industriels, leurs objectifs, avantages, domaines d'application et en particulier la méthode du pincement.

Le troisième chapitre contient la démarche structurée de la méthode du pincement pour arriver à la nouvelle configuration d'un réseau d'échangeurs afin de minimiser l'utilisation excessive du fuel gaz dans le four, tout en restant dans une limite acceptable de l'investissement (surface d'échange de chaleur).

Le dernier chapitre englobe les résultats obtenus après l'application de la méthode de pincement, les discussions sur les paramètres optimales, et nous terminerons par une conclusion générale et des recommandations.

Chapitre 1 : Description générale de la raffinerie d'Adrar

Introduction :

Les industries pétrolières se consacrent à la découverte, à l'exploitation, au transport, au raffinage et à la mise en marché du pétrole. Elles transforment les ressources brutes extraites du sol, comme le pétrole et le gaz naturel, en produits utiles, comme l'essence, le gasoil, le carburacteur, le kérosène, l'huile de chauffage et les plastiques.

Dans l'environnement socioéconomique que nous vivons actuellement, l'utilisation rationnelle de l'énergie dans les procédés industriels est un facteur prépondérant dans la compétitivité entre les entreprises. Les montées du prix du pétrole et de l'énergie en général, nous imposent de minimiser les coûts énergétiques. Bien entendu, il faut également tenir compte du coût de l'investissement à réaliser pour rationaliser l'utilisation de l'énergie dans les systèmes d'utilitaires énergétiques des sites industriels ou, selon le cas, tenir compte de l'investissement à réaliser pour optimiser la récupération de la chaleur dans les procédés par le réseau d'échangeurs de chaleur.

Dans ce chapitre, nous allons décrire les différentes installations de la raffinerie d'Adrar, illustrées par des schémas process, suivi par une description détaillée du train du préchauffe.

1.1. Présentation de La raffinerie d'Adrar

La raffinerie de Sbaa (W. Adrar) est implantée sur une surface totale de 84 hectares dont 37 hectares seront occupés par le process (soit un rectangle d'une longueur de 740m et une largeur 500m). Elle est sise sur la commune de Sbaa à quelques 44 km au Nord de la ville d'Adrar. Les coordonnées sont : longitude 00° 11'Ouest, latitude 27° 49'Nord. L'altitude moyenne est de 275 mètres.

Le site du projet est situé en plein désert du Gebi, à quelques 900 m d'une zone agricole rattachée au village de Sbaa, situé à l'Ouest du site. Hormis cette zone agricole, le paysage est un no man's land, dépourvu de toute végétation, d'habitations ou d'activités. Les conditions physiques témoignent de cette situation : pluviométrie 16 mm/an, humidité moyenne annuelle 24,5%.

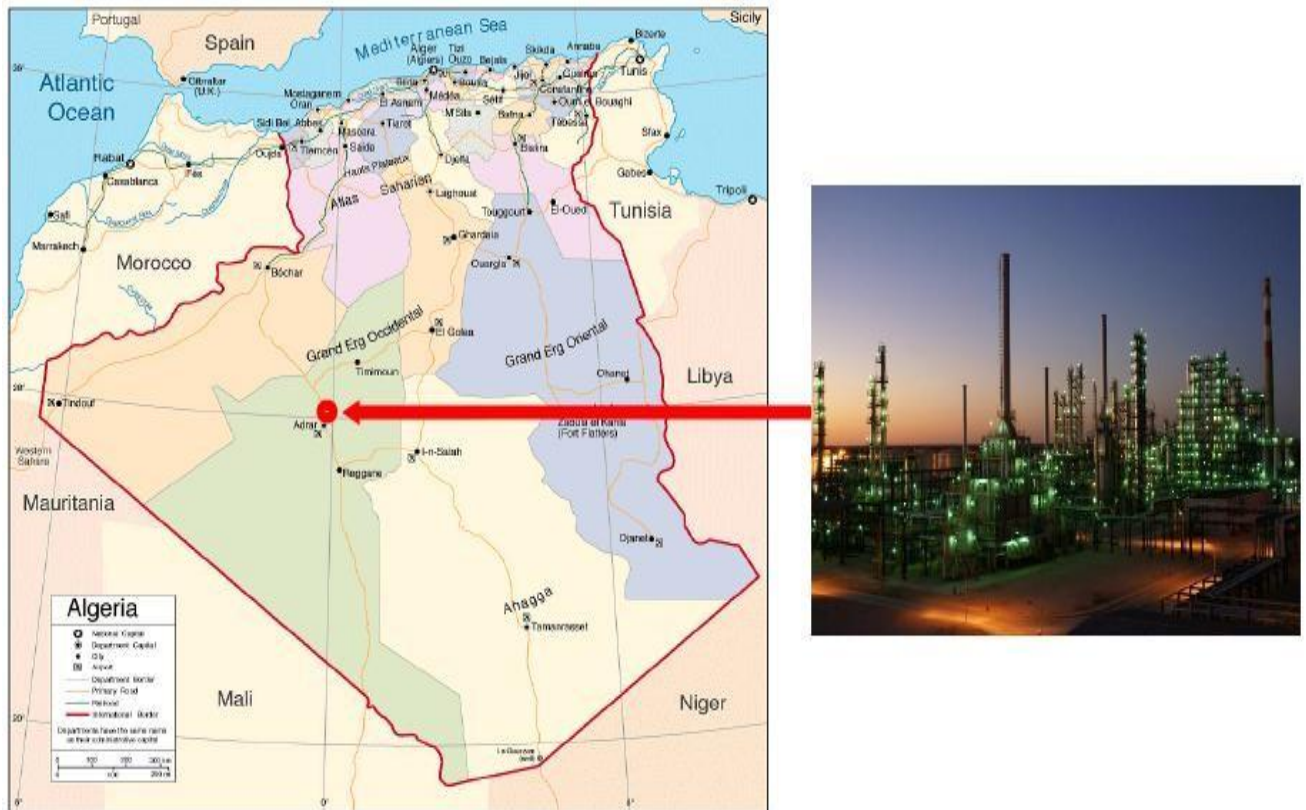


Figure 1.1 : localisation géographique de la raffinerie d'Adrar RA₁D. [2]

1.2. Situation géographique :

La raffinerie d'Adrar est située sur le territoire de la commune de Sbaa. Elle est limitée :

- Au Nord : par la daïra de Tsabit.
- Au Sud : par la commune de Gourara.
- À l'Ouest : par la commune de Sbaa.
- À l'Est : par un terrain non urbanisé.

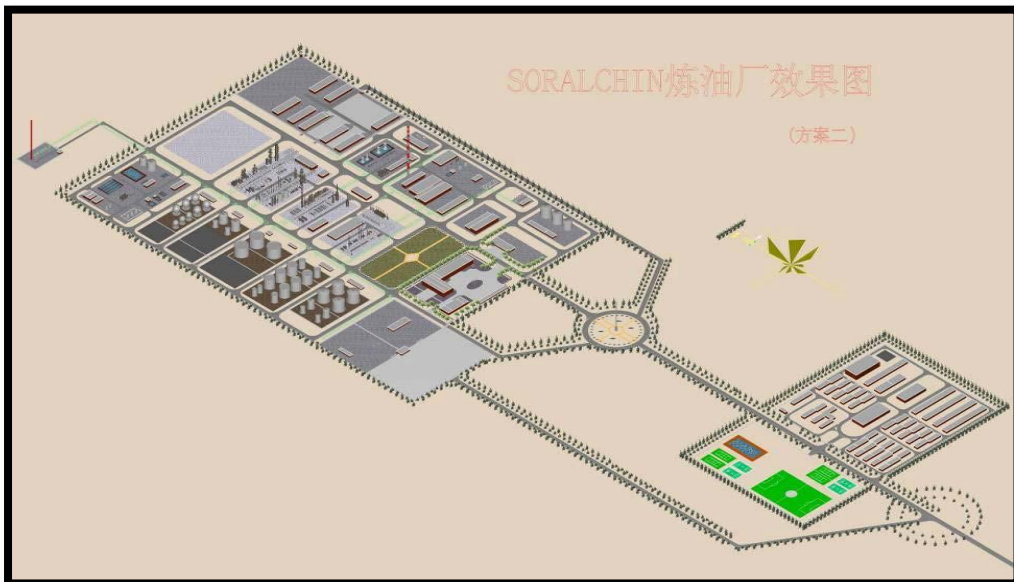


Figure 1.2: Le plan de raffinerie



Figure 1.3: Station géographique de la raffinerie d'ADRAR

1.3. Historique ;

La construction de la raffinerie d'Adrar a été programmée dans le cadre du plan quinquennal d'investissement pour la période 2001-2005, afin de renforcer les capacités de raffinage du pays. Les travaux de réalisation ont été lancés en juin 2004 et la raffinerie est entrée en exploitation le mois de mai de l'année 2007.

1.4. Identification des installations de la raffinerie :

La raffinerie de Sbaa, construite en 2006, se compose de 6 aires spécialisées comportant les unités suivantes :

- Unité processus .
- Unité de stockage des produits finis .
- Unité des utilités et auxiliaires.
- Routes intérieures.
- Administration.
- Base de vie.



Figure 1.4 : photo du site prise par satellite

La Raffinerie dont la capacité nominale de traitement est de douze mille cinq cent (12 500) barils par jour soit six cent mille (600 000) Tonnes/an environ de pétrole brut provenant des gisements situés dans la cuvette de Sbaa, Hassi Ilatou, Dechiera, Otra. Elle se compose des unités de production suivantes:

- Une unité de distillation atmosphérique de brute.
- Une unité de reformage catalytique de naphta.
- Une unité de craquage catalytique de résidu atmosphérique (RFCC).
- Une unité de séparation des GPL.
- Une salle de contrôle principale.
- Des bacs de stockage de produit pétroliers.
- Unités des utilités avec ses auxiliaires .

1.5. Capacité de traitement de la raffinerie:

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de Saba est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période de 330 jours en continu par jour de vingt quatre (24) heures.(8000h).

Capacité de la production annuelle :

Produits	Quantités (Tonnes/An)
Propane	6 600
Butane	19 800
Essence normal	220 000
Gasoil	330 000

Tableau1.1 capacité de production annuelle de la raffinerie RA₁D

1.6. Production

1.6.1. unité topping

Unité de distillation atmosphérique (CDU): Cette unité est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité maximale est de 700 000 tonnes/an tandis que sa capacité minimale est de (420 000 tonnes/an). Au vu de ces spécifications le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

1.6.2 unité reforming catalytique (CRU) :

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique. Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant sans plomb à haut indice d'octane :

NO = 96 dénomme couramment : super sans plomb, des Gaz de Pétrole Liquéfié (L.P.G), du naphta léger (light naphta), naphta raffine (refinedoil), des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du processus)

1.6.3 RFCC (unité de craquage catalytique):

L'unité craquage catalytique est la 3^{ème} unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de : 300 000 tonnes par an, elle produit les essences, le gasoil léger, les G.P.L, le slurry et les gaz incondensables.

1.7. Production

1.7.1. Les utilités :

Les utilités sont composées par des unités suivantes :

- unité de traitement des eaux.
- unité de production de vapeur.
- unité de production d'énergie électrique.
- unité de distribution d'énergie électrique..
- unité de production d'air comprimé.
- unité d'exploitation d'eau de refroidissement et eau usée

1.7.2 traitement des effluent. :

Le traitement de ces effluents répond à un cadre juridique strict. Parfois les résidus de dégradation des eaux demandent un traitement très coûteux : c'est le cas de l'élimination des boues issues du traitement des effluents qui représente une part importante du budget consacré à l'environnement

1.7.3 Stockage expedition :

Le parc de stockage de la raffinerie est constitué de bacs renfermant la matière première des trois unités de production : Distillation atmosphérique, Reforming catalytique et Craquage catalytique, de bacs renfermant les produits finis conformes des trois unités de production, de bacs de produits non-conformes et de bacs de slops. Excepté les bacs de brut qui sont à toit flottant, tous les autres bacs sont à toit fixe.

1.8 Maintenance

Le département maintenance a pour tâche essentielle de veiller au bon fonctionnement des installations du complexe et il comporte six services

1.8.1 service mécanique :

Ce service s'occupe des réparations des machines (turbines, pompes, ventilateur,.....), Ainsi que les taillages des dents, les axes, les arbres, et se composent de deux sections :

- Section machines tournantes.
- Section machines-outils.

1.8.2 service instrumentation :

Il effectue les opérations d'étalonnage et des maintenances ; les interventions préventives sur les instruments de mesures et les réglages des grandeurs physiques.

1.8.3 service électricité :

Il intervient sur toute réparation électrique (Climatisation, éclairages, moteurs...).

1.8.4 service chaudronnerie :

S'occupent de tous ce qui est entretient des équipements statiques (échangeurs, colonnes.....).

1.8.5 services logistique :

Il est chargé des travaux d'échafaudages, manutentions, calorifuge.

1.9 technique

1.9.1 études

Prendre en charge les préoccupations techniques et améliorer les performances techniques de installation et de gamme

Assurer suivi technique de fonctionnement des installation par le contrôle quotidien des paramètres de marche et spécification de produits ...

1.9.2 laboratoire

Dans cette unité, tous les produits pétroliers entrant et sortant de la raffinerie sont analysés et une fiche technique est fournie sur leurs composants et leurs caractéristiques. Cela se fait périodiquement et cette information est fournie aux différentes unités afin de garantir la qualité des produits et le bon fonctionnement des équipements de production

1.10 Description de Topping:

1.10.1 bacs (toit flottante) de stockage du brut.

Les réservoirs à toit flottant sont une meilleure option par rapport aux réservoirs à toit fixe car ils aident à prévenir les émissions de vapeur. Selon les experts, les risques d'incendie ou d'explosion interne du réservoir sont également moindres dans les réservoirs à toit flottant.

Ils ajoutent en outre que ces réservoirs de pétrole brut sont la meilleure option pour stocker des liquides stables, avec des charges dynamiques proches de zéro. Cependant, des conditions environnementales défavorables affectent les toits flottants car une accumulation de neige et d'eau de pluie peut entraîner l'immersion du toit dans le liquide stocké.

Un sujet de préoccupation avec les réservoirs d'huile à toit flottant est les charges dynamiques qui agissent sur le toit en raison des éclaboussures constantes d'eau entraînant l'inondation des compartiments du toit.

Ceci, cependant, peut être corrigé en ayant une rigidité suffisante dans la direction circonférentielle près du toit. De plus, lorsque le liquide sort de la berge, le liquide flottant s'approche lentement du fond en laissant derrière lui des gouttelettes de liquide. Cela se traduit par l'évaporation de gouttelettes de liquide dans l'atmosphère.

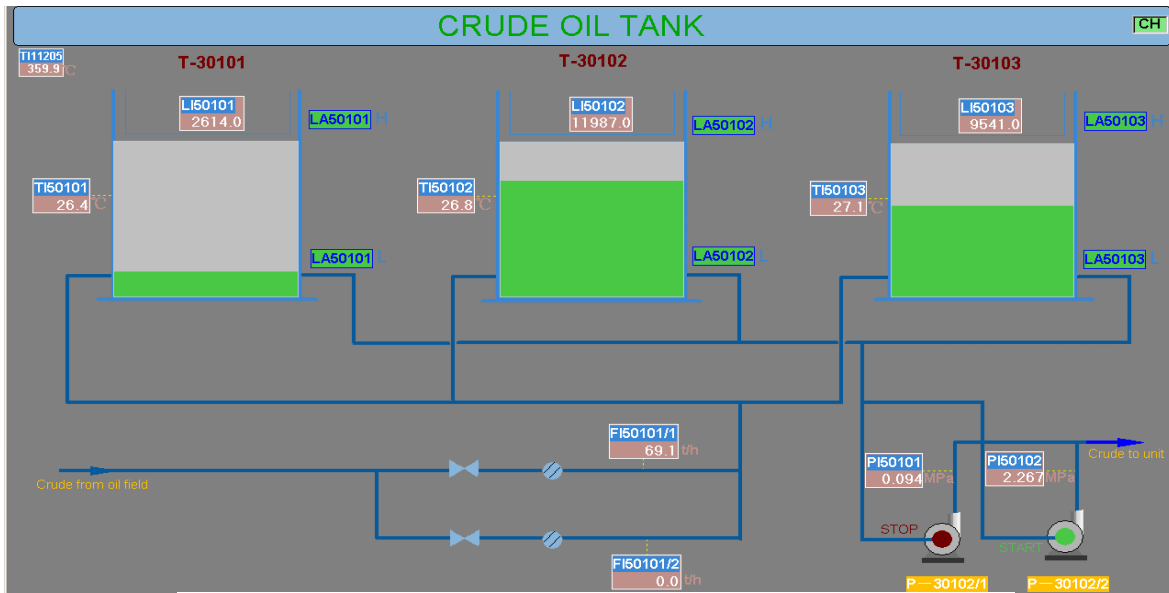


Figure 1.5: les trois bacs de stockage de brut

1.10.2 Série Des Echangeurs que Préchauffage de Brut

Le brut est aspiré à partir du bac de stockage par la pompe de charge et refoulé à travers une batterie d'échangeurs constituant le train de préchauffe. En premier lieu, le brut passe à travers échangeurs 04 04 tronçons parallèles : E-201 101/1,2 et E-201 102/1,2 où il est chauffé respectivement par les vapeurs de tête des colonnes de pré flash et atmosphérique : C-201 101 et C-201102. Après échange thermique, le brut retrouve la ligne principale à la température de 91°C.

Le préchauffage du brut continue à travers les échangeurs : E 201-103 (brut - kérosène), E-201104 (gasoil brut : 1er soutirage (première ligne latérale), E 201-105 (brut - 1r reflux atmosphérique : première ligne moyenne) à la sortie de cet échangeur le brut à une température de 126 °C.

A cette température, le brut subit l'opération de dessalement électrique dans trois dessaleurs places en série. Après le dessalement, le préchauffage du brut continue à travers une autre série d'échangeurs : E 201 106 / 1,2 (brut-résidu), E 201 107 (brut- gasoil : 1" soutirage (2r sideline)), E- 201 108 (brut-gasoil : 2' soutirage (2d sideline)) E 201 109 / 1,2(brut-1" reflux atmosphérique (first medium line)), - 201 110 / 1,2 (brut- résidu).E-201 111 / 1,2(brut-2"

reflux atmosphérique (2d medium line), E- 201 112/ 1.2 (brut-résidu), E- 201 113 (brut-gasoil : 2 soutirage (3rd sideline), al la sortie , le brut a une température de 242 °C. A cette température, le brut entre dans la colonne de pré flash C 201 101 au niveau du plateau 21, celui-ci étant partiellement vaporise, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie liquide tombe au fond Apres transfert thermique avec les échangeurs E- 201 101 / 1.2 , les vapeurs sont refroidies dans les aéroréfrigérants : A-201 101/ 1.2 et les condenseurs : E- 201 124 / 1,2. Le mélange bi phasique (liquide • gaz) est récupéré dans le ballon de reflux D- 201 102 où règne une pression de 0,25 Mpa et une température de 40 °C Le maintien de la pression dans le ballon est assuré grâce a la régulation de la vanne automatique de dégazage, celle-ci en cas de surpression évacue les gaz incondensables vers le ballon de séparation D- 201 104 d'ou ils sont envoyés vers le four F-201 101. Une partie du liquide de D -201 102 est refoulée par la pompe P- 201 102 / 1,2 vers la tête de la colonne C- 201 101 (reflux de tête) , tandis que l'autre partie est refoulé par la P -201 103 / 12 comme charge de la colonne stabilisatrice C- 201 202 Le brut flashé du fond de la colonne C- 01 101 est aspiré par la P- 201 104 / 12 et est refoulé à travers les échangeurs E- 201 123 (brut- 2° reflux atmosphérique (2 nd medium line)) et E- 201 114 (brut-résidu).

HEAT EXCHANGING SECTION

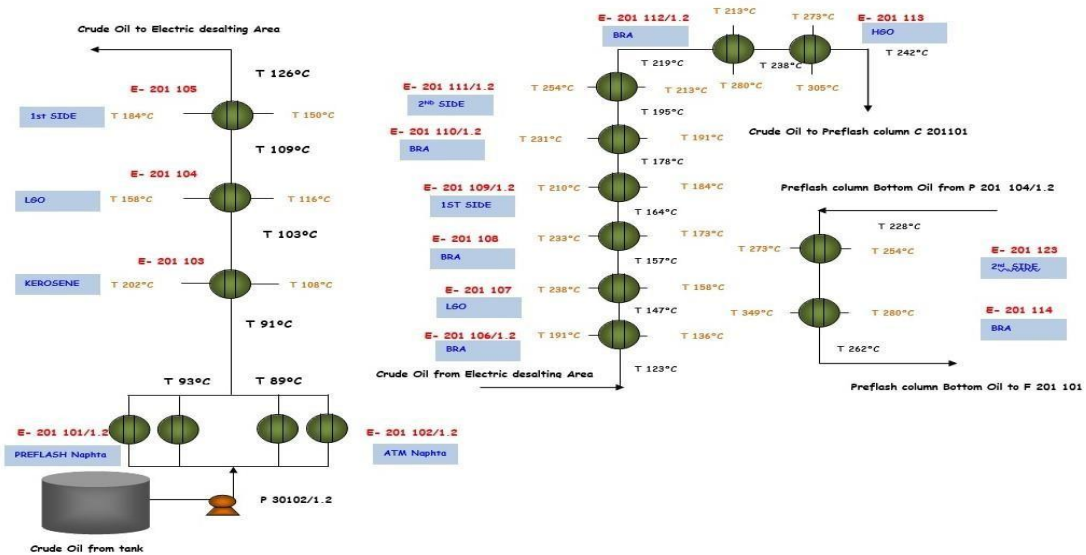


Figure 1.6: Série Des Echangeurs que Préchauffage de Brut

1.10.3 Dessaleur :

Son rôle est d'éliminer les sels contenus dans la pétrol, afin d'éviter :

- L'encrassement rapide des échangeurs de préchauffe
- La corrosion de la tuyauterie et des tête de colonnes pas des acides chlorhydrique produit de l'hydrolyse des sels.

Dans ce dernier, l'élimination des sels contenus dans le brut est réalisée par :

- La diffusion des sels du brut dans l'eau de lavage. La coalescence des gouttelettes d'eau (électro coalescence)
- Décantation par gravité de l'eau
- Addition des demulsifiants

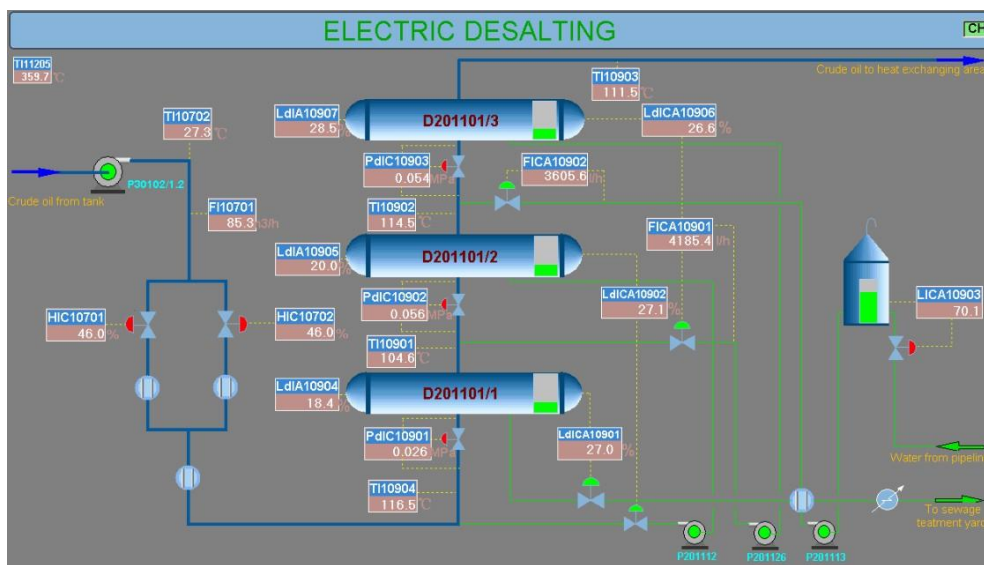


Figure 1.7: les trois Dessaleur

1.10.4 colonne pré flash

Après avoir retiré les sels de dessaleur et le mouvement brut à échanger E201106-E201107-E201108-E201109- E201110- E201111- E201112 -E201113. Pour Augmenter la température de brut à 200 C°.

A cette température, le brut entre dans la colonne de préflash C 201 101 au niveau du plateau 21, celui - ci étant partiellement vaporise, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie liquide tombe au fond • Après transfert thermique avec les échangeurs E- 201 101 / 1.2, les vapeurs sont refroidies dans les aéroréfrigérants : A - 201 101 / 1.2 et les condenseurs E - 201 124 / 1.2. Le mélange biphasique (liquide + gaz) est récupéré dans le ballon de reflux D-201 102 où règne une pression de 0.25 Mpa et une température de 40 ° C. Le maintien de la pression dans le ballon est assuré grâce a la régulation de la vanne automatique de dégazage, celle - ci en cas de surpression évacue les gaz incondensables vers le ballon de séparation D-

201 104 d'où ils sont envoyés vers le four F - 201 101. Une partie du liquide de D - 201 102 est refoulé par la pompe P- 201 102 / 1.2 vers la tête de la colonne C- 201 101 (reflux de tête), tandis que l'autre partie est refoulée par la P -201 103 / 1.2 comme charge de la colonne stabilisatrice C- 201 202.

- ✓ Brut flashé température 190 C°
- ✓ Naphta pré flash température 131 C°

Le brut flashé du fond de la colonne C- 01 101 est aspiré par la P- 201 104 / 1.2 et est refoulé à travers les échangeurs E - 201 123 (brut- 2^e reflux atmosphérique (2nd medium line)) et E- 201 114 (brut - résidu).

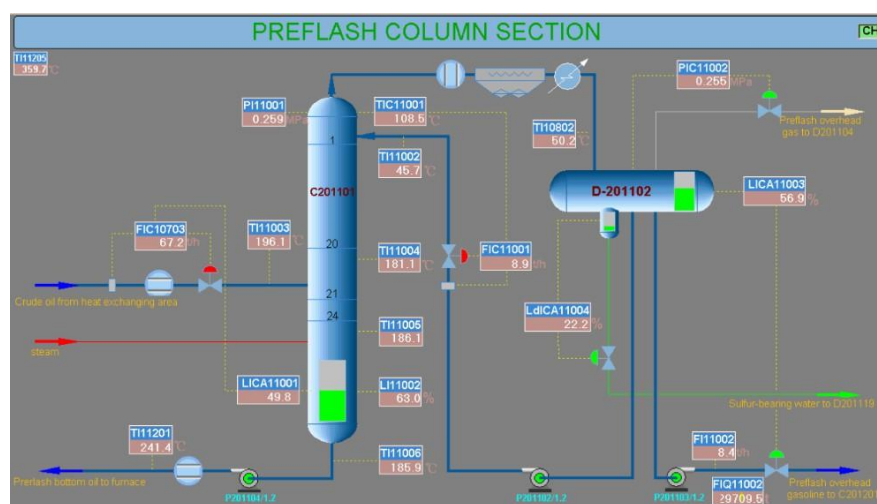


Figure 1.8: colonne préflash

1.10.5 Colonne stabilisatrice (C-201 201) :

La stabilisation de la charge de l'unité gaz plant (vapeurs de tête condensées du ballon de reflux de la colonne de pré flash) est réalisée au niveau de la colonne stabilisatrice C- 201.

La charge est aspirée par la pompe P-201 201 / 1.2 à partir du ballon de reflux D-201 102 de la colonne de pré flash et refoulée pour chauffage à travers les échangeurs E-201 201 (fluide chauffant : gasoil 2^e soutirage) et E 201 202 (fluide chauffant : fond de la colonne C-201 201).

L'alimentation de la colonne : C-201 201 se fait au niveau du 25^e plateau à une température de 126 °C.

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées au niveau du condenseur E-201 203 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 201.

Les fractions condensées (L.P.G) sont aspirées par la P-201 201 et sont refoulées vers la tête

de la colonne comme reflux et vers le circuit de refroidissement.

Les incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz par l'intermédiaire de la vanne automatique de dégazage.

La température et pression de tête de la colonne sont respectivement 84.2 °C et 1.03 Mpa tandis que la température du fond est de 215.4 °C.

Le rebouillage du fond de la C-201 201 se fait avec le 2e reflux atmosphérique moyen (ATM 2-middle line oil).

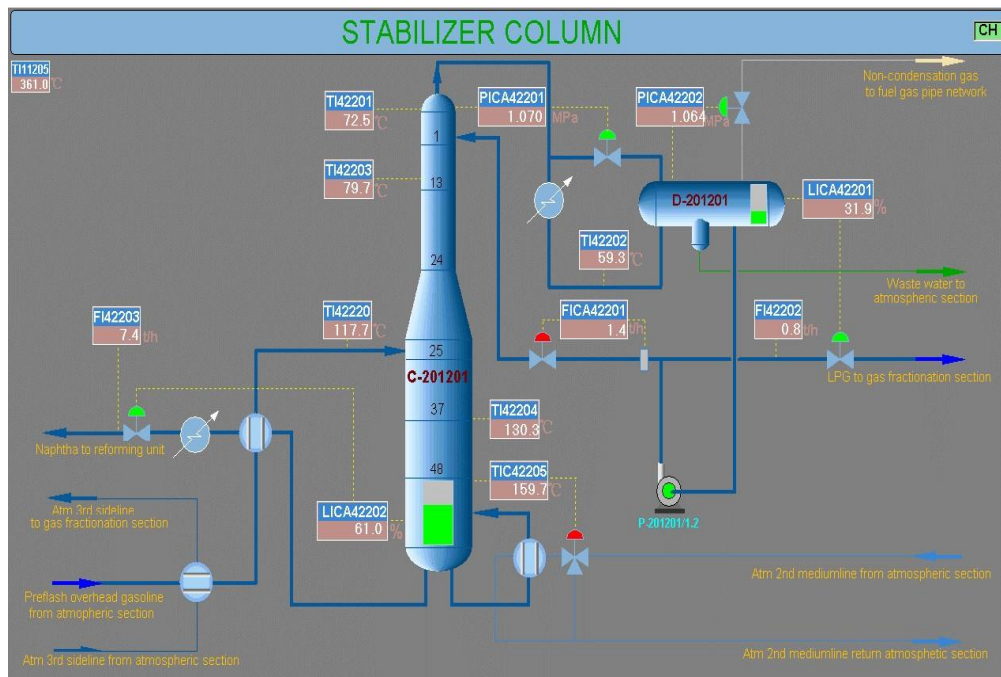


Figure 1.9: Colonne stabilisatrice (C-201 201)

1.10.6 Four atmosphérique F-201 101 :

Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique F 201 101 : qui est un four cylindrique vertical.

A la sortie de E- 201 114, le brut a une température de 262 °C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four F- 201 101, puis traverse la zone de radiation où se fait l'essentiel du transfert thermique.

A la sortie du four, le brut a une température de 360 °C.

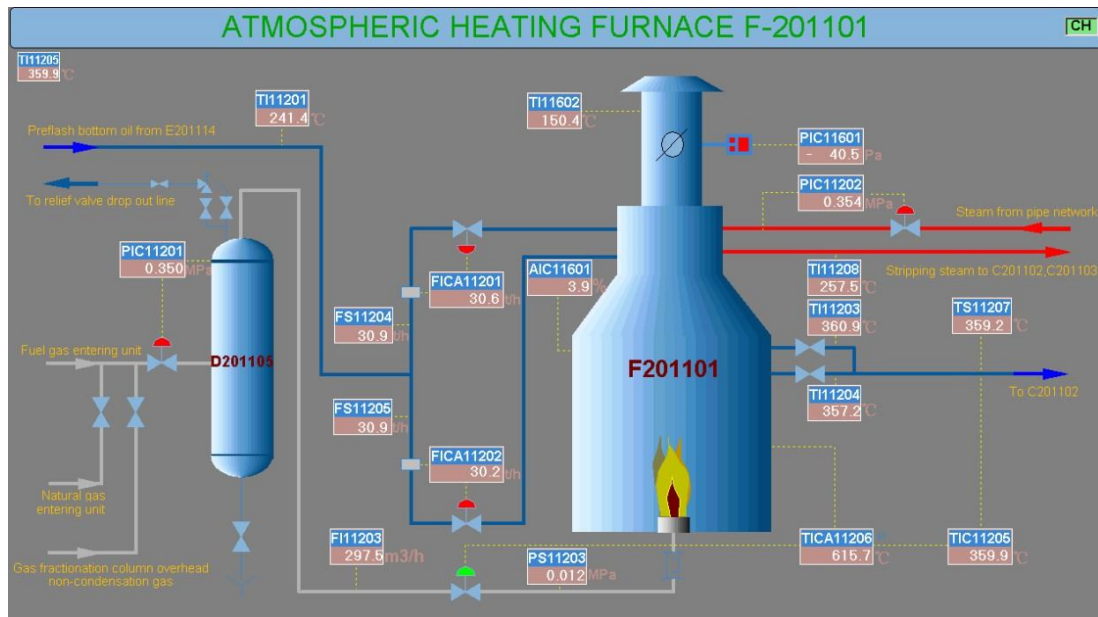


Figure 1.10: Four à chauffage atmosphérique

1.10.7 Distillation atmosphérique:

La distillation atmosphérique est l'unité de base du raffinage. Historiquement apparue à la fin du dernier siècle. De par sa position en amont de toutes les autres unités, elle est celle qui traite la plus grande quantité de produit et elle a un rôle clef dans la bonne marche de la raffinerie.

1.10.7.1 Principe:

C'est un procédé qui assure le fractionnement de pétrole brut en plusieurs coupes sans modifier la structure moléculaire de sorte que la somme des coupes est égale au mélange initial (conservation de bilan matière). L'énergie (chaleur ou froid) ou un tiers agent (solvant) sont les promoteurs de ces procédés. Tout procédé physique de séparation se déroule suivant un mécanisme composé de quatre étapes :

- Préparation de la charge.
- contact intime des deux phases.
- Séparation des phases.
- Récupération de l'énergie ou du solvant.

De façon générale. Cette unité produit les coupes suivantes :

Point D'ébullition	> 20 C°	20-100 C°	100-200 C°	200-300 C°	400 C°	500 C°
produit	gaz	Naphta	Essence brut	Kérosène et fioul d'avion	Mazout et diesel	BRA

Tableau 1.2: les coupes soutirées de distillation atmosphérique.

Dans les tours de distillation atmosphérique, le pétrole brut dessalé est préchauffé en utilisant la chaleur recyclée provenant. Cette charge est ensuite acheminée vers un réchauffeur à chauffage direct, puis vers le bas d'une colonne de distillation verticale, à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique et à des températures allant de 340 °C à 360 °C, pour éviter tout craquage thermique indésirable. Les fractions légères se diffusent dans la partie supérieure de la tour, d'où elles sont soutirées en continu et acheminées vers d'autres unités en vue de subir un traitement plus poussé avant d'être mélangées et distribuées.

Les fractions ayant les points d'ébullition les plus bas, comme le gaz combustible et le naphta léger, sont soutirées au sommet de la tour sous forme de vapeurs. Le naphta, ou essence de distillation directe, est repris à la partie supérieure de la tour comme produit de tête. Ces produits sont utilisés comme matières premières et de reformage, essences de base, solvants et gaz de pétrole liquéfiés.

Les fractions ayant un intervalle d'ébullition intermédiaire, dont le gasoil, le naphta lourd et les distillats, sont soutirées latéralement dans la section médiane de la tour. Elles sont soumises à des opérations de finition en vue d'être utilisées comme kérosène, carburant diesel, mazout, carburateurs, matières premières des unités de craquage catalytique et essences de base. Certaines de ces fractions liquides sont débarrassées de leurs produits plus légers qui sont réinjectés dans la tour comme reflux descendants.

Les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé (appelées résidus) qui se condensent ou qui restent dans la partie inférieure de la tour sont utilisées comme fiouls ou matières premières pour les unités de production de bitume ou de craquage, ou sont acheminées vers un réchauffeur et une tour de distillation sous vide pour subir un fractionnement plus poussé.

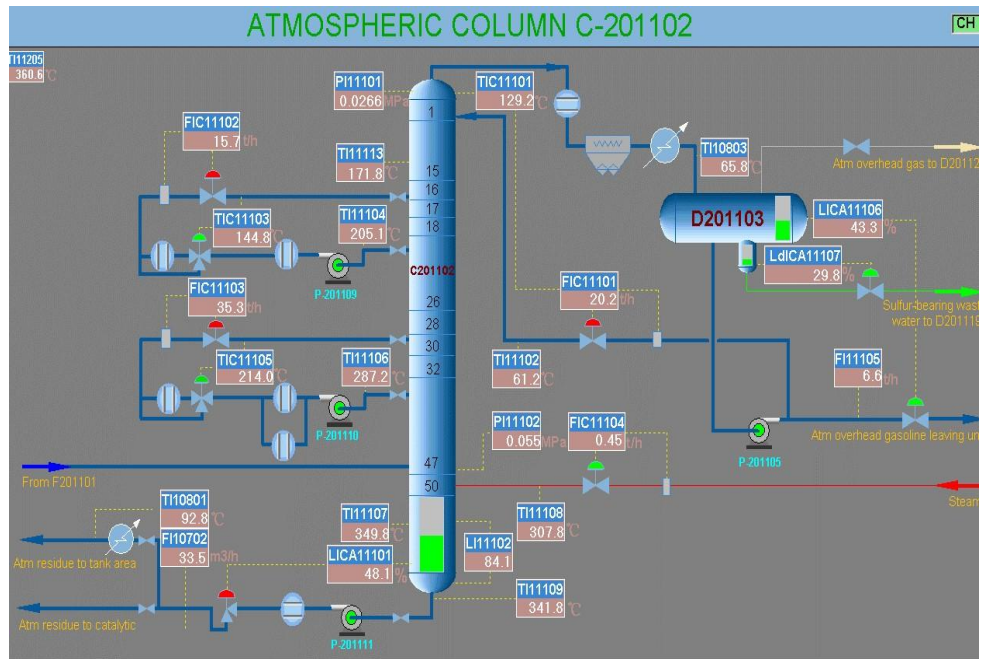


Figure 1.11 : ATMOSPHERIC COLUMN C-201 102

Conclusion :

Le raffinage du pétrole est un procédé industriel qui permet de transformer le pétrole brut en différents produits finis et semi finis afin de passer par une série de traitement. Le pétrole de la raffinerie d'Alger passe dans un circuit de préchauffe qui comporte quatorze échangeurs en tout pour atteindre une température suffisante à l'entrée du four dont le but de minimiser la consommation du fuel gaz. Dans ce qui suit nous allons détailler notre objectif tout en passant par des notions sur la méthode utilisée, méthodologie de calcul et résultats obtenus.

Chapitre 2 : Systèmes de récupération d'énergie et Méthodologie de l'optimisation

A- Systèmes de récupération d'énergie

Introduction

L'intégration des procédés (IP) est une branche très importante de l'ingénierie des procédés. Elle se présente comme un outil d'optimisation des procédés industriels en réponse aux grandes problématiques industrielles telles que la réduction de la consommation de l'énergie, de l'eau et des matières premières ; la réduction des émissions des effluents et des gaz à effet de serre [4].

L'intégration des procédés est une approche globale et systématique qui analyse un procédé industriel dans son ensemble, plutôt que de considérer chaque équipement ou système énergétique indépendamment, afin de déterminer les meilleures stratégies pour une utilisation efficace de l'énergie et des ressources [5,6].

Selon le secteur d'activité et la performance énergétique de l'usine, l'intégration des procédés conduit à des économies d'énergie substantielles, généralement de l'ordre de 10 à 30 %, et parfois plus, avec une période de retour sur l'investissement de 1 à 3 ans [6].

A.1 Problématique

La raffinerie d'Adrar présente une grande demande énergétique, particulièrement, l'unité de distillation atmosphérique, par sa capacité élevée de traitement du brut. L'existence de flux ayant des besoins thermiques contradictoires a offert, lors de sa conception, la possibilité d'économiser une grande quantité de chaleur par récupération de l'énergie disponible sur les reflux et les produits de la distillation ayant besoin d'être refroidis au profit du brut qui demande à être chauffé, avant son introduction dans la colonne de distillation. Ce système de récupération n'est autre que le train de préchauffe. Le chauffage du brut est complété dans le four.

Le plus grand problème posé est dû au mauvais fonctionnement des équipements thermiques tel que les échangeurs de chaleur, ces derniers sont encrassés à cause de la mauvaise décantation du brut.

Le train de préchauffe ne satisfait plus à la demande de chauffage du brut. Ce dysfonctionnement est caractérisé par une température sortie du train de préchauffe jugée insuffisante. Ce manque est par conséquent, compensé par la surexploitation du four et donc une consommation excessive du fuel gaz, en vue d'atteindre la température entrée la colonne requise qui est d'environ 360°C.

La modification ou le remplacement du four existant étant très coûteuse, la première solution est rejetée. La deuxième solution, qui consiste en la reconfiguration du train de préchauffe du brut peut être mise en œuvre par l'application de la technologie de pinch. Cette méthode aide à maximiser la récupération d'énergie en essayant de réorganiser les échanges inter courants tout en limitant les coûts d'investissements.

A.2 Encrassement dans les échangeurs de préchauffe

Le phénomène d'encrassement dans les échangeurs thermiques est un sujet d'actualité. En effet, l'encrassement résulte de la boue causée par des suspensions insolubles, de la rouille causée par la corrosion et pour finir d'un dépôt [8].

A.2.1 Paramètres influençant l'encrassement

L'encrassement, par ces différents types, est contrôlé par plusieurs paramètres

opérateurs liés au fluide d'alimentation ou à la surface d'échange. On peut citer [8]:

- La vitesse d'écoulement du fluide d'alimentation ;
- La concentration de la matière encrassant ;
- La température de la surface d'échange de chaleur ;
- Etat de surface rugosité ;
- Corrosion.

A.2.2 Conséquences de l'encrassement

L'encrassement des échangeurs thermiques induit un certain nombre d'effets indésirables ayant un coût économique ou environnemental non négligeable [9,10], ainsi :

- L'encrassement diminuant le coefficient de transfert thermique, le coût pour obtenir un coefficient de transfert thermique voulu augmente.
- L'encrassement peut provoquer un écart de température supérieur à la normale, augmenter les consommations énergétiques.
- Les coûts d'entretien sont plus élevés afin de supprimer les dépôts d'encrassement avec des produits chimiques et des dispositifs antisalissure ou mécanique ou encore le remplacement des équipements corrodés.
- Les coûts de consommation d'eau, d'électricité et de carburant augmentent pour compenser les effets de l'encrassement.
- Des pertes de production liées aux arrêts d'exploitation, planifiés ou non.

A.2.3 Différentes méthodes d'intégration des procédés industriels

Les techniques d'IP peuvent se classer en deux principales catégories que sont les méthodes mathématiques d'optimisation et les méthodes d'analyse et de déductions graphiques. L'une des techniques les plus pratiquées à avoir vu le jour dans le domaine de l'intégration des procédés est l'analyse de pinch. Cela est dû à la simplicité et au côté pratique des concepts sur lesquels elle repose, mais surtout aux résultats spectaculaires obtenus dans de nombreux projets industriels à travers le monde [11].

A.2.3.1 Méthodes de programmation mathématiques basées sur l'utilisation des techniques de recherche opérationnelles

La recherche opérationnelle (RO) peut être définie comme l'ensemble des

méthodes et techniques rationnelles orientées vers la recherche de la meilleure façon d'opérer des choix en vue d'aboutir au résultat visé ou au meilleur résultat possible [12]. Elles sont basées sur la résolution d'équations mathématiques qui comprend un grand nombre de solutions admissibles (le problème est dit combinatoire) parmi les quelles on cherche une solution optimale ou proche de l'optimum par optimisation linéaire (LP) et non linéaire (NLP) [13].

A.2.3.2 Méthodes basées sur l'analyse thermodynamique (exergétique)

L'exergie d'un système est une fonction thermodynamique qui exprime la capacité de ce système à produire du travail en raison de son déséquilibre avec l'ambiance dans laquelle il se trouve. Elle est définie comme étant le potentiel de travail maximal qui peut être produit par un flux ou un système dans un environnement spécifié [14].

La méthodologie de l'analyse exergétique est basée sur la seconde loi de la thermodynamique (principe de Carnot) pour évaluer les performances des opérations unitaires et des procédés complets.

L'exergie présente le grand avantage de pouvoir définir des rendements qui sont adaptables à toutes les situations (couplage chaleur-force, tri génération, réfrigération, pompe à chaleur, etc.) et pour tous les domaines d'utilisation de l'énergie. Ces rendements, qui sont toujours inférieurs à 100%, donnent une appréciation de la qualité relative de différents concepts techniques.

Mais la théorie exergétique se heurte malheureusement souvent à l'absence de connaissances thermodynamiques complètes et à une structure tarifaire interne fréquemment inadéquate. Pour cela, elle est moins utilisée dans l'intégration des procédés industriels (IP) [15].

A.2.3.3 Méthode du Pincement

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

courbes composites [16].

Les deux dernières méthodes sont rarement utilisées que l'analyse Pinch, cela est dû à la simplicité des concepts sur lesquels elle repose et les informations pratiques qu'elle fournit à l'ingénieur pour définir des projets d'économie d'énergie. Mais cela est surtout dû aux résultats spectaculaires obtenus dans de nombreux projets d'intégration énergétique pour une grande variété de procédés à travers le monde [12,13].

L'analyse Pinch est surtout utilisée pour l'optimisation de réseaux d'échangeurs de chaleur, mais elle peut aussi être utilisée pour l'optimisation des réseaux d'eau et d'hydrogène dans l'industrie du raffinage du pétrole [5].

A.2.4 Technologie de pincement

A.2.4.1 Principe et objectif

La méthode du pincement (Pinch Technology) est une méthode d'intégration qui permet d'optimiser à la fois thermodynamiquement et économiquement les possibilités de récupération d'énergie (rejets thermiques) de tout type de procédé industriel (chimie, alimentaire, distribution d'énergie, etc.) [15].

La définition utilisée par l'Agence Internationale de l'Energie (utilisée depuis 1993):

«Méthodes systématiques et générales pour la conception de systèmes de production intégrés, allant de processus individuels à des sites au total, avec un accent particulier sur l'utilisation efficace des effets de l'énergie et réduire les effets sur l'environnement» [12].

La technologie de pincement est une méthode simple pour analyser systématiquement les procédés industriels à l'aide de la première et la deuxième loi de la thermodynamique. La première loi fournit l'équation d'énergie pour calculer les variations d'enthalpie dans les courants passant à travers un échangeur de chaleur et la seconde loi détermine la direction des flux de chaleur [17].

L'analyse de pincement est utilisée pour identifier des cibles d'énergie (C_{HEN}) et reconnaître le point de pincement qui correspond à une température minimale après avoir tracé les différentes courbes composites ($T = f(H)$). La procédure prévoit d'abord, avant la conception, les exigences minimales de l'énergie, la conception de réseau qui répond à ces objectifs est synthétisée. Enfin, le réseau est optimisé en comparant le coût de l'énergie et le C_{HEN} de sorte que le coût annuel total est minimisé. Ainsi, le premier objectif de cette

analyse est de réaliser des économies financières grâce à une meilleure intégration de la chaleur de procédé [18].

A.2.4.2 Règles d'or de l'analyse du pincement

- **Pas de transfert de chaleur à travers le point de pincement** [4,19]

Un flux chaud au-dessus du pincement ne peut pas transférer sa chaleur aux flux froids situés sous le point de pincement. Dans ce cas, il n'y aurait pas assez de charge de chaleur restante au flux chaud pour satisfaire le besoin des autres flux froids au-dessus du point de pincement. En conséquence, l'utilitaire chaude devrait augmenter ce qui n'est pas économiquement intéressant. Cette situation est similaire pour les flux froids sous le point de pincement.

- **Ne pas réchauffer au-dessous du point de pincement** [4,19]

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.

- **Ne pas refroidir au-dessus du point de pincement** [4,19]

L'utilisation d'utilité froide dans la partie puits équivaut à réchauffer cette utilité froide directement avec une utilité chaude.

- **Transférer la chaleur à contre-courant** [4,19]

A.2.4.3 Avantages et inconvénients

En général, des économies d'énergie de 10 à 30 % peuvent typiquement être obtenues par une meilleure intégration des systèmes énergétiques. La méthodologie du pincement à plusieurs avantages. Nous pouvons citer les plus importants tels que [5] :

- Réduire la consommation d'énergie et les émissions de gaz à effet de serre.
- Maximiser la récupération de chaleur et le potentiel de cogénération.
- Augmenter la rentabilité de l'usine par une réduction des coûts liés à l'énergie.
- Réduire la consommation d'eau et la production d'effluents.
- Accroître la capacité de production tout en minimisant les investissements requis.
- Définir une stratégie d'investissement pour les projets d'énergie à court, moyen

et long terme.

La méthode de pincement n'est pas applicable à toutes les formes d'énergie (électricité) et aussi limitée par le mode de transfert de chaleur (échange à contre courant).

A.2.4.4 Autres domaines d'application

La technologie du pincement a par rapport aux techniques classiques une efficacité énergétique, dans ce cadre elle est utilisée dans plusieurs domaines où les usines sont de tailles importantes et les systèmes énergétiques sont complexes. Nous citons les deux domaines suivants :

- **Appliquée à l'eau**

L'impact environnemental des sites industriels est devenu une préoccupation de plus en plus importante, alors des chercheurs ont basé sur l'inspiration de l'intégration de chaleur et ils ont appliqué l'idée de pincement à l'échange de masse et à l'eau [5]. La technologie de

Pincement appliquée à l'eau a été développée par Smith .Elle a été évoluée avec celle appliquée à l'énergie [12].

L'objectif principal était une forte minimisation de la consommation d'eau douce, l'évacuation des eaux usées et la réutilisation ou le recyclage de ces eaux.

- **Appliquée à l'hydrogène**

La demande du marché s'oriente vers les hydrocarbures légers, alors que le brut est devenu de plus en plus lourd, il contient des composés lourds et une grande teneur en soufre qui doit être minimiser à l'aide d'un hydrotraitement des produits, l'utilisation du procédé d'hydrocraquage en raison de l'évolution du marché ainsi que les nouvelles réglementations environnementales strictes pour l'essence et le diesel [12], avec toutes ces contraintes, l'industrie du raffinage doit donc s'adapter à ces variation et elle doit évaluer les ressources disponibles d'hydrogène.

L'analyse du pincement appliquée à l'hydrogène permet d'identifier des solutions optimales pour équilibrer l'offre et la demande d'hydrogène. La méthode tient compte aussi bien des données économiques sur l'approvisionnement en hydrogène, que des

capacités de production ou de récupération d'hydrogène aux différents points du site ou encore des coûts en capital des solutions envisageables. Cette démarche permet d'obtenir des solutions pratiques et rentables tout en respectant les nouvelles spécifications exigées des raffineries [5].

Conclusion

L'intégration des procédés a évolué d'une méthodologie de récupération de chaleur dans les années 80 à une Technologie stratégique principale de conception et de planification pour de nombreuses sociétés industrielles pendant les années 90.

Avec cette technologie, il est possible de réduire de manière significative les frais d'exploitation d'usines existantes, alors que les nouveaux processus peuvent souvent être conçus avec des réductions de coût d'investissement et de frais d'exploitation.

Dans ce qui suit, une explication détaillée sera donnée sur la dernière méthode qui est la "*Pinch technology*" que nous allons appliquer dans notre étude

B Méthodologie de l'optimisation

Introduction

Les procédés industriels sont consommateurs d'énergie d'où l'importance d'introduction des méthodes d'optimisation pour la minimiser [20].

Les méthodes de design habituelles se concentrent sur l'optimisation des composants un par un sans faire toujours l'effort nécessaire de les intégrer dans l'ensemble du procédé ; l'intégration se fait alors une fois la conception terminée, ce qui handicape la flexibilité des interactions de ce dernier. A l'inverse, l'approche d'intégration de procédé (IP) commence d'abord par optimiser les interactions pour ensuite entreprendre la conception unitaire des éléments ceci afin de pouvoir tenir compte dans le design des paramètres environnants [21], pour que l'énergie et les matières premières soient utilisées plus efficacement. L'une des techniques les plus pratiques à voir vu le jour dans le domaine de l'IP au cours de ces vingt-cinq dernières années est *la méthode de Pinch*.

L'analyse thermodynamique permet de répertorier les flux chauds et froids et de mettre en évidence les possibilités d'amélioration de l'efficacité énergétique.

Le processus des données est représenté comme un ensemble de flux d'énergie, ou des courants, en fonction de la charge thermique (kW) et de la température (°C). Ces données sont combinées pour tous les flux dans l'usine pour donner des courbes composites, une chaude (libère une chaleur) et l'autre froide (nécessite une chaleur) [22].

Résoudre un problème d'intégration énergétique ne se fait pas en une seule étape. Tout d'abord, il faut réaliser des calculs thermodynamiques, et valider les mesures permettant d'obtenir les données nécessaires à la recherche du Minimum d'Energie Requise (MER). Par la suite, il faut concevoir le réseau d'échangeurs du procédé ainsi que son système d'utilitaires à fin d'en évaluer le coût total [20]. Pour le bon déroulement des calculs et pour avoir des résultats affirmatifs, nous nous sommes basé sur l'étude du train de préchauffe du brut de la raffinerie d'Adrar sur les étapes citées ci-après.

B.1 Identification des flux et des utilités

B.1.1 Flux chauds

Des courants qui doivent être refroidis ou sont disponibles pour être refroidis avant le stockage par exemple les produits de la distillation [18].

B.1.2 Flux froids

Des courants qui doivent être chauffés en vue d'être fractionnés ou transformés comme le préchauffage d'une alimentation d'un réacteur [18].

B.1.3 Utilités

Elles sont utilisées pour chauffer ou refroidir les flux du processus quand le système de récupération ne peut plus le garantir ou n'est pas économique. Un certain nombre de différentes utilités chaudes telles que la vapeur d'eau, l'eau chaude et les fumées, et les utilités froides comme l'eau de refroidissement et le réfrigérant [18].

B.2 Extraction des données thermique pour les flux et utilités

La quantité d'informations disponibles, provenant des mesures prises dans l'usine, des systèmes d'acquisition de données, ou de système de contrôle des procédés est très importante mais une bonne partie de ces données peut n'avoir aucune utilité pour l'analyse requise (*Pinch*). Il est donc nécessaire d'identifier et d'extraire uniquement l'information qui permettra de caractériser les sources et les puits de chaleur ainsi que leurs interactions dans le procédé. Les parties du procédé qui nécessitent du chauffage et du refroidissement sont les plus importantes. L'étape d'extraction des données consiste donc à identifier les courants de matières réchauffés, refroidis ou pour lesquels il y'a un changement de phase, et à en extraire parmi toutes les informations disponibles, seulement les caractéristiques essentielles à l'analyse. [18,22]

Pour chaque flux, on doit identifier les données suivantes :

Supply Température (TS) ou la température d'alimentation (T_e)

C'est la température à laquelle le flux est disponible en °C.

Target Température (TT) ou la température ciblée

(T_s) C'est la température à laquelle le flux doit être

ramené en °C. **Capacité calorifique (CP)**

C'est le produit de débit massique (M) de flux en(kg/s) avec sa chaleur spécifique (Cp) en(kj/kg °c).

$$Cp=M \times Cp \text{ (kw/°c)} \quad 2.1$$

La variation d'enthalpie (ΔH)

Liée à un flux passant à travers un échangeur de chaleur, elle est donnée par la première loi de la thermodynamique:

$$H=Q \pm W \quad 2.2$$

Dans un échangeur de chaleur, le travail mécanique est nul : , d'où l'équation précédente devient : avec Q représente la chaleur fournie, elle est donnée par la relation suivante :

$$Q=Cp \times (TS-TT) \quad 2.3$$

La variation d'enthalpie alors sera :

$$H=Cp \times (TS -TT) \quad 2.4$$

B.3 Sélection de la valeur de ΔT_{min} initiale

La conception de n'importe quel équipement de transfert de chaleur doit toujours obéir à la deuxième loi de la thermodynamique qui interdit tout croisement de la température entre les courants chauds et froids. En pratique le flux chaud peut seulement être refroidi jusqu'à une température définie par l'écart de température ΔT_{min} de l'échangeur de chaleur [18].

Cette valeur ΔT_{min} représente le goulot d'étranglement dans la récupération de la chaleur [22].

En terme mathématique, à n'importe quel point de l'échangeur :

$$\Delta T_{\min} \geq (T_c - T_F) \quad 2.5$$

Où : T_C est la température du courant chaud, et T_F est la température du courant froid.

Remarque : Dans la conception d'un réseau d'échangeurs, la valeur de ΔT_{min} sera

déterminée dès le début d'après le type de l'échangeur à être utilisé, par exemple, le tableau suivant résume la ΔT_{min} initiale utilisée pour deux types d'échangeurs [18].

Tableau 2.1: ΔT_{min} initiale utilisée pour chaque type d'échangeurs

Type d'échangeur	ΔT_{min} en (°C)
Faisceau-calandre	3-5
Compacts	2-3

Le transfert de chaleur entre les deux fluides chaud et froid se fait à l'intermédiaire d'une unité d'échangeur (figure 2.1) [23].

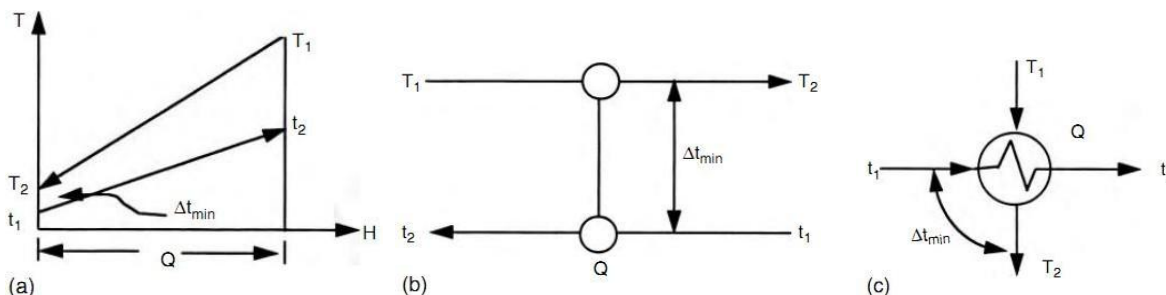


Figure 2.1: Représentations d'un échangeur de chaleur. (a) Diagramme (T-H). (b) Grille. (c) Représentation conventionnelle

En se basant sur l'équation du transfert de chaleur d'un échangeur à contre courant, la valeur de ΔT_{min} est déterminée de la manière suivante (voir figure 2.2) [8]:

$$Q = CP \times (T_1 - T_2) = CP \times (t_1 - t_2) \tag{2.6}$$

Considérant les tubes d'échangeurs comme une paroi plane d'épaisseur « e ».

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_c} \tag{2.7}$$

U (kw / m² k): Coefficient global de transfert de chaleur

h_F et h_c (kw/m² k): Coefficient de transfert par convection

λ (kw/m k): Conductivité thermique des matériaux

e(m) : Epaisseur des tubes [12]

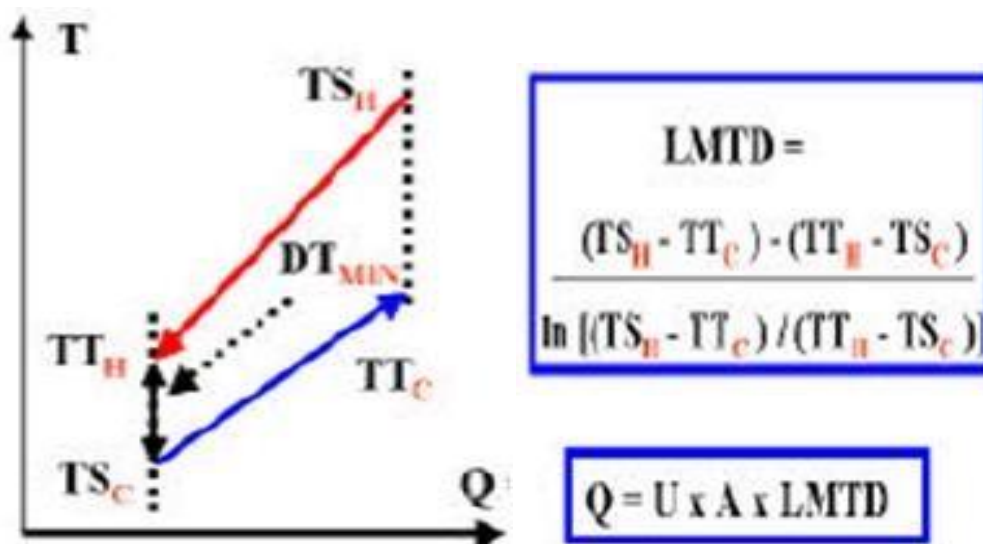


Figure 2.2: Température en fonction de flux de chaleur pour un échangeur à contre courant

Pour une valeur donnée de la quantité de chaleur fournie ; si les valeurs de la ΔT_{\min} sont petites, la surface d'échange augmente et si par contre les valeurs sont grandes, le transfert est mauvais, il n'y a pas une bonne récupération de la chaleur donc la demande en énergie externe tel que les utilities augmente.

En pratique, pour un procédé donné, le spécialiste en analyse Pinch choisira souvent la valeur du ΔT_{\min} en se basant sur 2 critères :

- La forme des courbes composites : pour des courbes parallèles on opte pour un ΔT_{\min} élevé contrairement aux courbes composites divergentes. Dans le premier cas, un plus petit ΔT_{\min} augmentera les surfaces d'échange de chaleur de tout l'échangeur. Les coûts en capital seraient alors très élevés.

- L'expérience :

Des intervalles de températures ont été élaborés par *Linnhoff Marsh* après de longues années d'études dans l'industrie. Ils sont tabulés ci-dessus [22]:

Tableau 2.2: Intervalles des températures pour une utilisation efficace dans les calculs

<i>Domaines d'application</i>	ΔT_{min} (°C)	<i>Observations</i>
<i>Raffinerie</i>	20-40	Faible coefficient de transfert de chaleur, courbes composites parallèles, encrassement des échangeurs de chaleur.
<i>Procédés pétrochimique et chimique</i>	10-20	Meilleur coefficient de transfert, encrassement est faible.
<i>Procédés à basse température</i>	3-5	Puissance requise pour le système de réfrigération est très cher, ΔT_{min} diminue avec une faible température de réfrigération.

B.4 Construction des courbes composites

Pour construire les courbes composites, on a besoin d'un bilan de masse et d'énergie complet et précis du procédé étudié. Les données du bilan de masse et d'énergie sont d'abord utilisées pour représenter les courants de matière au sein du procédé en fonction de leur niveau de température et de leurs besoins de chauffage ou de refroidissement [5,15].

Les courbes composites représentent l'évolution des flux d'énergie, chauds et froids dans un diagramme (température, puissance thermique). L'évolution de la température du flux thermique en fonction de l'enthalpie est linéarisée selon l'équation 2.3. La linéarisation se fait sur la base de la pente (CP) de la courbe composite de chaque flux [22]. La différence minimale de températures entre les deux courbes est appelée pincement [16].

B.4.1 Courbe Composite Chaude (CCC)

La construction de la courbe composite chaude est illustrée sur la figure 2.3 ; deux courants chauds sont figurés dans le diagramme (température-enthalpie). Le tracé de la courbe composite se fait comme suit [11] :

- 1- Repérer la zone du tracé de la composite chaude par la température d'amener du courant le plus chaud et la somme de toutes les charges thermiques chaudes.
- 2- Représenter chaque source en commençant par la source la plus chaude. Les pentes des tracés sont égales aux CP des courants respectif.
- 3- Pour les températures intermédiaires, la valeur de la pente de la courbe composite est égale à la somme des CP des courants intermédiaires.

Les températures des trois Courants chauds de la figure (a) varient entre T1 et T5. Pour chaque intervalle de ΔT nous pouvons calculer la charge thermique cumulée (Q_{cumul}), qu'est la somme des contributions de chaque courant dans l'intervalle ΔT . Elle est calculée par [24]:

$$Q_{cumul} = CP \times (T_i - T_{i-1}) \tag{2.8}$$

$$\text{Avec : } CP = \sum_{i=1}^n CP_i \tag{2.9}$$

- T_i : température initiale du courant i et T_{i-1} : température finale du courant i.

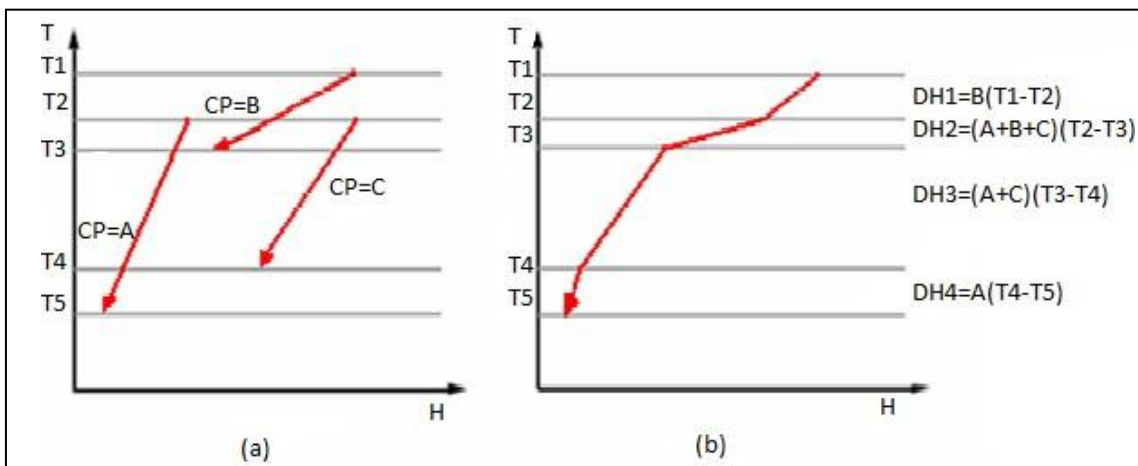


Figure 2.3: Construction de la courbe composite chaude

B.4.2 Courbe Composite Froide (CCF)

La construction de la courbe composite froide se fait sur le même modèle, en combinant des courbes du diagramme température-enthalpie des courants froids [24].

La figure 2.4 représente les étapes de la construction d'une courbe composite froide.

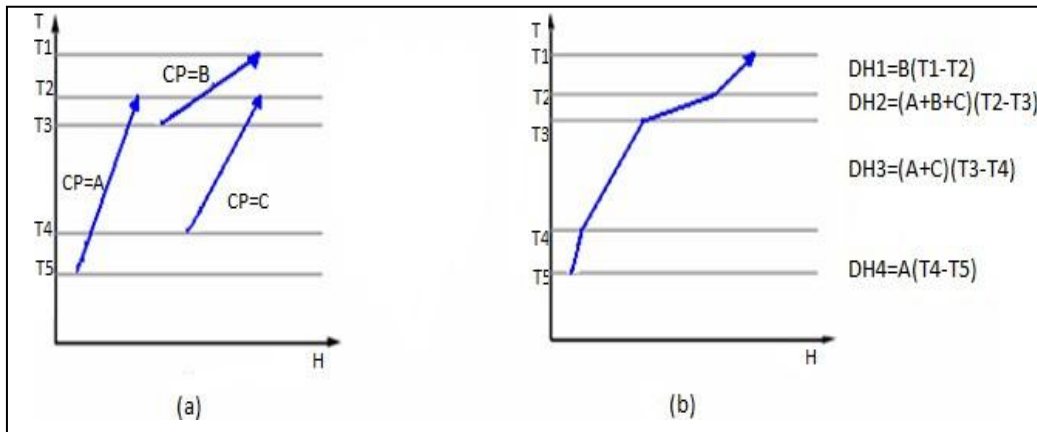


Figure 2.4: Construction de la courbe composite froide

B.4.3 Courbe Composite et pincement

Les courbes composites indiquent un schéma d'échanges de chaleur à contre-courant entre les flux thermiques chauds et froids du procédé. La valeur du pincement (ΔT_{min}) détermine les valeurs des énergies minimales à apporter au système. En déplaçant la courbe des flux froids à gauche ou à droite, le pincement diminue ou augmente respectivement, et par la suite les besoins en énergies thermique et frigorifique diminuent ou augmentent respectivement. Ce phénomène est dû au changement de la surface d'échange (proportionnellement au pincement) et par la suite la quantité de chaleur récupérée sur le procédé [16].

Les deux courbes composites (chaude et froide) sont placées sur un même graphique. La composite froide est placée sous la composite chaude à un écart minimum admissible de température ΔT_{min} . Cet écart correspond à la différence minimale de température acceptable entre deux courants passant à travers l'échangeur de chaleur [11].

$$T_C - T_F \geq \Delta T_{min} \text{ en tout point de la courbe composite}$$

La figure 2.5 représente les deux courbes composites à un écart minimum [5].

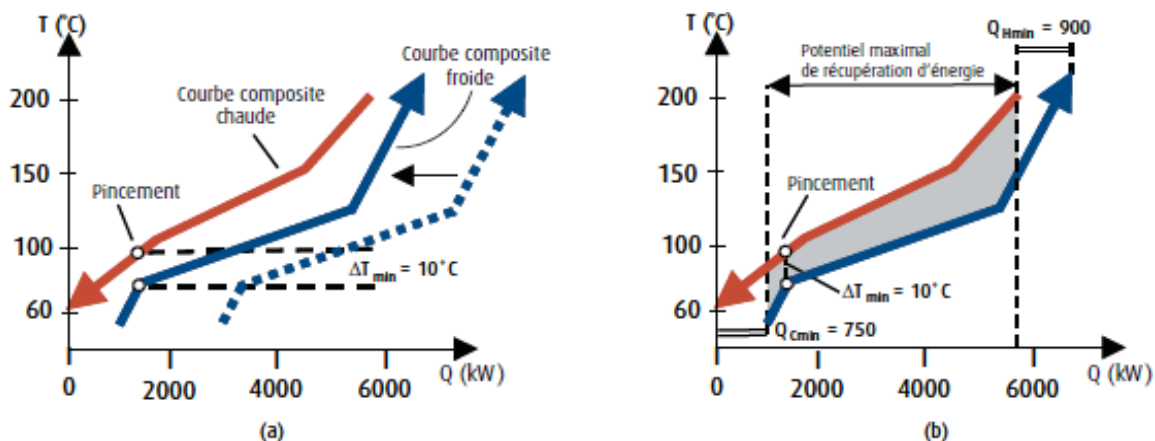


Figure 2.5: Utilisation des courbes composites pour la détermination des cibles de consommation minimale d'énergie

La courbe composite chaude est utilisée pour chauffer la courbe composite froide par échange thermique. La zone de recouvrement des courbes composites (la zone en bleu sur la figure 3.5) indique la quantité maximale d'énergie thermique qui peut être récupérée au sein du procédé, les quantités d'énergies à l'extérieur (extrémité à la gauche et à la droite) de cette zone indiquent les charges de chauffage et de refroidissement qui devront être comblées par les utilités de l'usine, (Q_{Cmin}) besoin minimums requis par le procédé en chauffage, (Q_{Fmin}) les besoins minimums de refroidissement [25].

La méthode de pincement permet d'identifier le point de rapprochement entre les deux courbes (chaude et froide), c'est le « **point de pincement** » correspond à ΔT_{\min} [4,15], ce point permet ainsi l'identification du goulot d'étranglement du procédé où l'échange d'énergie est le plus difficile [24], loin de ce point les échanges sont plus facile [25]. D'après la seconde loi de la thermodynamique, l'échange n'est possible que si cet écart est plus grand que zéro. S'il était égal à zéro, l'échangeur de chaleur devrait avoir une surface infinie [22] voire figure 2.6 [19].

Alors plus le pincement ΔT_{\min} diminue, plus la puissance nécessaire des utilités diminue, mais aussi la surface d'échange augmente et donc les coûts d'investissement

[24]. La théorie du pincement sert à établir le compromis entre coûts d'investissement et coûts des utilités pour trouver la solution optimale. Il est clair cependant que, du point de vue énergétique, un ΔT_{min} minimisé serait optimal [16].

L'analyse des courants impliqués dans ce point sera d'une grande importance pour améliorer l'efficacité énergétique du procédé [25]. Sa détermination permet de fixer les utilités minimales, chaudes (Q_{Cmin}) et froides (Q_{Fmin}), nécessaires pour satisfaire les besoins énergétiques du procédé industriel [26].

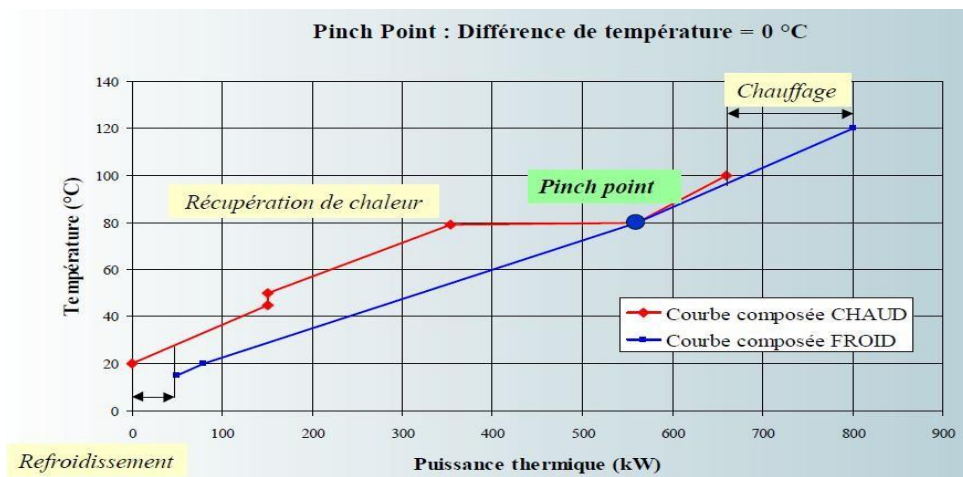


Figure 2.6: Le point de pincement

Conclusion

Dans le but de réduire la consommation d'énergie, nous avons présenté une méthode d'optimisation efficace, qui est la technologie de pincement. Celle-ci elle présente beaucoup d'avantages par rapport aux autres méthodes, dont son aptitude à fournir des prévisions sur le coût d'investissement et le coût énergétique ainsi que sur beaucoup d'équipements de transfert thermique.

Cette méthode permet de construire un réseau d'échangeurs de chaleur en se basant sur des règles simples à exprimer à l'aide des courbes composites, donc de trouver la solution pratique qui réalise le point optimal obtenu.

Chapitre 3 : Elaboration d'un réseau d'échangeurs

Introduction

Les principaux courants de procédé qui doivent être refroidis et ceux qui doivent être chauffés sont identifiés et utilisés pour construire les courbes composites. Ces courbes représentent l'ensemble des sources et des demandes d'énergie thermique rassemblées sur un diagramme, où la température est exprimée en fonction de la charge thermique, leur analyse permet d'identifier les échanges de chaleur non-optimaux et de développer des moyens pour améliorer la récupération de chaleur. Ensuite, un réseau optimal d'échangeurs de chaleur est développé.

3.1 Bilan thermique du four de distillation atmosphérique F101

Le bilan thermique du four F101, cas réel, est fait pour connaître la quantité de chaleur absorbée par le brut flashé afin de voir l'impact de la diminution de la température entrée four sur la consommation du fuel gaz.

Les données utilisées pour le calcul de bilan thermique de four sont présentées en annexe et A.2 et on les résume dans le tableau 4.1.

Tableau 3.1: Données du brut flashé

	M_{BF} (Kg/s)	d_4^{15}	T_e (°C)	T_s (°C)
Brut flashé	11.11	0.858	186	237

3.1.1 Quantité de chaleur absorbée par le brut flashé q_{abs}

- Calcul de la pente s [27]

$$S = \frac{T_{90} - T_{10}}{80}$$

3.1

$$S = \frac{277.3 - 76.1}{80} = 2.55^\circ\text{C}/\%$$

- **Calcul de la température volumique moyenne T_v**

$$T_v = \frac{PI+4T50+PF}{6} \quad 3.2$$

$$T_v = \frac{57.5+596+309}{6} = 160.416^\circ\text{C}$$

- **Détermination du facteur de correction a**

Connaissant s et T_v , nous déterminons le facteur « a » qui est la correction apportée à T_v à partir de l'abaque B.1 figurant dans l'annexe B.

Pour $T_v=160.416^\circ\text{C}$ et $S=2.55^\circ\text{C}/\%$ $\longrightarrow a = -17^\circ\text{C}$.

- **Calcul de la température moyenne pondéré T_{mav}**

$$T_{mav} = T_v + a \quad 3.3$$

$$T_{mav} = 160.41 - 17 = 143.4^\circ\text{C} = 749.808^\circ\text{R}$$

- **Calcul du facteur de caractérisation K_{uop}**

$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{T_{mav} (R^\circ)}}{\text{Sp. Gr } 60/60} \quad 3.4$$

$$\text{Sp. Gr } 60/60 = \frac{d_4^{15}}{0.99904} \quad 3.5$$

$$\text{Sp. Gr } 60/60 = \frac{0.8}{0.99904} = 0.8007$$

$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{749.808}}{0.8007} = 11.34$$

- **Détermination du facteur de correction f de l'enthalpie**

f est déterminé à partir de l'abaque B.2 figurant dans

l'annexe B. Pour un $K_{uop} \approx 11.34$ $f = 0,96$

- **Détermination de l'enthalpie d'entrée H_e**

H_e est déterminé à partir de l'abaque B.2 figurant dans

l'annexe B. $H_{e lu} = 140 \text{ kcal/kg} = 558.2 \text{ kJ/kg}$

$H_{e corrigé} = H_{e lu} \times f = 558.2 \times 0,96 = 535.872 \text{ kJ/kg}$

- Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée q_e

$$q_e = H_e \text{ corrigé} \times M \quad 3.6$$

$$q_e = 535.872 \times 11.11 = 5953.54 \text{ kW}$$

4.1.1.2 Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s [27]

- Calcul du taux de vaporisation X

$$X = 1 - \left(\frac{M_{\text{resdu}}}{M_{\text{drut flashé}}} \right) \quad 3.7$$

$$X = \left(1 - \frac{2.47}{11.11} \right) \times 100 = 77 \text{ Kg /S}$$

- Calcul du débit massique de la phase vapeur M_v

$$M_v = M_{\text{BF}} \times X \quad 3.8$$

$$M_v = 11.11 \times 0.777 = 8.63 \text{ kg/s}$$

- Calcul de la densité de la phase vapeur d_v [28]

$$D_{\text{bf}} = (X \times d_v) + (1 - X) \times d_r$$

$$D'ou : d_v = \frac{d_{\text{bf}} - (1 - X) \times d_r}{X} = \frac{0.858 - ((1 - 0.777) \times 0.925)}{0.777} = 0.839 \quad 3.9$$

Avec :

d_{bf} : la densité du brut flashé.

d_r : la densité du résidu.

- Détermination de l'enthalpie de sortie de la phase liquide H_s

H_s est déterminé à partir de l'abaque B.2 figurant dans l'annexe B.

$$H_s = 120 \text{ kcal/kg} = 501.16 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul de la quantité de chaleur de la phase liquide q_s

$$q_s = M_l \times H_s \quad 3.10$$

$$q_s = 6.499 \times 501.16 = 3257.038 \text{ kW}$$

- Détermination de l'enthalpie de sortie de la phase vapeur

H_s est déterminé à partir de l'abaque B.2 figurant dans l'annexe B.

$$H_s = 135 \text{ kcal/kg} = 564.3 \text{ kJ/kg}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur de la phase vapeur q_s**

$$q_s = M_v \times H_s \quad 3.11$$

$$q_s = 8.63 \times 564.3 = 4869.909 \text{ kW}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s**

$$q_s = q_{s1} + q_{s2} \quad 3.12$$

$$q_s = 4869.909 + 3257.038 = 8126.947 \text{ kW}$$

D'où la quantité de chaleur absorbée par le brut flashé est donnée par

$$q_{abs} = q_s - q_e \quad 3.13$$

$$q_{abs} = 8126.947 - 5953.54 = 2173.407 \text{ kW}$$

3.1.2 Chaleur libérée par le four de distillation atmosphérique F 101

La quantité de chaleur libérée par le four est donnée par la formule suivante

$$Q_{\text{four}} = \text{PCI} \times V_{\text{fuel}} \quad 3.14$$

$$\text{PCI} = 10829 \text{ kcal/m}^3 \text{ et } V_{\text{fuel}} = 4285 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{four}} = 4285 \times 10829 = 46402265 \text{ kcal/h} = 53878 \text{ kW}$$

3.1.3 Rendement du four

Le rendement est calculé par la formule suivante

$$\eta (\%) = \frac{\text{chaleur absorbée par le brut flashé}}{\text{chaleur libérée par le four}} \times 100 \quad 3.15$$

$$\eta (\%) = \frac{2173.407}{53878} = 4.0339\%$$

On remarque une diminution du rendement par rapport au design qui est de 80%, il est justifié par l'augmentation de la quantité de chaleur perdue.

3.2 Etapes de calcul de la méthode de pincement

Les données utilisées dans les calculs sont de source « TEST RUN » réalisé le par le bureau d'étude français SOFRESID [7].

3.2.1 Identification des flux et des utilités

Chaque courant de matière transitant par le train de préchauffe est pris en considération séparément. Pour chaque courant, nous relevons le débit, la et les températures d'entrées et de sorties dans chaque échangeur (voir annexe A, tableau A.2).

Le tableau ci-dessous réunit ces différents flux de matière, leurs natures et leurs températures.

Tableau 3.2: Nature et Températures des courants circulants dans le train de préchauffe actuel

<i>Flux</i>	<i>Nature</i>	<i>Te (°C)</i>	<i>Ts (°C)</i>
<i>Brut</i>	Froid	23	196
<i>Brut flashé</i>	Froid	186	237
<i>RCT</i>	Chaud	132	46
<i>RCI</i>	Chaud	181	177
<i>Kérosène</i>	Chaud	185	178
<i>Gasoil léger</i>	Chaud	223	215
<i>Gasoil lourd</i>	Chaud	320	249
<i>RCF</i>	Chaud	282	204
<i>Résidu</i>	Chaud	337	106
<i>Fuel gaz</i>	Utilité chaude	/	/
<i>Électricité</i>	Utilité froide	/	/

De ce fait, nous pouvons distinguer deux courants froids et sept courants chauds, et deux utilités fuel gaz utilisé comme combustible dans le four F101 et l'électricité

consommée par les aéroréfrigérants.

La température du brut flashé à la sortie de l'échangeur E107 est de 240°C, nous fixons l'objectif à atteindre 260°C.

3.2.2 Extraction des données thermodynamiques des flux

Chaque courant de matière doit être identifié par une température d'entrée, une température de sortie, une capacité calorifique, et un flux de chaleur ou variation d'enthalpie.

Nous prenons les données du tableau 4.2 et de l'annexe A.1 et A.2, nous utilisons les abaques de l'annexe B pour déterminer les enthalpies des neuf courants circulant dans le train du préchauffe.

On prend comme illustration de notre calcul le cas du reflux circulant de tête (RCT) afin de présenter la démarche à suivre pour déterminer le flux de chaleur (Q), la capacité calorifique (CP) et le débit massique (M).

Exemple de calcul pour le reflux circulant de tête [27]

4.2.2.1 Calcul de la chaleur spécifique Cp

□ Calcul de la pente s

$$S = \frac{T_{90} - T_{10}}{80}$$

$$S = \frac{(116 - 82)}{80} = 0.425 \text{ °C/\%}$$

□ Calcul de la température volumique moyenne T_v

$$T_v = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4}$$

3.16

$$T_v = \frac{82 + 200 + 116}{4} = 99.5 \text{ °C}$$

Détermination du facteur de correction a

Connaissant s et T_v , on détermine le facteur a qui est la correction apporté à

T_v . A partir de l'abaque B.1 figurant dans l'annexe B

Pour $T_v = 99.5 \text{ °C}$ et $s = 0.425 \text{ °C/\%}$ → $a = -4.5 \text{ °C}$

- Calcul de la température moyenne pondérée T_{mav}

$$T_{\text{mav}} = T_v + a$$

$$T_{\text{mav}} = 99,5 - 4,5 = 95^\circ\text{C} = 662,67^\circ\text{R}$$

- **Calcul du facteur de caractérisation K_{uop}**

$$K_{\text{UOP}} = \frac{\sqrt[3]{T_{\text{mav}} (\text{R}^\circ)}}{\text{Sp. Gr } \frac{60}{60}^\circ\text{F}}$$

$$\text{Sp.Gr } 60/60 = \frac{d_4^{15}}{0.99904}$$

$$\text{Sp.Gr } 60/60 = \frac{0.7250}{0.99904} = 0.726$$

$$K_{\text{UOP}} = \frac{\sqrt[3]{662.67}}{0.726} = 12$$

- **Détermination du facteur de correction f de la chaleur spécifique**

f est déterminé à partir de l'abaque B.3 figurant dans l'annexe B. $f=1,015$

- **Calcul de la température moyenne T_{moy}**

$$T_{\text{moy}} = \frac{T_e + T_s}{2}$$

$$T_{\text{moy}} = \frac{136+46}{2} = 89^\circ\text{C}$$

C_p est déterminé à partir de l'abaque B.3 figurant dans

l'annexe B. $C_{p \text{ lu}} = 0,568 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$

$$C_{p \text{ corrigé}} = C_{p \text{ lu}} \times f$$

3.17

$$C_{p \text{ corrigé}} = 0,568 \times 1,015 = 0,576 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C} = 2,405 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C}$$

Calcul du débit massique M

$$M = \frac{Q_v \times d_4^{15} \times 1000}{3600}$$

La densité du reflux circulant de tête a une température différente de 15°C est déterminée à partir de l'abaque B.4 figurant dans l'annexe B.

$$\text{Pour } T=46^\circ\text{C} \longrightarrow d_4^{15} = 0,670$$

$$D'où : M = \frac{693.52 \times 0.670 \times 1000}{3600} = 129.071 \text{ kg/s}$$

Calcul de la capacité calorifique CP

$$CP = M \times C_p \text{ corrigé} \quad 3.18$$

$$CP = 129.071 \times 2,405 = 310.417 \text{ kW/}^\circ\text{C}$$

Calcul du flux de chaleur Q

$$Q = CP \times (T_e - T_s) \quad 3.19$$

$$Q = 310.417 \times (132 - 46) = 26695.862 \text{ kW}$$

De la même manière, on procédera pour tous les autres courants. Les calculs complets figurent dans le tableau C.1 de l'annexe C. Un tableau récapitulatif est présenté ci-dessous.

Tableau 3.3: Données thermodynamiques des courants du train de préchauffe avec la température à atteindre

<i>Flux</i>	<i>Te (°C)</i>	<i>Ts (°C)</i>	<i>Cp (kJ/kg °C)</i>	<i>M (kg/s)</i>	<i>CP (kW/°C)</i>	<i>Q (kW)</i>
Brut	23	196	2,301	11.94	27.473	4752.82
B.F	186	237	2,692	11.11	29.908	1525.30
Total F						6278.13
RCT	123	61	2,405	4.4	10.582	656.084
RCI	181	177	2,628	1.36	3.574	14.296
Kérosène	185	178	2,831	1	2.831	19.817
GOI	223	215	2,688	1.66	4.462	35.696
GOL	320	249	2,688	1,94	5.214	370.24
RCF	282	204	2,908	6.499	18.908	1474.82
Résidu	337	103	2,696	2.47	6.659	1538.25
Total C						4109.203
F-C						2168.92

Remarque :

La différence entre la quantité de flux de chaleur chaud et froid nous renseigne sur la nécessité d'utilisation des sources extérieures de chaleur telles que les utilités chaudes aussi l'existence des pertes thermiques dans le réseau d'échangeurs, et qui sont dues à la mauvaise qualité de l'isolation car le système n'est pas idéal.

Sélection de la ΔT_{\min} initiale

La valeur de la ΔT_{\min} initiale est déterminée par le coefficient global du transfert de chaleur et la géométrie de l'échangeur.

tableau 3.4, donne les différentes valeurs de la différence de température logarithmique moyenne DTLM, la surface d'échange installée (A), et le coefficient d'échange globale (U_i) de chaque échangeur.

N°	Flux	T_e (°C)	T_s (°C)	DTLM (°C)	$F[29]$	$DTLM_{cor}$ (°C)	A (m ²)	U_i (kW/m ² •C)																																																																		
E 101	<i>Brut</i>	23	92	30,74	0,95	29.230	120	0,18																																																																		
	<i>RCT</i>	132	46						E102	<i>Brut</i>	23	61	141.66	0,98	138.82	120	0,06	<i>RCI</i>	181	177	E 103	<i>Brut flashé</i>	61	77	112.5	1	112.5	100	0,17	<i>Kérosène</i>	138	178	E 104	<i>Brut flashé</i>	77	80	204.2	1	204.2	65	0,26	<i>Gasoil lourd</i>	320	249	E 105	<i>Brut flashé</i>	80	85	136.98	0,98	134.24	120	0,22	<i>Gasoil léger</i>	223	215	E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15	<i>RCF</i>	282	204	E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69
E102	<i>Brut</i>	23	61	141.66	0,98	138.82	120	0,06																																																																		
	<i>RCI</i>	181	177						E 103	<i>Brut flashé</i>	61	77	112.5	1	112.5	100	0,17	<i>Kérosène</i>	138	178	E 104	<i>Brut flashé</i>	77	80	204.2	1	204.2	65	0,26	<i>Gasoil lourd</i>	320	249	E 105	<i>Brut flashé</i>	80	85	136.98	0,98	134.24	120	0,22	<i>Gasoil léger</i>	223	215	E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15	<i>RCF</i>	282	204	E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68	<i>Résidu</i>	337	203						
E 103	<i>Brut flashé</i>	61	77	112.5	1	112.5	100	0,17																																																																		
	<i>Kérosène</i>	138	178						E 104	<i>Brut flashé</i>	77	80	204.2	1	204.2	65	0,26	<i>Gasoil lourd</i>	320	249	E 105	<i>Brut flashé</i>	80	85	136.98	0,98	134.24	120	0,22	<i>Gasoil léger</i>	223	215	E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15	<i>RCF</i>	282	204	E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68	<i>Résidu</i>	337	203																		
E 104	<i>Brut flashé</i>	77	80	204.2	1	204.2	65	0,26																																																																		
	<i>Gasoil lourd</i>	320	249						E 105	<i>Brut flashé</i>	80	85	136.98	0,98	134.24	120	0,22	<i>Gasoil léger</i>	223	215	E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15	<i>RCF</i>	282	204	E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68	<i>Résidu</i>	337	203																														
E 105	<i>Brut flashé</i>	80	85	136.98	0,98	134.24	120	0,22																																																																		
	<i>Gasoil léger</i>	223	215						E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15	<i>RCF</i>	282	204	E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68	<i>Résidu</i>	337	203																																										
E 106	<i>Brut flashé</i>	85	97	42.47	0,92	56.81	170	0,15																																																																		
	<i>RCF</i>	282	204						E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68	<i>Résidu</i>	337	203																																																						
E 107	<i>Brut flashé</i>	97	106	68.5	0,69	16,72	135	0,68																																																																		
	<i>Résidu</i>	337	203																																																																							

3.2.4 Construcion des courbes composites

Ce sont des courbes qui montrent l'évolution de la température T ($^{\circ}\text{C}$) en fonction de flux de chaleur Q (kW).

L'obtention de ces courbes, se fait d'abord en classant les intervalles de températures par ordre croissant, ensuite on choisit où se situent ces flux dans les intervalles de températures classées, en premier lieu pour les flux froids, ensuite les flux chauds. Après, on fait un cumul des flux de chaleur, ainsi que la somme des pouvoirs calorifiques qui se situent dans chaque intervalle de température. Enfin, on trace l'évolution de la température en fonction du flux de chaleur cumulé. La même procédure est adoptée pour tracer les deux courbes composites.

3.2.4.1 Courbe composite froide

Les tableaux 3.5 et 3.6 illustrent la procédure de calcul pour le tracé de la courbe composite froide.

Tableau 3.5: Données thermiques des courants froids

	<i>FLUX</i>	<i>Te (°C)</i>	<i>Ts (°C)</i>	<i>CP (kW/°C)</i>	<i>Q (kW)</i>
<i>F1</i>	<i>BRUT</i>	23	196	27.473	4752.82
<i>F2</i>	<i>B.F</i>	186	237	29.908	1525.30

Tableau 3.6: Cumul des quantités de chaleur en fonction des températures des courants froids

<i>Température (°C)</i>	<i>Courants</i>	<i>CP (kW/°C)</i>	<i>Q (kW)</i>	<i>Q Cumul (kW)</i>
Avant	23		0,00	0,00
23	186 F1	27.473	4478.099	4478.099
186	196 F1+F2	57.381	573.81	5051.909
196	237 F2	29.908	1226.228	6278.137
Après	260		0,00	6278.137

En traçant les températures des courants froids en fonction du cumul des flux de chaleur, nous obtenons un tracé qui s'appelle la courbe composite froide (CCF) comme la montre la figure 3.1.

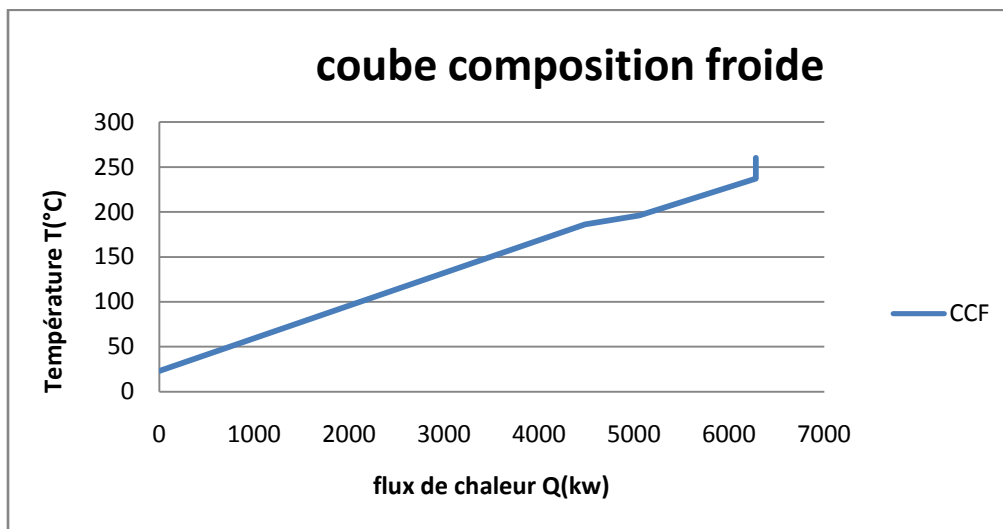


Figure 3.1: Courbe composite froide (CCF)

3.2.4.2 Courbe composite chaude

Les tableaux 3.7 et 4.8 illustrent la procédure de calcul pour le tracé de la courbe composite chaude.

Tableau 3.7: Données des courants chauds

	<i>Flux</i>	<i>Te(°C)</i>	<i>Ts (°C)</i>	ΔT	<i>CP (kW/°C)</i>	<i>Q (kW)</i>
<i>C1</i>	<i>RCT</i>	132	46	86	10.582	46.561
<i>C2</i>	<i>RCI</i>	181	177	4	3.574	4.860
<i>C3</i>	<i>Kérosène</i>	185	178	7	2.831	2.831
<i>C4</i>	<i>Gasoil léger</i>	223	215	8	4.462	7.407
<i>C5</i>	<i>Gasoil lourd</i>	320	249	71	5.214	10.115
<i>C6</i>	<i>RCF</i>	282	204	78	119.228	4888.348
<i>C7</i>	<i>Résidu</i>	337	106	231	6.659	16.447

Tableau 3.8: Cumul des quantités de chaleur en fonction des températures des courants chauds

<i>Température</i>	ΔT	<i>Courants</i>	<i>CP (kW/°C)</i>	<i>Q (kW)</i>	<i>Q_{Cumul} (kW)</i>	
Avant	46	/		0,00	0,00	
46	106	60	C1	10.582	634.92	634.92
106	132	26	C1+C7	17.241	448.266	1083.186
132	177	45	C7	6.659	299.655	1382.841
177	178	1	C2+C7	10.233	10.233	1393.074
178	181	3	C2+C3+C7	13.064	39.192	1432.266
181	185	4	C7	6.659	26.636	1458.902
185	204	19	C7	6.659	126.521	1585.423
204	215	11	C6+C7	125.887	1384.757	2970.18
215	223	8	C4+C6+C7	130.349	1042.792	4012.972
223	249	26	C6+C7	125.887	3273.062	7286.034
249	282	33	C5+C6+C7	131.101	4326.333	11612.367
282	320	38	C5+C7	11.873	451.174	12063.541
320	337	17	C7	6.659	113.203	12176.744
Après	337	/		0,00	12176.744	

De même la figure 3.2 représente la courbe composite chaude (CCC), c'est la variation des températures des courants chauds en fonction de flux de chaleur cumulé.

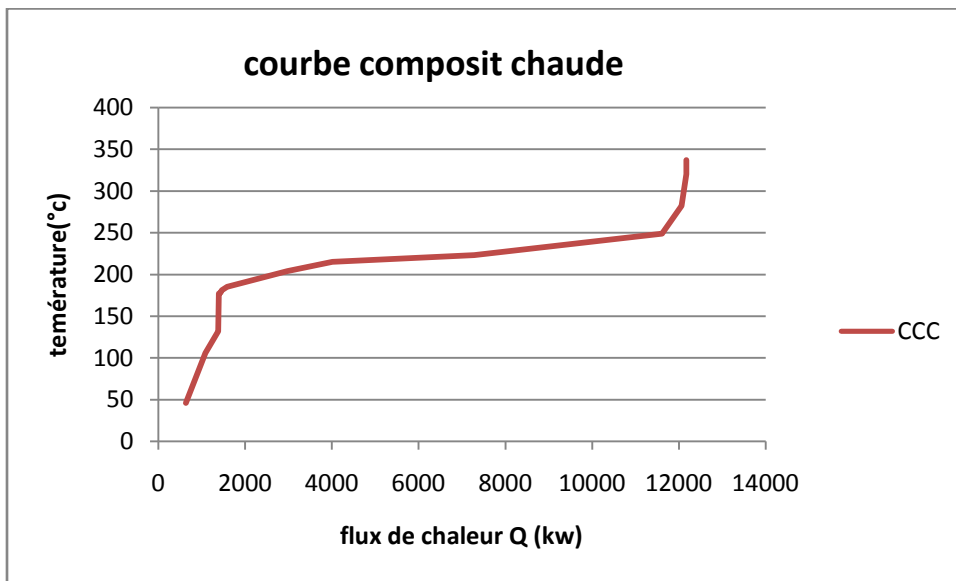


Figure 3.2: Courbe composite chaude (CCC)

La figure 3.3 montre la variation des températures des courants chauds et froids en fonction des cumuls de flux de chaleur.

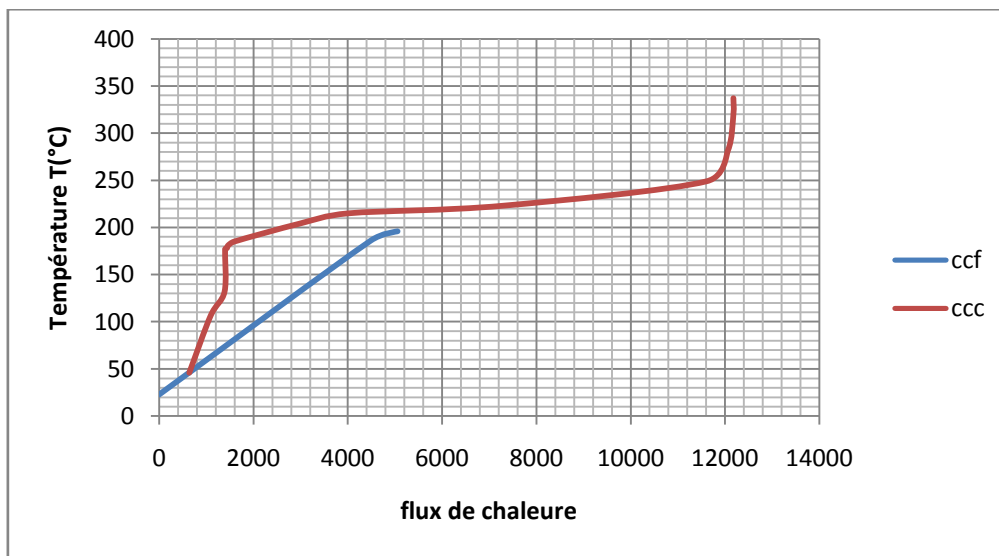


Figure 3.3: Courbe composite de procédé (CC)

Interprétation :

Les trois graphes peuvent être interpréter de la manière suivante

- Les courbes composites froide (CCF) et chaude (CCC) :

La variation de la quantité de chaleur (enthalpie) avec la température est proportionnelle. Cette évolution est sous forme de paliers où l'augmentation de la quantité de chaleur est en continue.

- La courbe composite du procédé (CC) :

On remarque que $T_C - T_F \geq \Delta T_{\min}$ en tout point de la courbe composite car la courbe de refroidissement des flux chauds se trouve au dessus de la courbe de chauffage des flux froids, donc le transfert thermique du flux chaud vers le flux froid est possible.

Le point où le rapprochement est très important entre les deux courbes, nous renseigne sur l'état où l'échange atteint son maximum (échange difficile). Ce point est appelé

« point de pincement ». Il est caractérisé par :

- ♦ $\Delta T_{\min} = 25^\circ\text{C}$ (la différence minimale entre les deux courbes sur l'axe verticale, cas actuel).

- ♦ $T_{PC} = 220^\circ\text{C}$; $T_{PF} = 195^\circ\text{C}$.

Le réseau actuel n'est pas pincé selon Linnhoff, mais les goulots d'étranglements se situent entre 220°C et 195°C qui n'est pas dans l'intervalle $[20-40]^\circ\text{C}$ élaboré par Linnhoff pour les raffineries [18].

On trace pour les différentes valeurs de ΔT_{\min} appartenant à $[20-40]^\circ\text{C}$ les courbes composites correspondantes à chaque valeur, ensuite on détermine les consommations minimales d'énergie ($Q_{F\min}$, $Q_{C\min}$).

La construction des courbes composites s'avère cependant assez fastidieuse à réaliser manuellement . Pour les grands problèmes, il est facilement mis en œuvre à l'aide des logiciels (PROSIM, Aspen), des simulateurs (PinchLeni3, Hysys) et des applications (Energy targeting, pinch analysis spreadsheet).

Dans notre cas, nous avons utilisé application :

- Une autre application de la pinch analysis spreadsheet.

La mise en œuvre de l'application pinch analysis spreadsheet est présentée dans l'annexe D. Les flux de chaleur utilisés pour le tracé des courbes composites issus de l'application spreadsheet sont mentionnés en annexe C tableau C.2.

Ci-dessous sont présentées les courbes composites chaude et froide pour ΔT_{\min} égale à 20°C . Les autres courbes composites sont présentées en Annexe E.

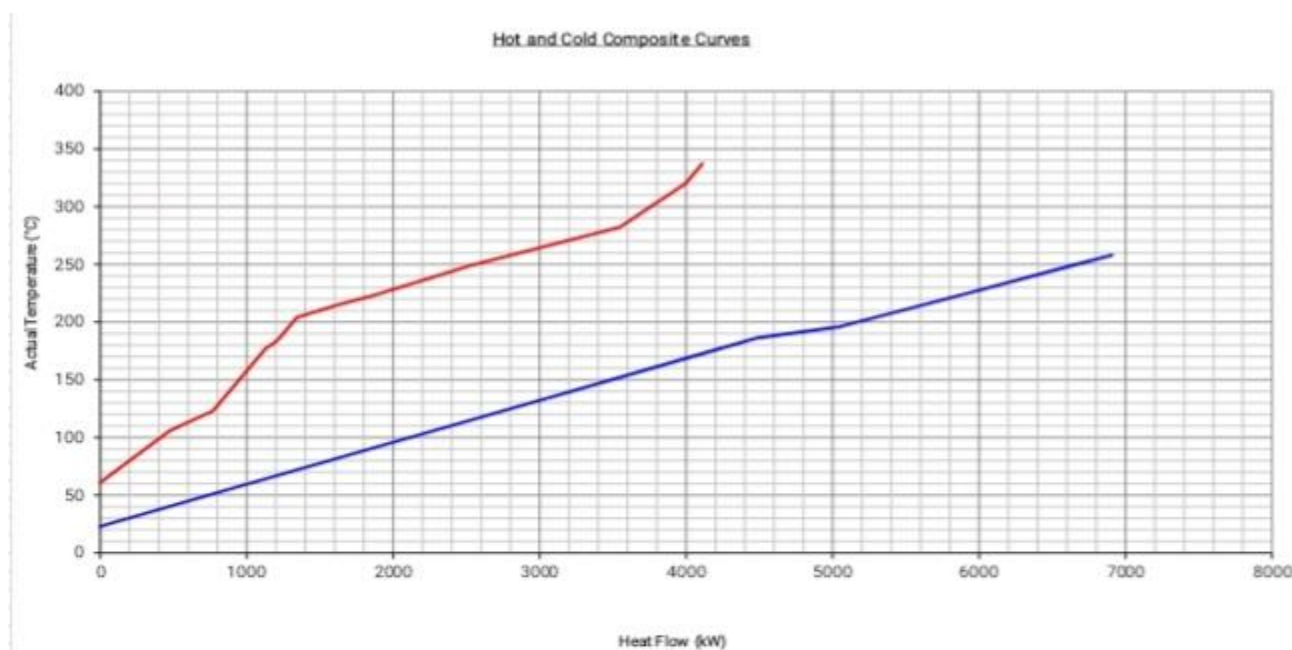


Figure 3.4: Courbes composites pour $\Delta T_{\min} = 21^{\circ}\text{C}$.

Le tableau suivant représente les différentes valeurs ($Q_{F\min}$, $Q_{C\min}$, T_{PF} , et T_{PC}) obtenues pour chaque valeur de ΔT_{\min} .

Tableau 3.9: Consommation minimale d'énergie et températures de pincement

ΔT_{min} (°C)	T_{PC} (°C)	T_{PF} (°C)	Utilité chaude (kW)	Utilité froide (kW)
20	337	317	0	5311.77
21	337	316	0	5281.86
22	337	315	0	5251.96
23	337	314	0	5222.05
24	337	313	0	5192.14
25	337	312	0	5162.23
26	337	311	0	5132.32
27	337	310	0	5102,42
28	337	309	0	5072.51
29	337	308	0	5042.6
30	337	307	0	5012.69
31	337	306	0	4982.78
32	282	250	3.88	4956.75
33	282	249	63.69	4986.66
34	282	248	123.51	5016.57
35	282	247	183.32	5046.47
36	282	246	243.14	5076.38
37	282	245	302.96	5106.29
38	282	244	362.77	5136.2
39	282	243	422.59	5166.11
40	282	242	482.4	5196.01

Les deux graphes suivants montrent l'évolution de la consommation en utilités et les températures de pincement en fonction de ΔT_{min} .

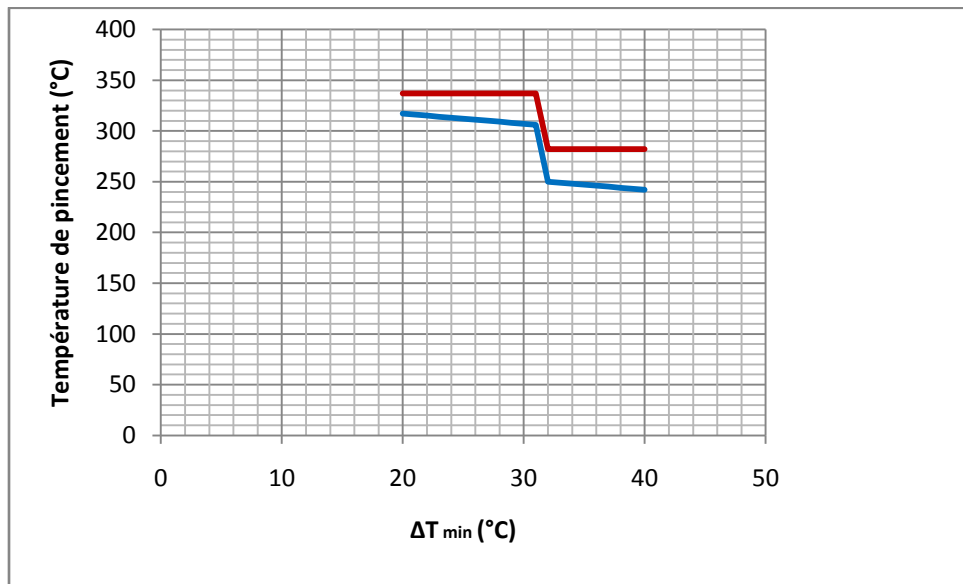


Figure 3.5: Variation de point de pincement en fonction de ΔT_{\min}

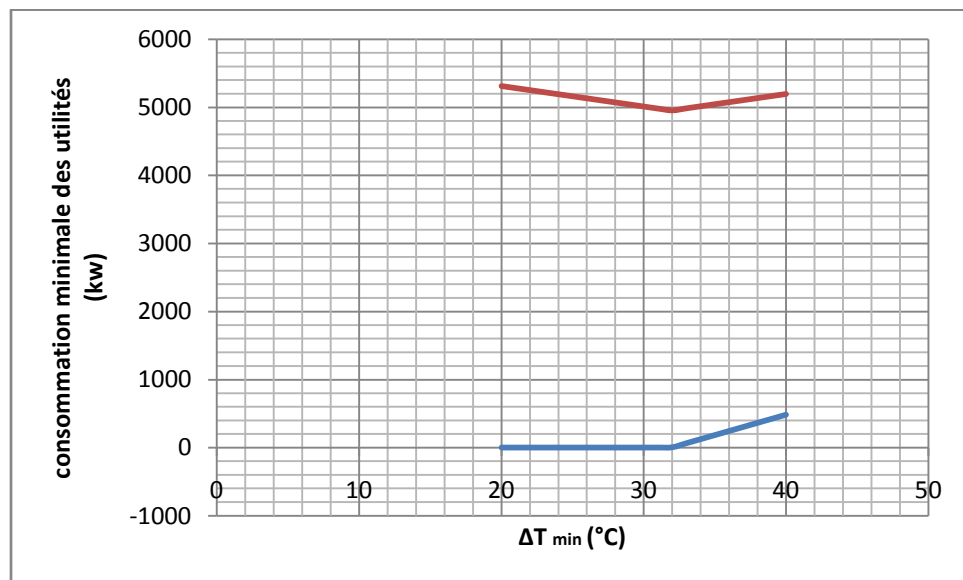


Figure 3.6: Évolution de la consommation des utilités en fonction de ΔT_{\min}

Interprétation :

La courbe chaude en rouge représente le cumul des disponibilités en fonction de la température, et la courbe bleu celui des besoins.

On distingue trois zones dans la figure 3.4 :

La zone de recouvrement indique que la quantité maximale d'énergie thermique qui peut être récupérée au sein du procédé. C'est la zone médiane.

Deux zones en extrémités qui sont (Q_{Cmin}) les besoins minimums requis par le procédé en chauffage et (Q_{Fmin}) les besoins minimums de refroidissement.

- ♦ Pour $\Delta T_{min} = 20^{\circ}C$: $Q_{Cmin} = 0$ kW et $Q_{Fmin} = 5311.77$ kW

A partir de l'évolution croissante de la valeur de ΔT_{min} [20 - 40] °C nous remarquons que :

- Sur la courbe composite chaude, nous constatons un excédent de chaleur, entre 20°C et 45°C. Cette chaleur doit être évacuée par une énergie de refroidissement Q_{Fmin} fournie par des utilités froides.

- Sur la courbe composite froide, nous constatons un déficit de chaleur, entre 200°C et 340°C. Cette chaleur doit être compensée par une énergie de chauffage Q_{Cmin} fournie par les utilités chaudes.

L'écart entre les courbes composites froide et chaude augmente avec la variation croissante de ΔT_{min} (différence entre les températures de pincement) (Figure 3.5), ce qui fait diminuer la surface d'échange du réseau d'échangeurs.

Nous constatons alors qu'à chaque fois ΔT_{min} augmente, les besoins en énergie chaude et froide augmentent (Figure 3.6), d'où le coût énergétique aussi, ce qui implique un choix d'une petite valeur de ΔT_{min} en se basant sur la consommation en utilités (consommation minimale d'énergie) mais dans ce cas il faut prendre en considération les frais financiers des échangeurs car une petite valeur de ΔT_{min} demande une grande surface d'échange.

la montre la Figure 3.9.

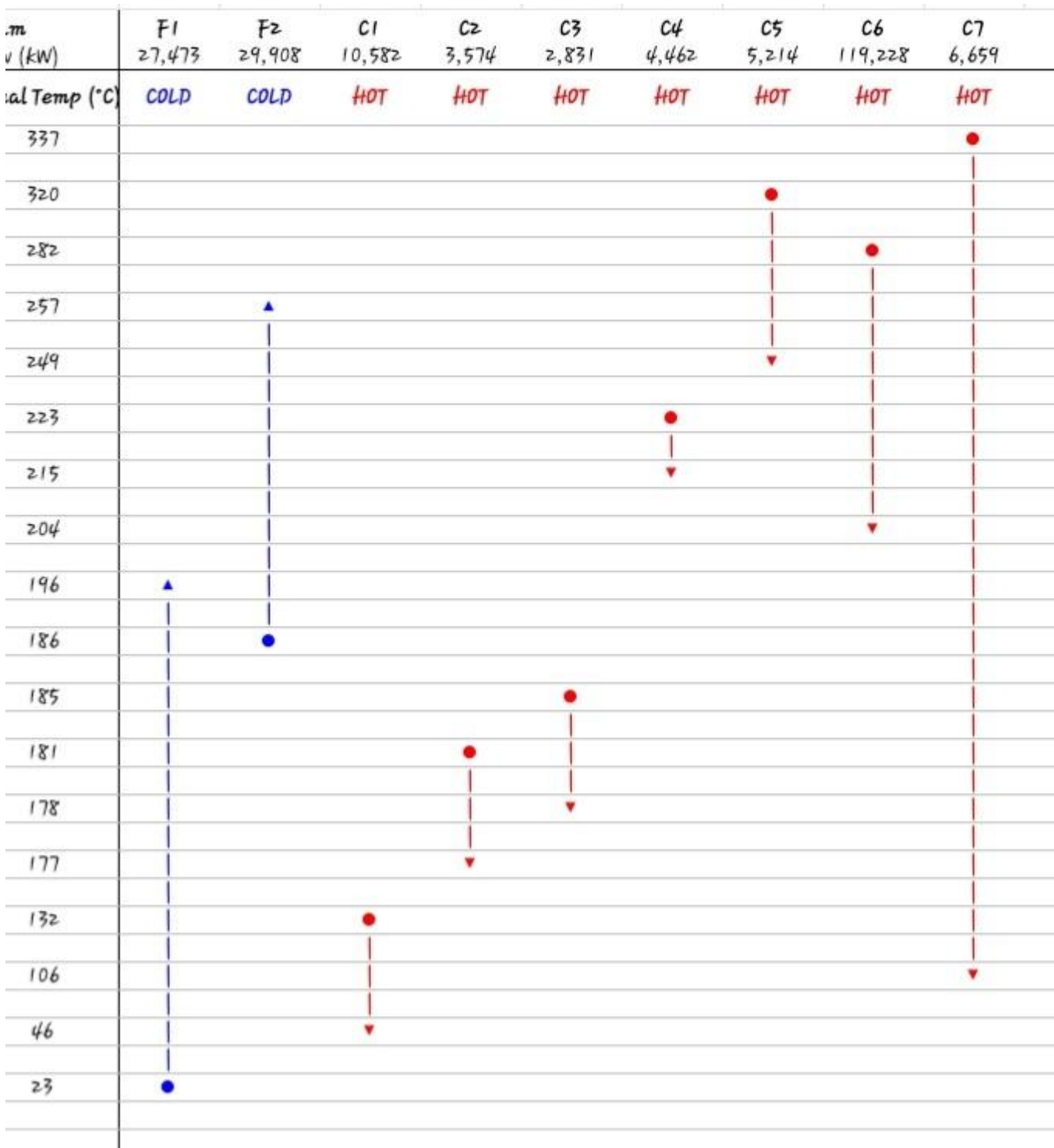


Figure 3.9: Zones thermiques de pincement pour $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$

Pour $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$, $T_{PF} = 337^\circ\text{C}$ et $T_{PC} = 317^\circ\text{C}$.

Au-dessous du pincement, on doit compter tous les flux chauds dont les

températures sont inférieures à 337°C et tous les flux froids dont les températures sont inférieures à 317°C. On trouve :

- $N_C = 5$ (RCT,RCI,Kérosène,Gasoil léger,RCF), $N_F = 2$ (Brut , Brut flashé) et $N_U = 1$ (Electricité).

La même procédure au- dessus du pincement, mais pour les températures supérieures respectivement à 337°C et à 317°C. Alors on trouve :

- $N_C = 2$ (Gasoil lourd et Résidu), $N_F = 0$ et $N_U = 1$ (Fuel gaz).

Donc : $N_{\min} = [5 + 2 + 1 - 1]_{AP} + [2 + 0 + 1 - 1]_{BP} = 8$ échangeurs.

Les mêmes étapes de calcul pour les autres valeurs de ΔT_{\min} nous trouvons $N_{\min} = 10$.

3.2.5 Reconfiguration du train de préchauffe

Pour concevoir l'architecture globale du réseau d'échangeurs en choisissant au mieux les couples de fluides échangeant de la chaleur entre eux. Pour cela, on conviendra tout d'abord de représenter le système par un réseau maillé du type présenté figure 4.12. Les fluides sont symbolisés par des segments horizontaux orientés, et les échangeurs par un lien vertical connectant le couple de fluides appariés, et repéré par des numéros. Les utilités sont représentées par un cercle marqué C si elles sont chaudes, et F si elles sont froides.

3.2.5.1 Représentation du réseau d'échangeurs de chaleur actuel

Les courants du réseau d'échangeurs de chaleur sont représentés par des lignes horizontales allant des températures d'entrée aux températures de sortie (voire figure 3.12). Les courants chauds vont de droite à gauche et les froids de gauche à droite.

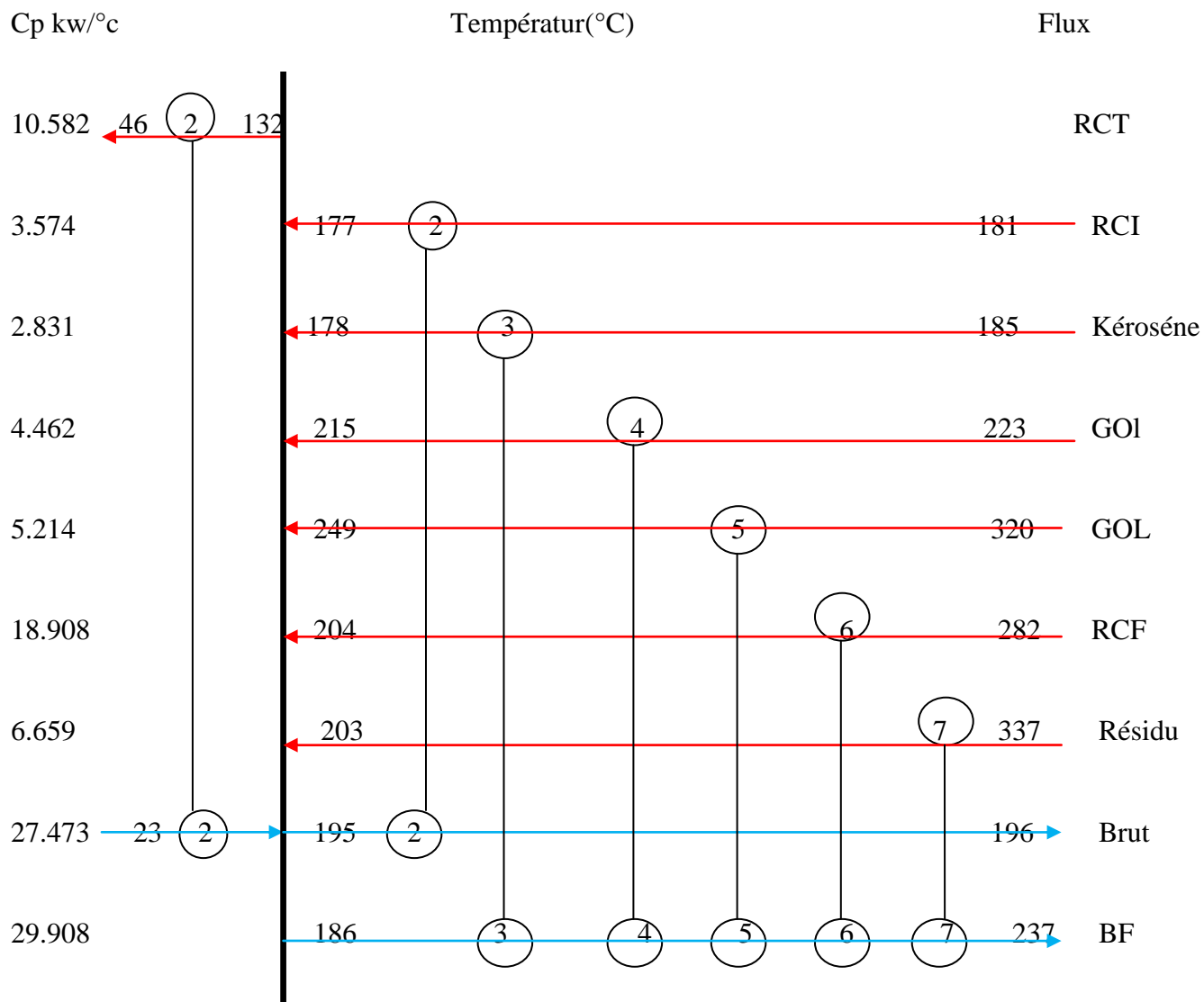


Figure 3.12: Représentation du design des échangeurs de chaleur (cas actuel)

Notre étude met en jeu neuf fluides, comme il est indiqué dans la figure 4.12, le pincement correspond à la séparation centrale $\Delta T_{\min} = 25 \text{ °C}$ ($T_{PF} = 195 \text{ °C}$ et $T_{PC} = 220 \text{ °C}$), les températures réelles des fluides (c'est-à-dire non décalées de ΔT_{\min}) étant reportées.

Conclusion

La méthode de pincement a pour intérêt d'étudier les flux énergétiques à l'intérieur d'un procédé et de déterminer quelle est la consommation minimale d'énergie requise pour le chauffage de la cible voulu.

Conclusion générale

La théorie de pincement, qui a été utilisée au cours de cette étude, est un nouvel instrument puissant à disposition de l'Ingénieur. C'est une technique d'optimisation énergétique appliquée pour une reconfiguration du train de préchauffe d'une raffinerie de pétrole.

Cette méthode a permis de détecter les inefficacités dans l'utilisation de l'énergie au sein du circuit préchauffe en essayant de combler la demande énergétique des courants de procédé en récupérant l'énergie d'autres courants du procédé.

Grâce à cette analyse, 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 dénotant une évolution ou le coût énergétique prend le dessus sur l'investissement.

Selon l'analyse de cette méthode, nous avons révélé un gain énergétique de 1915,7 kW qui se traduit par une minimisation de consommation du fuel gaz dans le four F101 de 1334656 m³/an. L'économie réalisée lors de cette étude est de 61066 \$/an.

L'analyse a permis la reconfiguration du train de préchauffe actuel qui pourra garantir l'augmentation de la température du brut de 220 °C à 230°C. Cela nous a permis de maximiser la récupération de chaleur pour le préchauffage du brut donc soulager le fonctionnement du four.

Enfin, ce travail nous a permis de générer un nouveau réseau d'échangeurs, mais en réalité il existe plusieurs types de configurations.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] «Manuel opératoire», Raffinerie d'Adrar
- [2] Département. Réhabilitation de la raffinerie d'Adrar.
- [3] F. Wheeler, *Société de la raffinerie d'Adrar, documents d'étude*, vol. I, Paris.
- [4] F.LECOQ, *Intégration énergétique des procédés industriels*, Revue scientifique des FSILFN n°21, 2007.
- [5] Ressources naturelles. Canada, «L'analyse pinch pour l'utilisation efficace de l'énergie, de l'eau et de l'hydrogène».
- [6] «Naturel Resources Canada,» 2011. Available: [http:// canmetenergie.rncan.gc.ca](http://canmetenergie.rncan.gc.ca). [Accès le 07 2013].
- [7] Bureau d'étude SOFRESID, «Etude de diagnostic technique et d'augmentation de la capacité de la raffinerie d'Alger (RA1G),» NAFTEC, 2002.
- [8] A.BONTEMPS & all, l'encrassement en transfert de chaleur, *Technique de l'Ingénieur*, 1995.
- [9] N.LABSI, *Etude de l'encrassement des échangeurs de chaleur du circuit préchauffe de la raffinerie d'Adrar, mémoire magister*, USTHB, 2003.
- [10] Saberina.Delrot, these de doctorat, Valenciennes, 2012.
- [11] M.-L. JONKAMLA, *Intégration de procédés: application de la technologie pinch à l'optimisation des réseaux d'eau et des échangeurs de chaleur*, Institut International d'Ingénierie de l'eau et de l'environnement, 2008.
- [12] International Energy Agency, *A process integration primer*, SINTEF Energy Research, 2000.
- [13] E.Valle & M.Galan, *Chemical Engineering Trends and Development*, vol. 53. 2005.
- [14] G.HEYEN, *Analyse exergetique des systèmes industriels*, Université de liège, faculté des sciences appliquées, 2000.
- [15] F. D.FAVRAT, *Intégration énergétique des procédés industriels par la méthode de pincement*, Berne: Collection RAVEL INDUSTRIE, 1994.
- [16] B.A.Khalil, *Méthodologie d'analyse énergétique et exergetique des procédés de transformation de produits dans l'industrie*, Min Paris Tech, 2008

Bibliographie

- [17] . I. C.Kemp, *Pinch Analysis and Process Integration*, 2nd edition.
- [18] T. C. E. R. *Pinch technology basis for the beginners*, www.chersources.com , Éd., Chemical Engineering.
- [19] J.M.Seynhaeve, *Système de récupération et d'intégration de l'énergie*, université catholique de Louvain.
- [20] K. & R.Crosbie, *Use of Pinch Analysis in Sizing and Integrating a Heat Exchanger into an Existing Exchanger Network*, vol. 40, The Journal of the Association of Professional Engineers of Trinidad and Tobago, 2011.
- [21] G. & M.Gong, *Exergy Analysis versus Pinch Technology*, Ecos'96.
- [22] L. March, *Introduction to pinch technology*, England, 1998.
- [23] K.Trivedi, *Handbook of energy efficiency renewable energy*, 2007.
- [24] F.Marechal, *Energy system analysis and optimization*, www.eolss.net/Eolss-sampleAllChapter.aspx, vol. I, Switzerland: EPFL.
- [25] B. & Shadev, *Pinch Technology*, United Kingdom: University of Manchester. Institute of science and technology. 2005
- [26] B. & Rahal, *Contribution à l'élaboration de l'approche rationnelle de procédés de transfert de chaleur au sein d'un réseau d'échangeurs de chaleur*, Algérie: Institut de chimie industrielle, 2001.
- [27] P.Wuithier, *Le pétrole Raffinage et Génie Chimique*, vol. I, Paris: Technip, IFP, 1972.
- [28] P.Trambouz, *Le raffinage du pétrole Matériels et équipements*, vol. 4, Paris: Technip, IFP.
- [29] P.Wuithier, *Le pétrole Raffinage et Génie Chimique*, vol. II, Paris: Technip, IFP.

Annexe A : Données de base

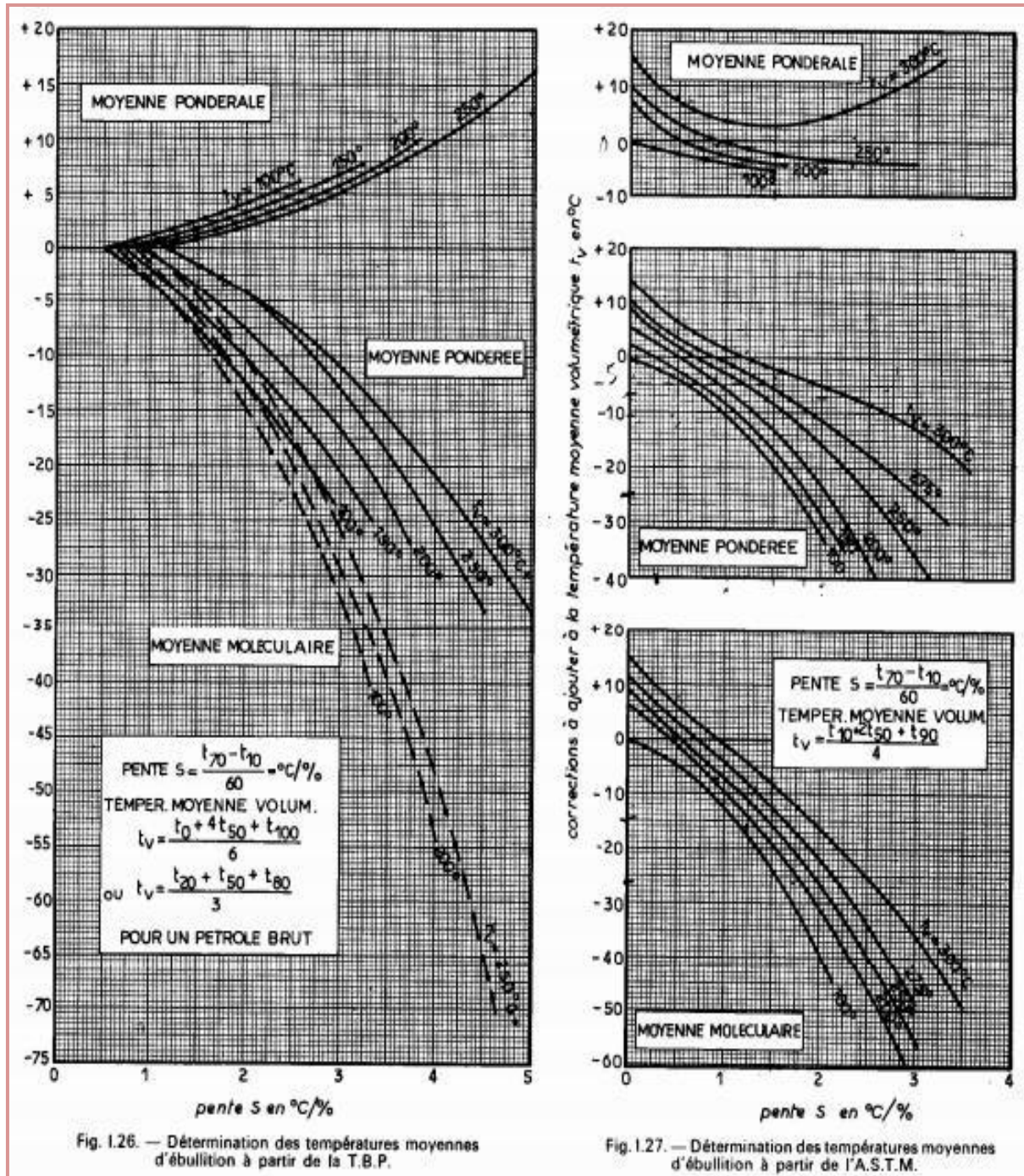
Tableau A.1: Données ASTM des courants circulant dans les échangeurs

<i>Analyse</i>	ASTM						
<i>% Vol</i>	<i>Brut</i>	<i>BF</i>	<i>Kérosène</i>	<i>RCT</i>	<i>RCI</i>	<i>Gasoil léger</i>	<i>RCF</i>
<i>PI</i>	41.5	57.5	162	32	84	198	112
<i>10</i>	79.1	76.1	174	52	109	223	223
<i>50</i>	159	149	185	94	134	245	281
<i>65</i>	179	227	189			252	290
<i>90</i>	239	277.3	201	146	156	268	330
<i>PF</i>	299	309	220	164	178	287	351
d	0.820	0.858	0.8	0.694	0.794	0.838	0.828

Unité: en °C

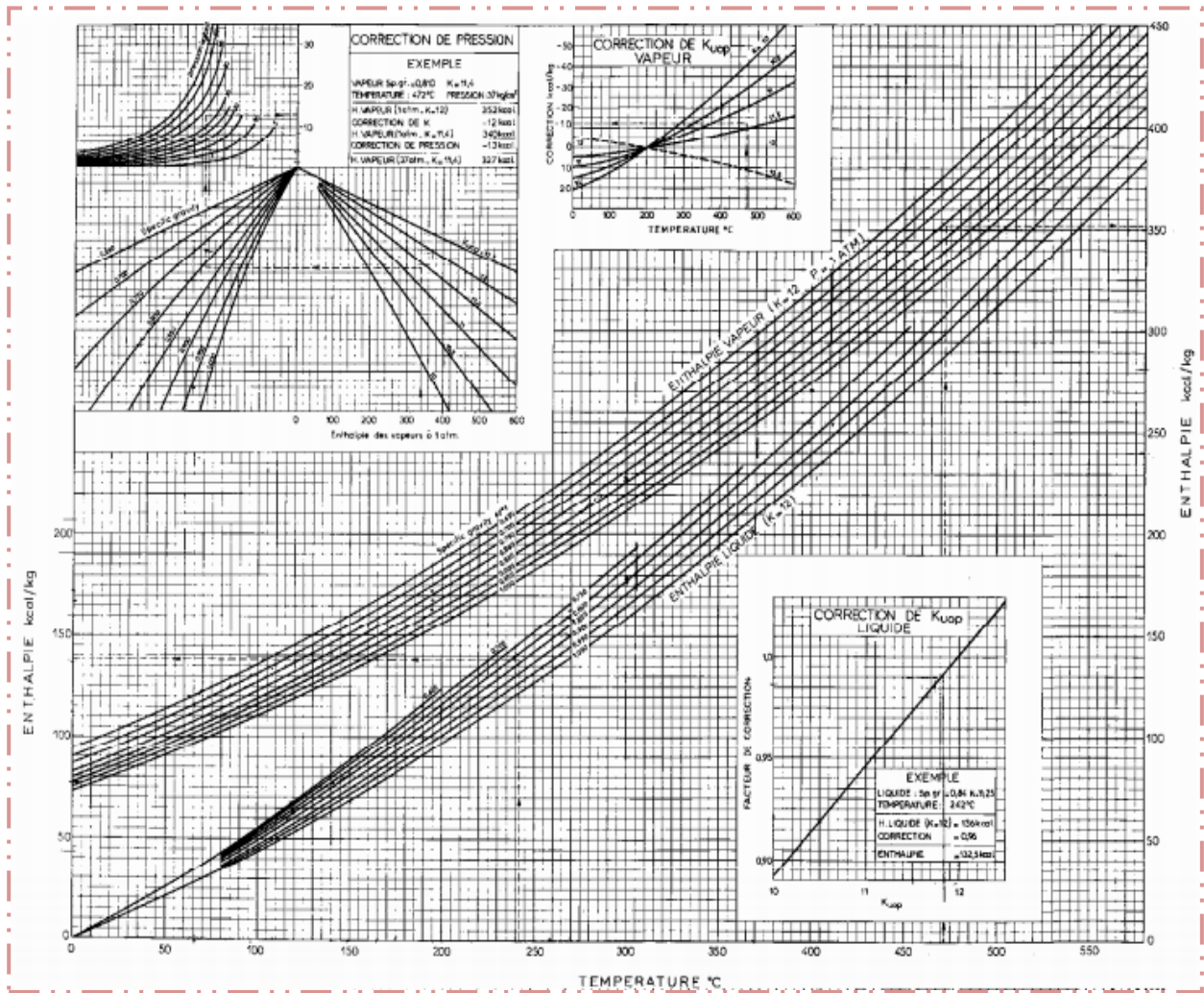
Source : raffinerie adrar

Annexe B : Abaques



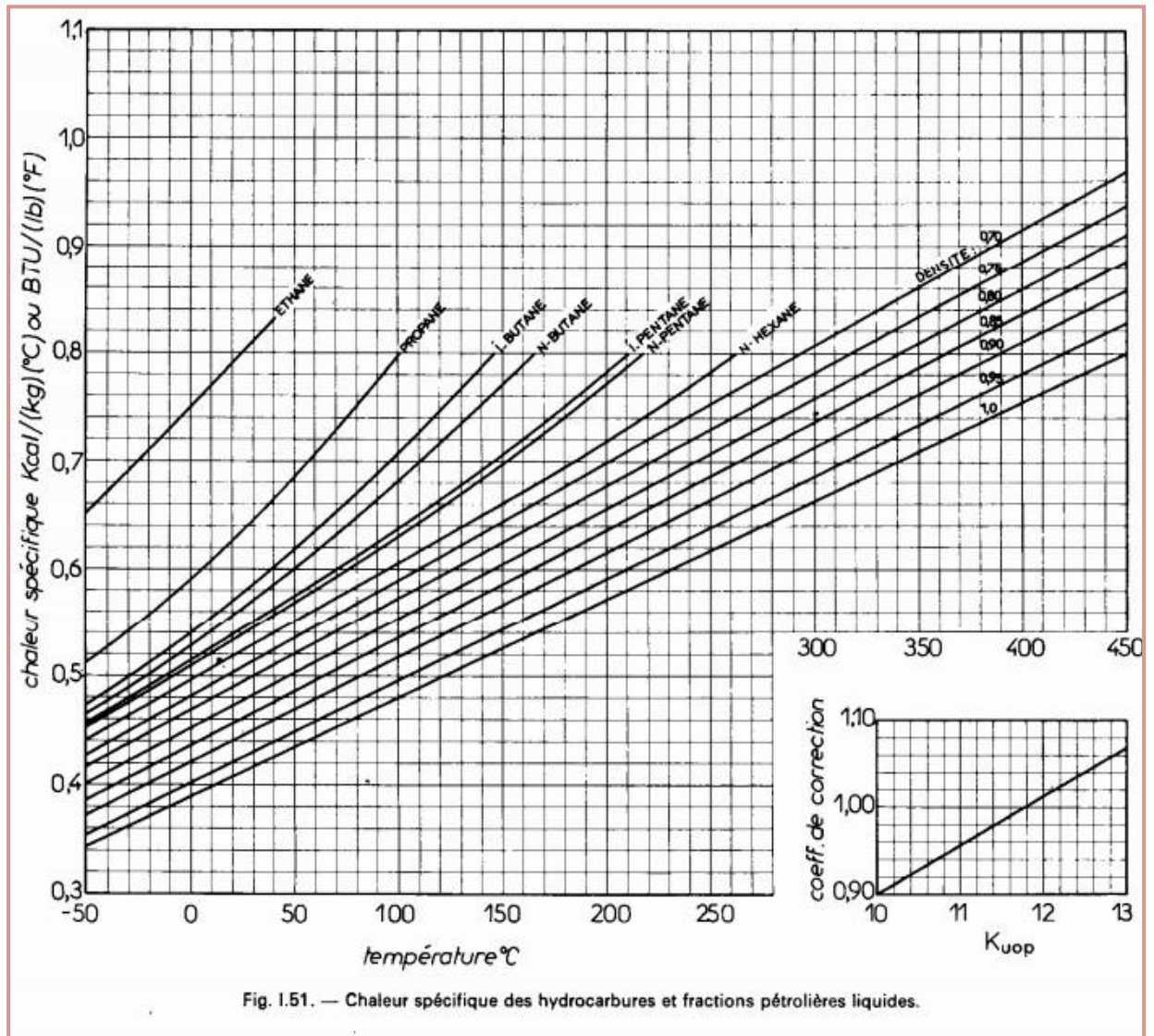
Source: Wuthier tome I

Figure B.1: Détermination des températures moyenne d'ébullition



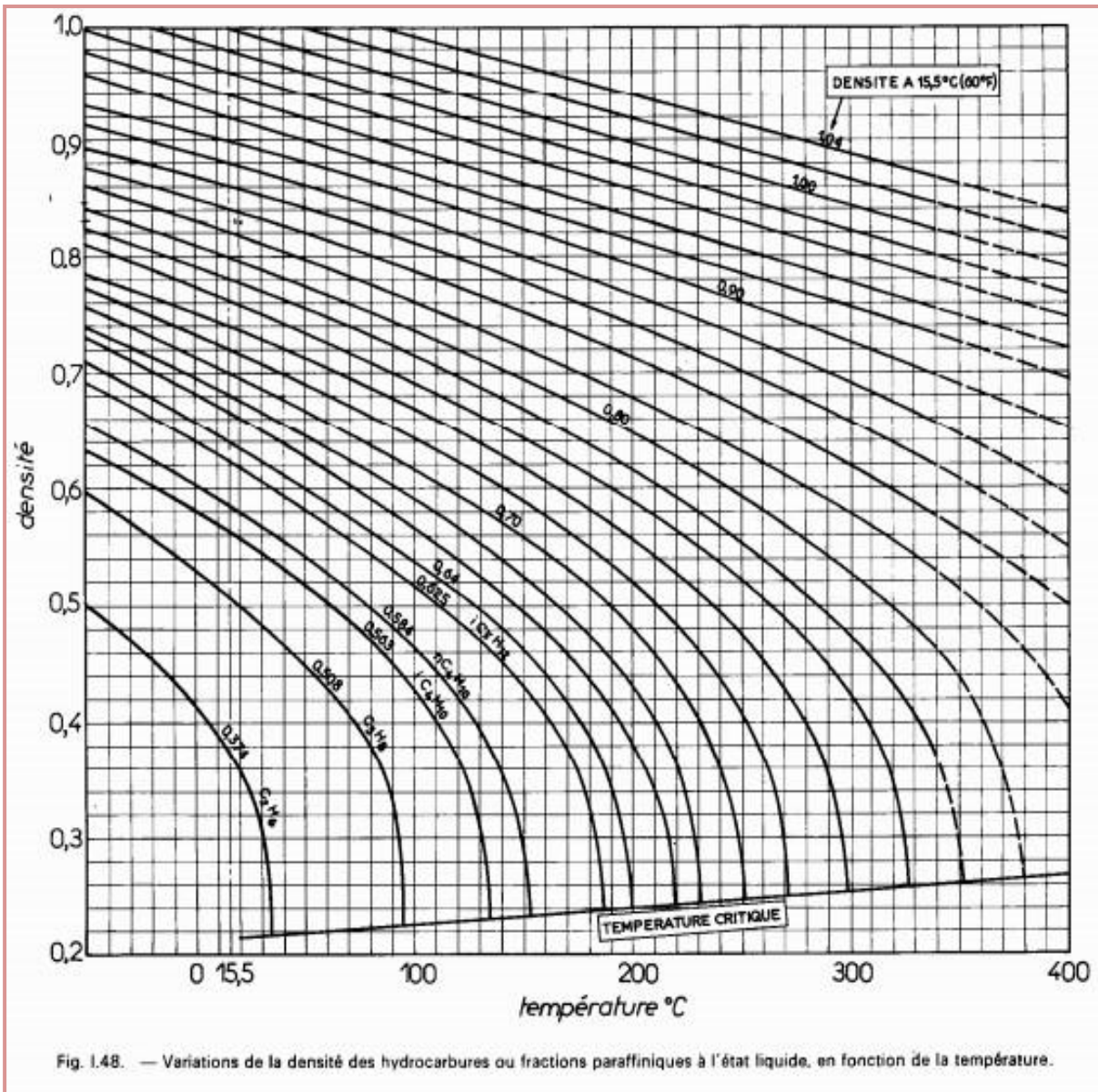
Source: Wuithier tome I

Figure B.2: Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières



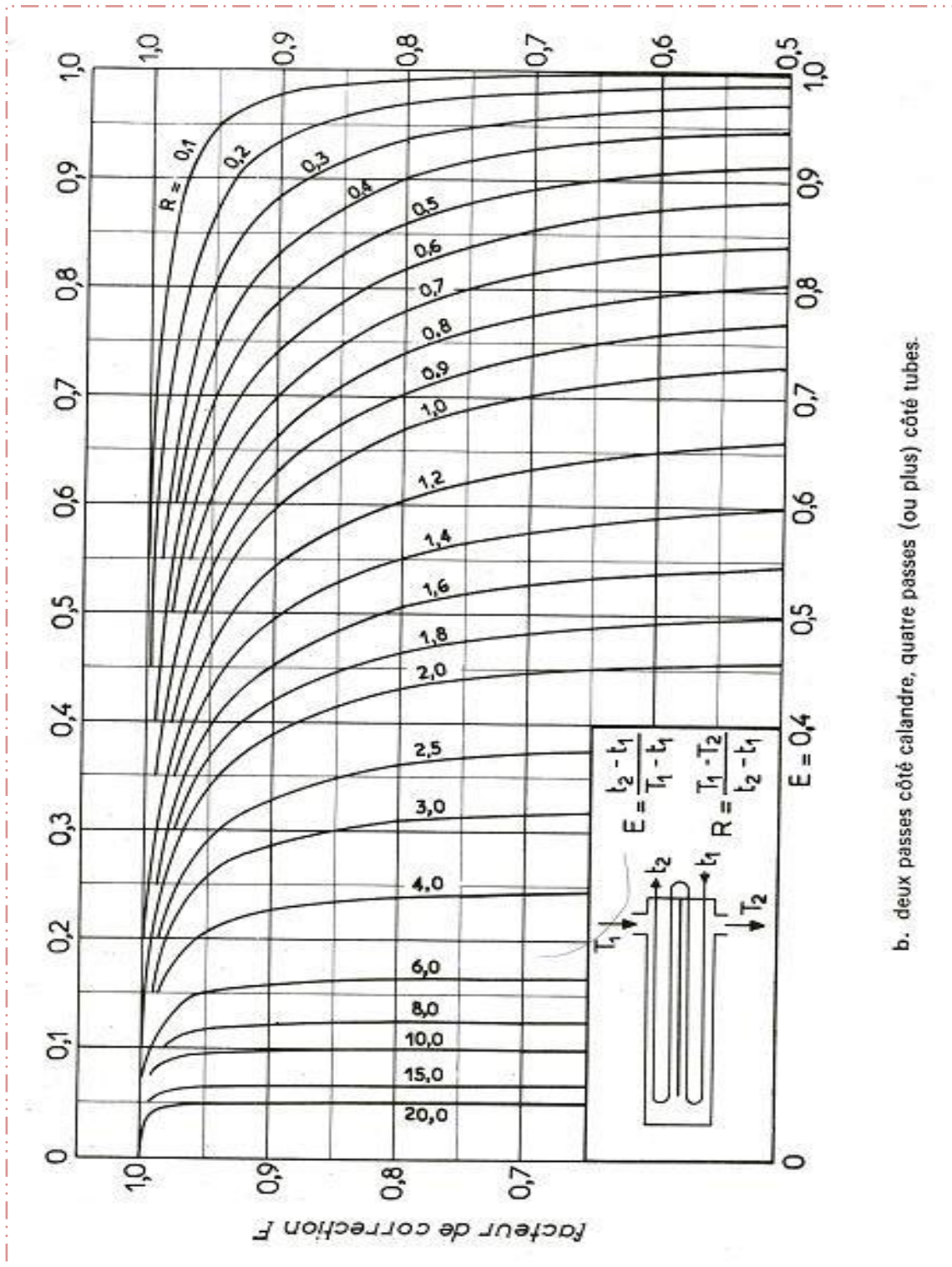
Source: Wuthier tome I

Figure B.3: Chaleur spécifique des hydrocarbures et des fractions pétrolières liquides



Source: Wuithier tome I

Figure B.4: Densité des hydrocarbures et des fractions pétrolières liquides



Source: Wuithier tome II

Figure B.6: Facteur de correction de DTLM (Echangeur 2-4)

	<i>Températures</i>			<i>Détermination du KUOP et coefficient de correction F</i>							
	Te (°C)	Ts (°C)	d¹⁵₄	S (°C/%)	Tv	α	Tmav (°C)	Tmav (°R)	SpGr	KUOP	F
FLUX											
Brut	23	196	0,820	2	162,75	-15	147,75	757,62	0,820	11,11	0,949
B.F	186	237	0,8	2,5	160,41	-17	143,41	749,8	0,800	11,34	0,96
RCT	132	46	0,770	1,17	95,33	-5	90,33	654,26	0,77	11,033	0,949
RCI	181	177	0,87	0,5	160,25	-2,5	157,75	775,62	0,87	11,97	1,012
Kérosène	185	178	0,7918	1,200	296,25	-1	295,25	1023,12	0,793	12,71	1,055
Gasoil léger	223	215	0,8380	0,517	199,00	1	200,00	851,67	0,839	11,30	0,974
Gasoil lourd	320	249	0,8750				ASTM non disponible		0,876		1,000
RCF	282	204	0,8280	1,317	278,75	-2	276,75	989,82	0,829	12,02	1,016
Résidu1	337	206	0,9080				ASTM non disponible		0,909		1,000

<i>Tem</i>	$T_{(i+1)}-T_i$	Cp_{Hot}	<i>dHHot</i>	<i>Hot Duty</i>	Cp_{Cold}	<i>dHCold</i>	<i>Cold duty20</i>	<i>Cold duty21</i>	<i>Cold duty22</i>	<i>Cold duty23</i>	<i>Cold duty24</i>	<i>Cold duty25</i>	<i>Cold duty26</i>
°c	°C	kW/K	kW	kW	kW/K	kW	kW	kW	kW	kW	kW	Kw	kW
337				12188.068									
	17	6.659	113.20		0,00	0,00							
320				12074.865									
	38	11.873	451.17		0,00	0,00							
282				11623.691									
	25	131.10	3277.52		0,00	0,00							
257				8346.166			12188.068	6906.205	6936.113	6966.021	6995.929	7025.837	7055.745
	08	131.10	1048.80		29.908	239.264							
249				7297.358			11948.80	6637.033	6637.033	6637.033	6637.033	6637.033	6637.03
	26	125.88	3273.06		29.908	777.608							
223				4024.296			11171.19	5859.425	5859.425	5859.425	5859.425	5859.425	5859.42
	8	130.34	1042.79		29.908	239.264							
215				2981.504			10931.93	5620.161	5620.161	5620.161	5620.161	5620.161	5620.16
	11	125.88	1384.75		29.908	328.988							
204				1596.747			10602.94	5291.173	5291.173	5291.173	5291.173	5291.173	5291.17
	8	6.659	53.272		29.908	239.224							
196				1543.475			10363.68	5051.909	5051.909	5051.909	5051.909	5051.909	5051.90
	10	6.659	66.59		57.381	573.81							
186				1476.885			9789.87	4478.099	4478.099	4478.099	4478.099	4478.099	4478.09
	1	6.659	6.659		27.473	27.473							
185				1470.226			9762.397	4450.626	4450.626	4450.626	4450.626	4450.626	4450.62
	4	9.49	37.96		27.473	109.892							
181				1432.266			9652.505	4340.734	4340.734	4340.734	4340.734	4340.734	4340.73
	3	13.064	39.192		27.473	82.419							
178				1393.074			9570.086	4258.315	4258.315	4258.315	4258.315	4258.315	4258.31
	1	10.233	10.233		27.473	27.473							
177				1382.841			9542.613	4230.842	4230.842	4230.842	4230.842	4230.842	4230.84
	45	6.659	299.655		27.473	1236.285							
132				1083.186			8306.328	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3
	26	17.241	448.266		27.473	714.298							
106				634.92			7592.03	2280.259	2280.259	2280.259	2280.259	2280.259	2280.25
	60	10.582	634.92		27.473	1648.38							
46				0,00			5943.65	1043.974	1043.974	1043.974	1043.974	1043.974	1043.97
	23	0,00	0,00		27.473	631.879							
23							5311.771	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Tableau C.2: Cumul des flux pour

<i>Cold duty27</i>	<i>Cold duty28</i>	<i>Cold duty29</i>	<i>Cold duty30</i>	<i>Cold duty31</i>	<i>Cold duty32</i>	<i>Cold duty33</i>	<i>Cold duty34</i>	<i>Cold duty35</i>	<i>Cold duty36</i>	<i>Cold duty37</i>	<i>Cold duty38</i>	<i>Cold duty39</i>	<i>Cold duty40</i>
kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW
7085.653	7115.561	7145.469	7175.377	7205.285	7235.193	7265.101	7295.009	7324.917	7354.825	7384.733	7414.641	7455.131	7495.621
6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6637.03	6647.615	6658.197
5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5859.42	5870.007	5880.589
5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5620.16	5630.743	5641.325
5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5291.17	5301.755	5312.337
5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5051.90	5062.491	5073.073
4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4478.09	4488.681	4499.263
4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4450.62	4461.208	4471.79
4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4340.73	4351.316	4361.898
4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4258.31	4268.897	4279.479
4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4230.84	4241.424	4252.006
2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2747.3	2757.882	2768.464
2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2280.25	2290.841	2301.423
1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1043.97	1054.556	1065.138
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.582	21.164

□ Décalage des températures

Modifier les niveaux de température de chaque courant : pour les courants chauds, en les réduisant de $\Delta T_{\min}/2$ pour les courants froids, en les augmentant de $\Delta T_{\min}/2$. Trier l'ensemble des bornes de températures T_{inf} et T_{sup} , par ordre de valeurs décroissantes, ce qui dans ce cas, conduit aux 19 intervalles de température [20].

□ Bilan thermique des intervalles [20]

Pour chaque ΔT_{\min} , les intervalles de températures sont mis en place de manière à ce que le transfert de chaleur soit toujours possible entre les courant chauds et froids, pour chaque intervalle de température, on repère les fluides qui le traversent ;le déficit ou le surplus net de chaleur est donnée par le bilan enthalpique suivant :

$$dH_i = (\sum_{\text{chaud}} Cp - \sum_{\text{froid}} Cp) \times (T_{i+1} - T_i)$$

□ Cascade de la chaleur

Il est à noter que les enthalpies disponibles dans un intervalle (négatives par construction) sont à une température suffisante pour être utilisées dans tous les intervalles d'ordre inférieur : si par exemple, dans un intervalle $i+1$, on dispose d'un excédent de puissance, on peut s'en servir pour chauffer un fluide dans un intervalle i . On peut ainsi mettre en évidence une "cascade" de niveaux de température et de bilans enthalpiques correspondants, obtenus en additionnant les valeurs des dH_i calculés [20].

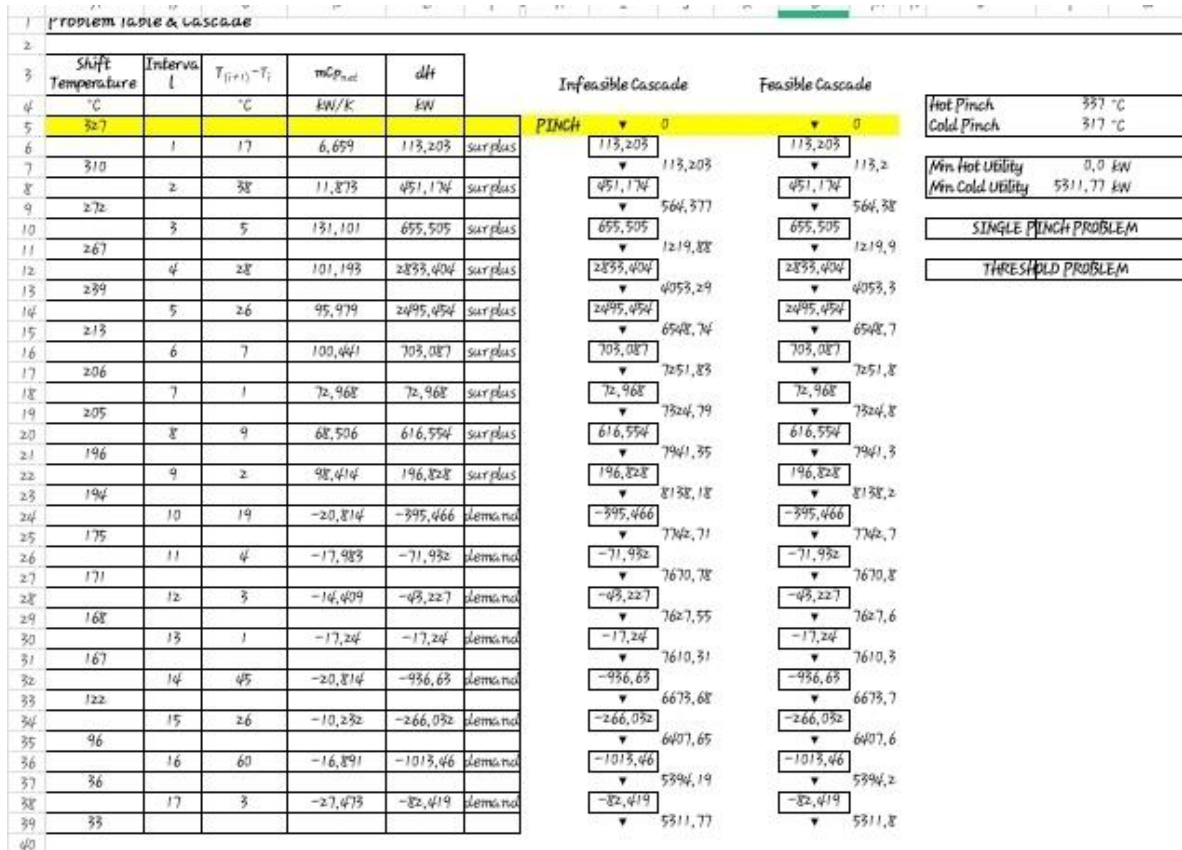


Figure D.2: Cascade de la chaleur

Interprétation des résultats

La figure C.2 montre les résultats obtenus pour $\Delta T_{min} = 20^\circ C$, d'après cette figure, il y a un déficit entre les intervalles 14 et 15, il doit être compensé par un appoint de 1375 kW. En ajoutant les 1375 kW manquants au début de la cascade nous obtenons entre l'intervalle 14 et 15 une dH nulle. C'est là que se situe le pincement du système. Compte tenu de la valeur de $T_{pinc} = 113^\circ C$ retenue, cela correspond à $123^\circ C$ pour les fluides chauds, et à $103^\circ C$ pour les fluides froids. Le besoins en utilités chaudes $Q_{Cmin} = 1374,7$ kW et le besoins en utilités froides $Q_{Fmin} = 849,68$ kW.

Les figure C.3, C.4, C.5 représentent respectivement la courbe composite décalée, la grande courbe composite et la grille de pincement.

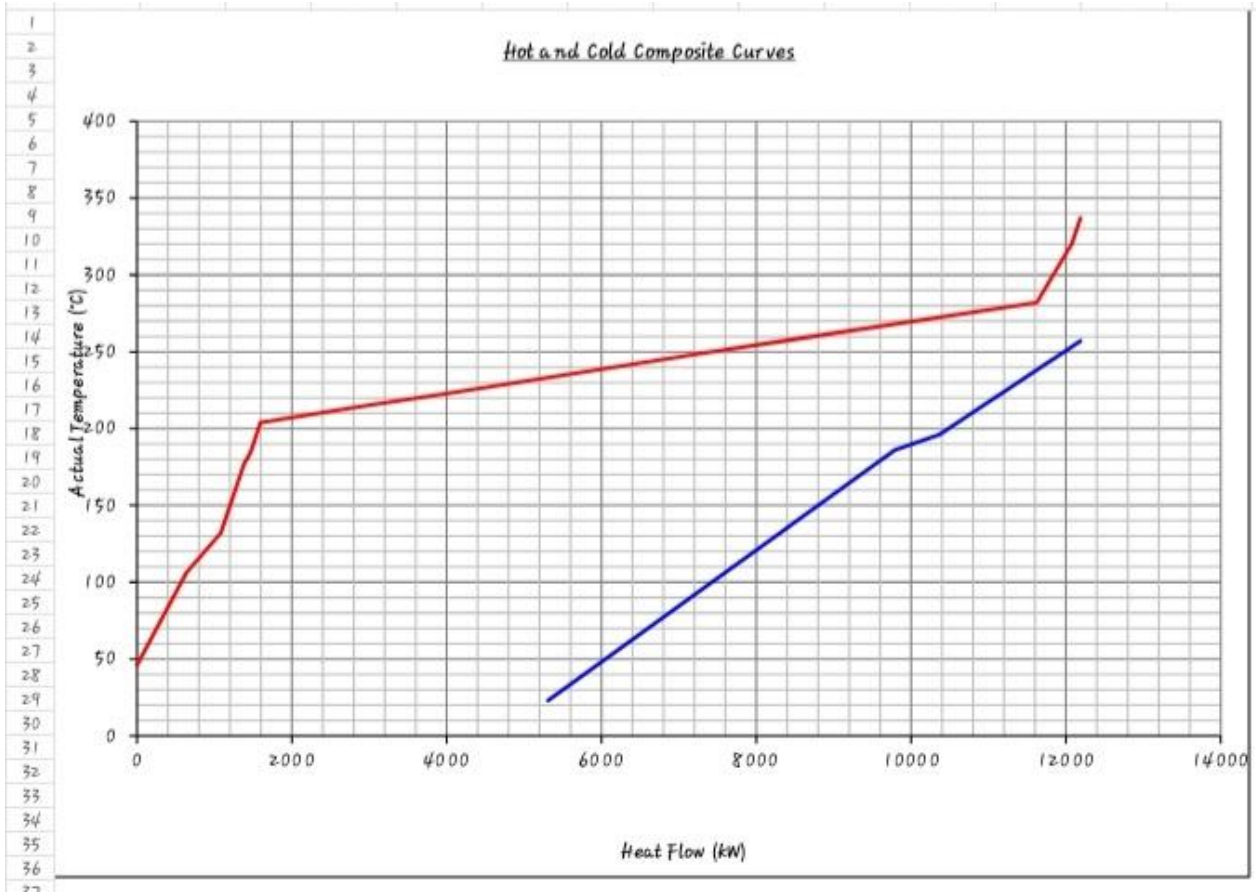


Figure D.3: Courbe composite décalée

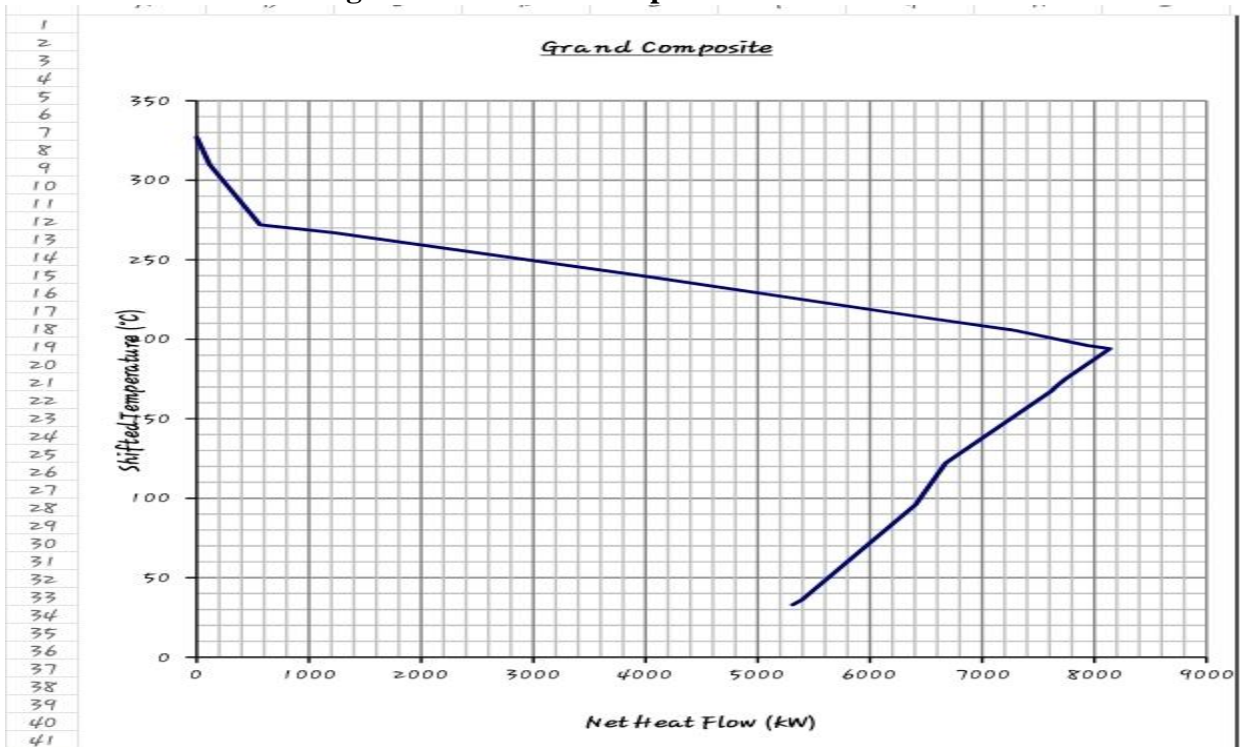
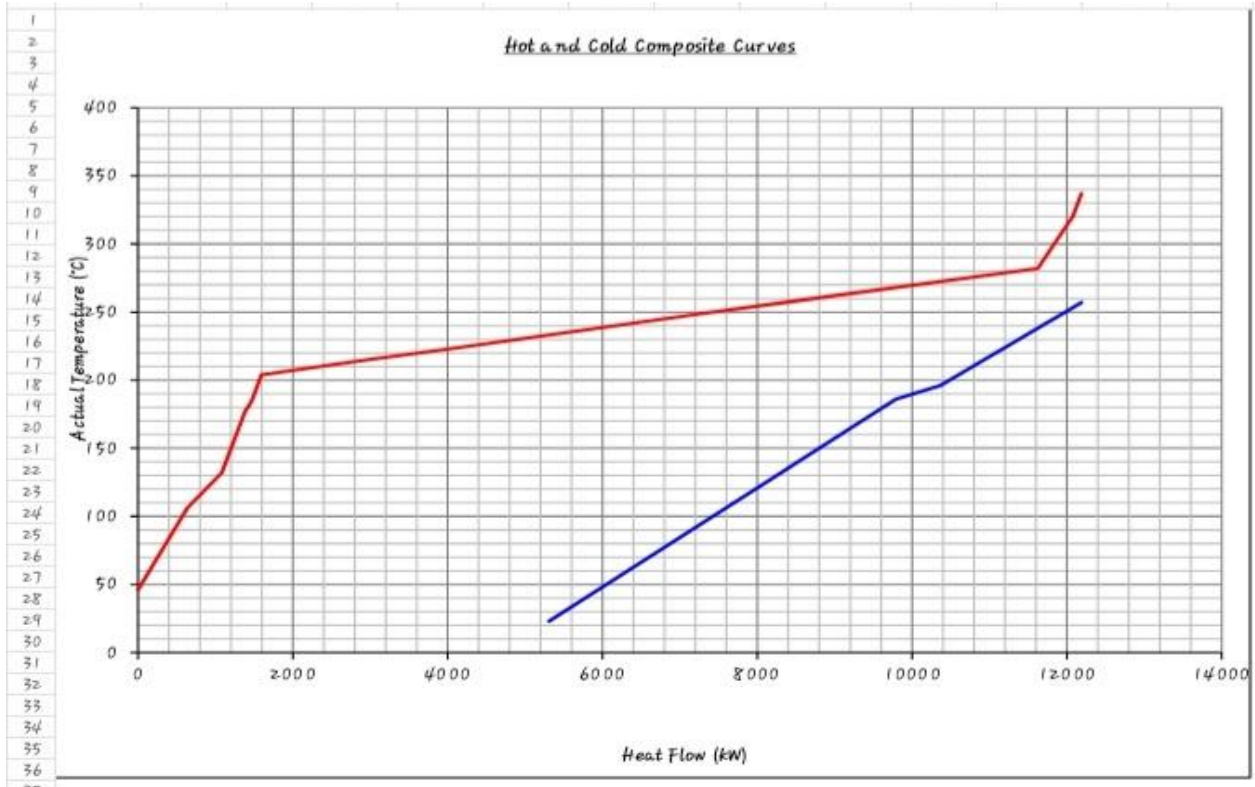


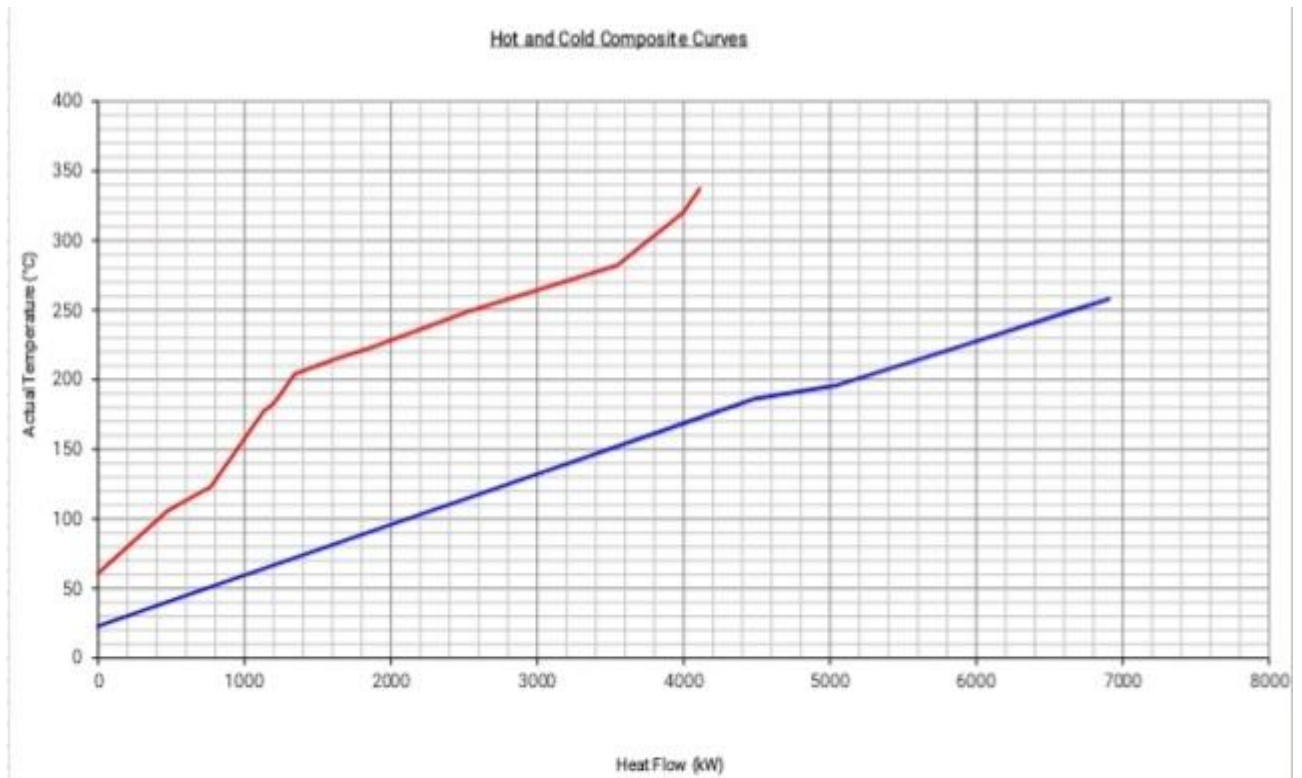
Figure D.4: Grande courbe composite

Annexe E : Courbes composites

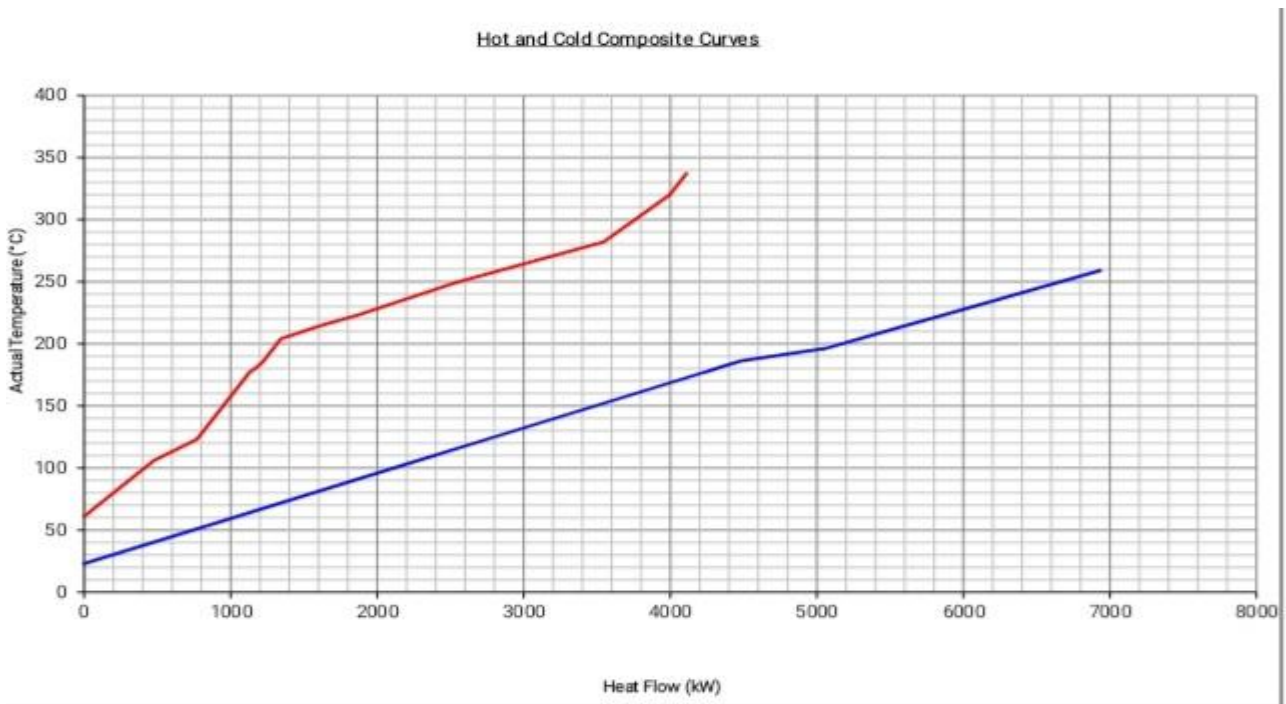
$\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$



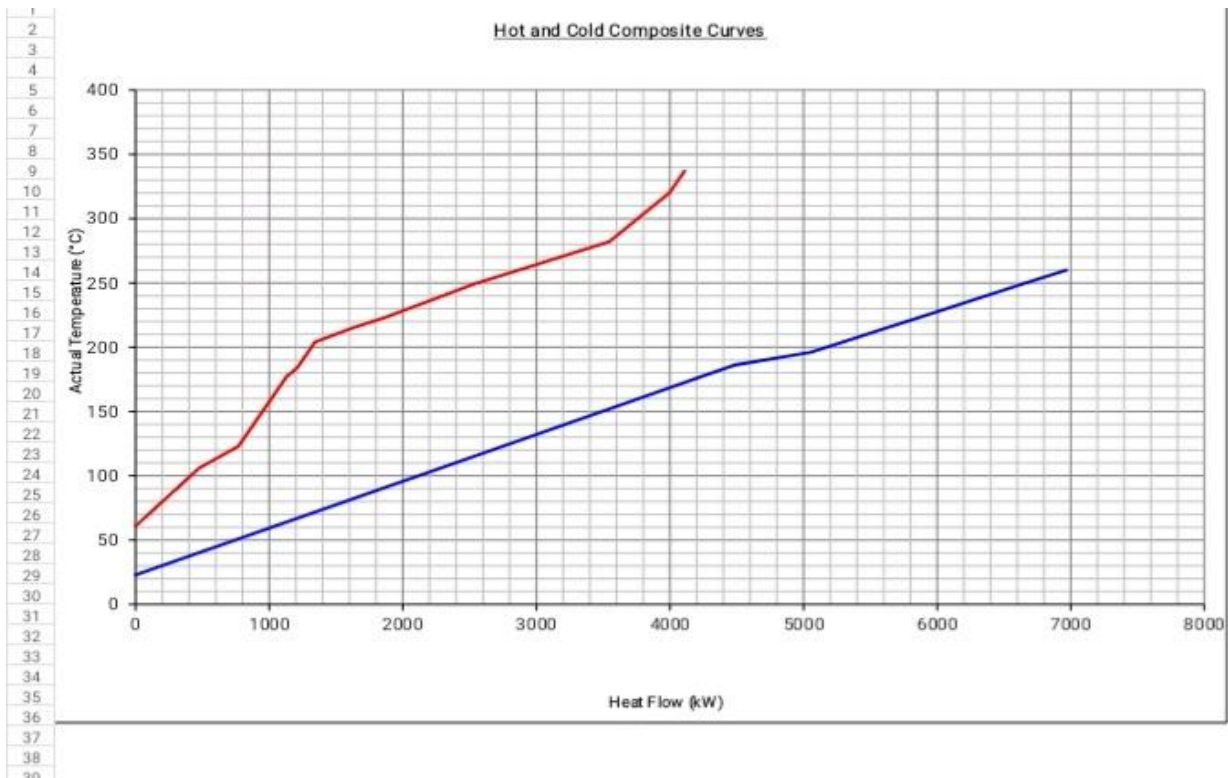
$\Delta T_{\min}=21^{\circ}\text{C}$

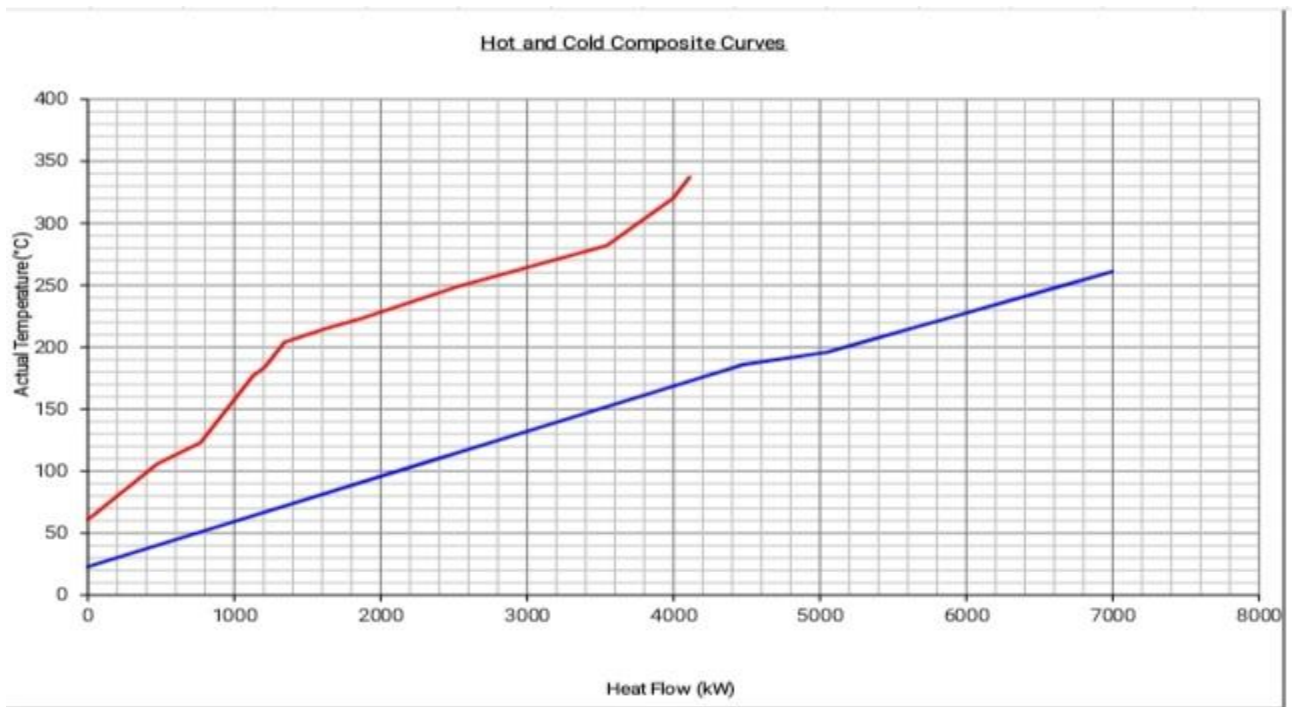
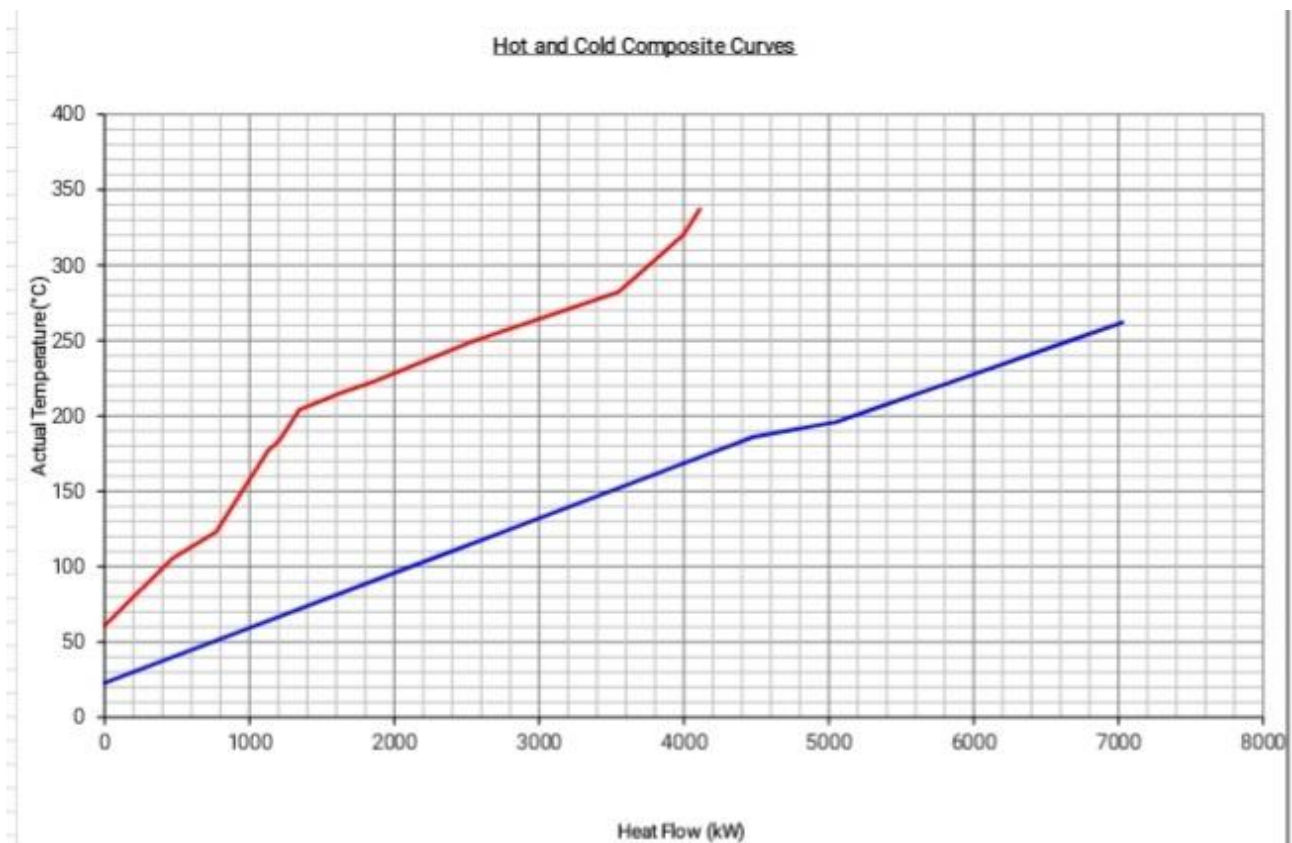


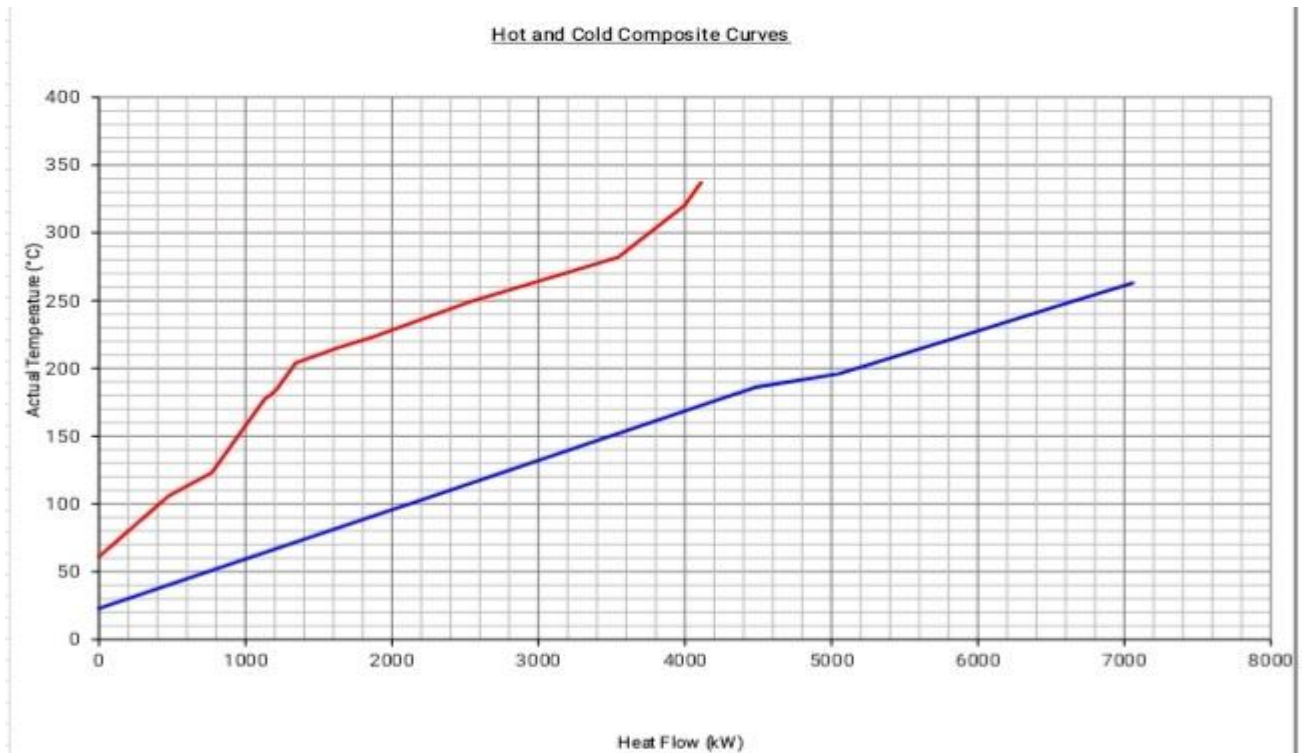
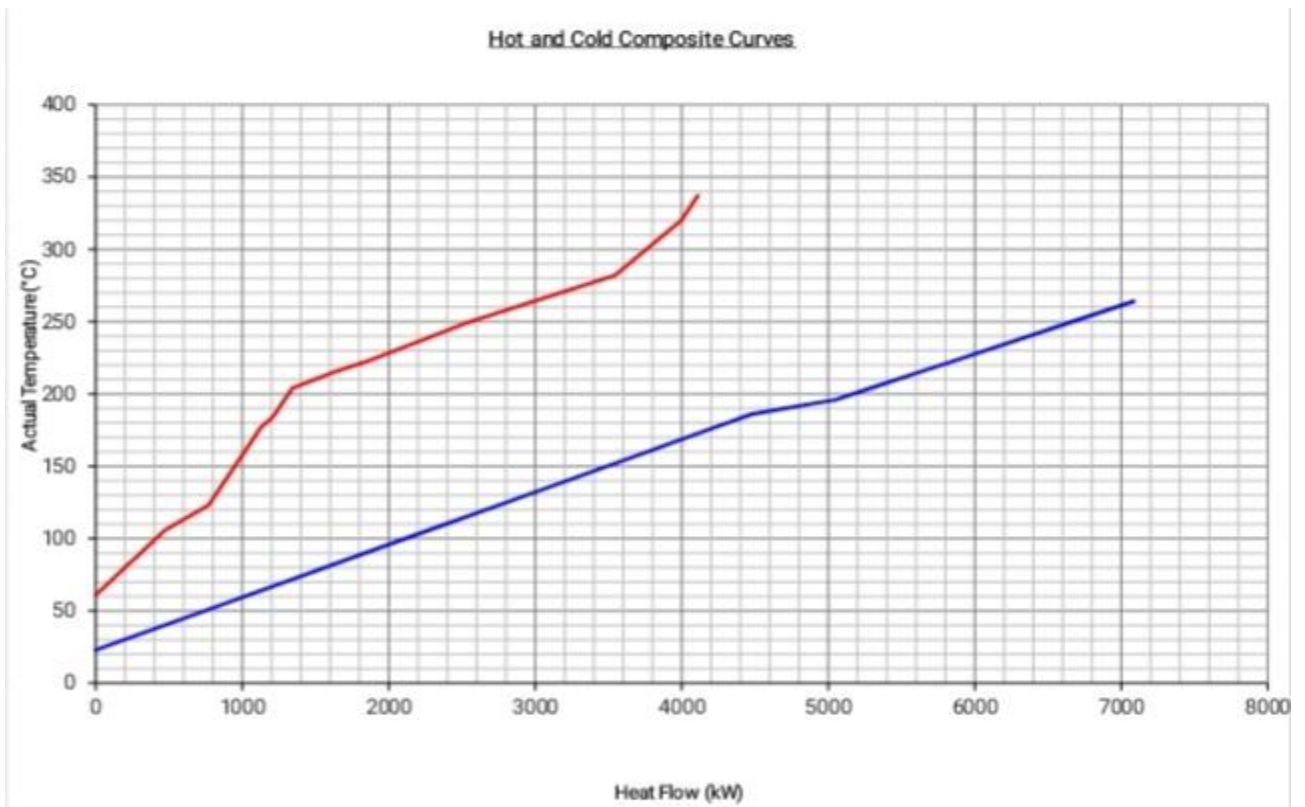
$\Delta T_{\min}=22^{\circ}\text{C}$

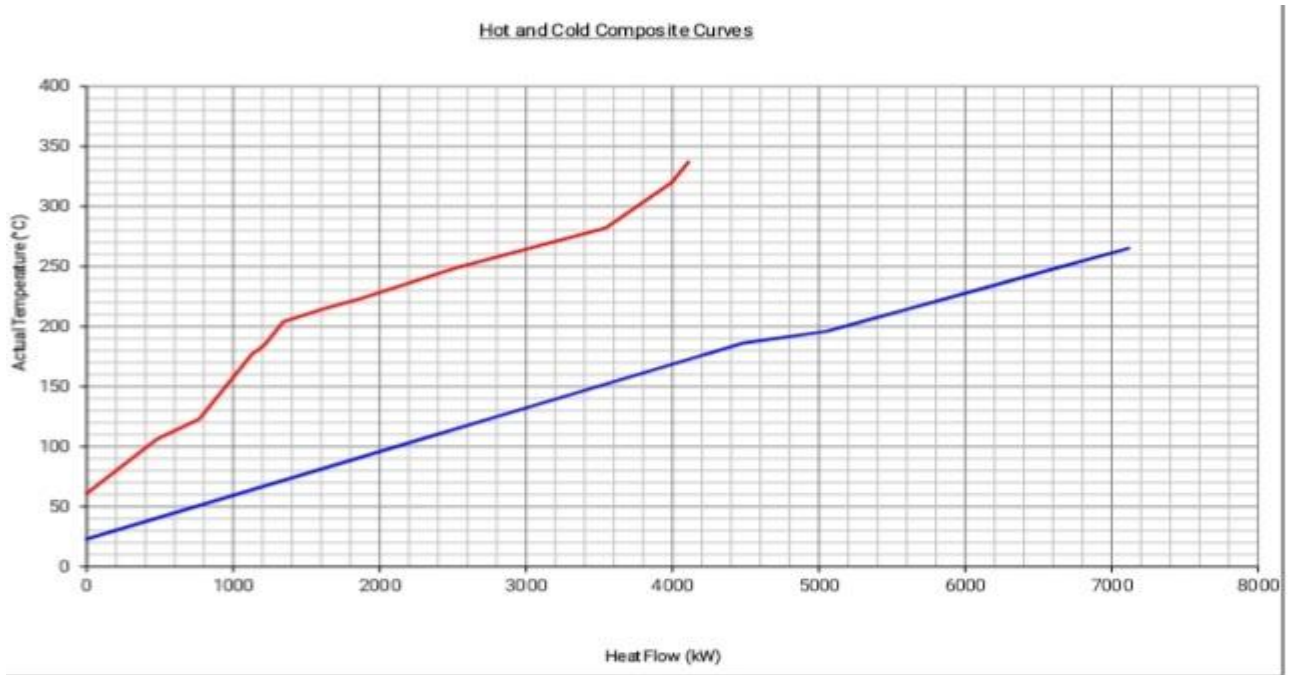
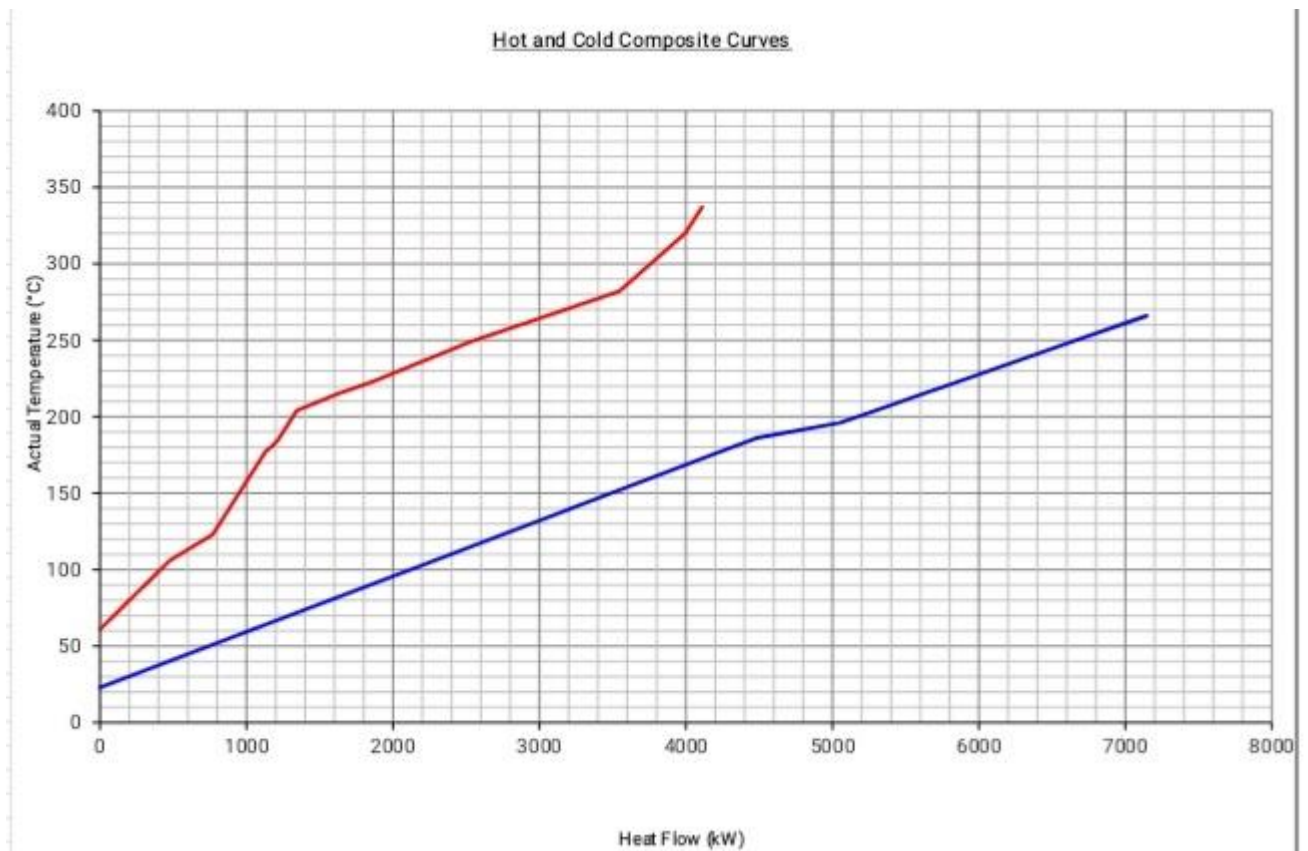


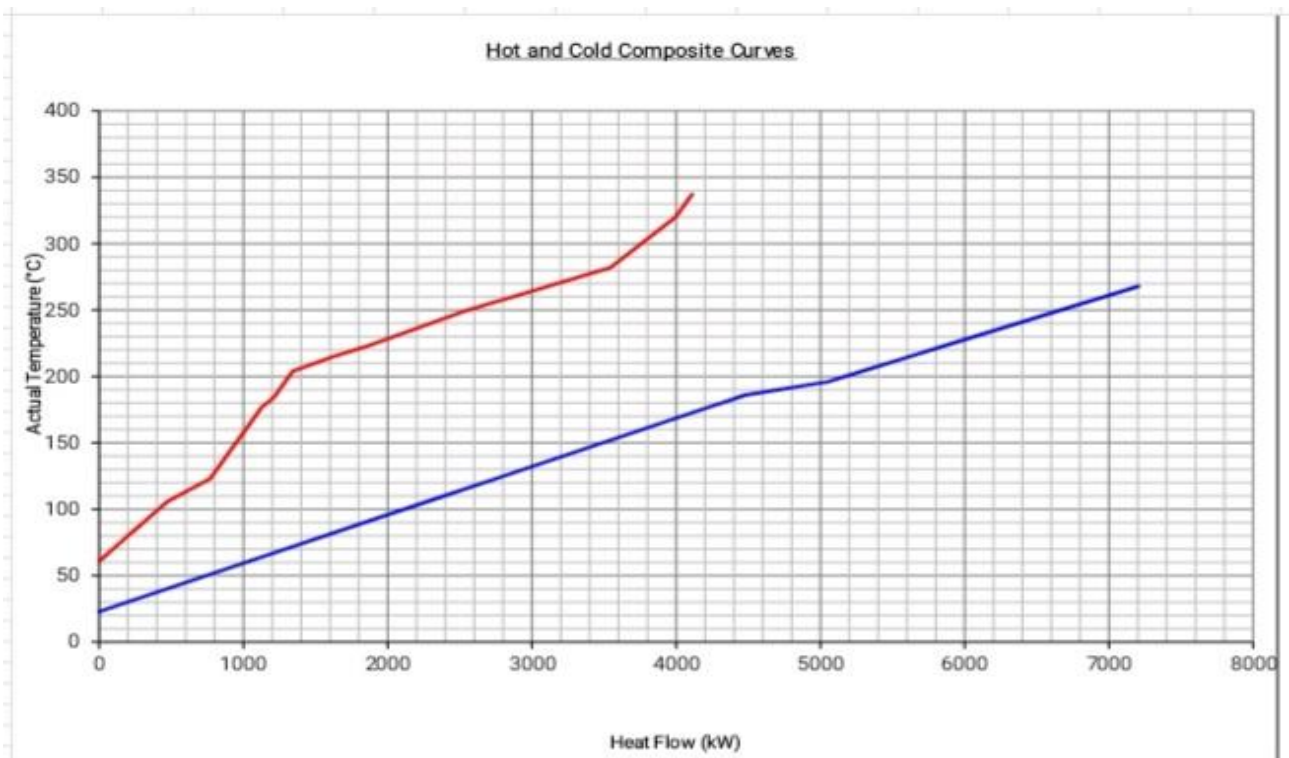
$\Delta T_{\min}=23^{\circ}\text{C}$

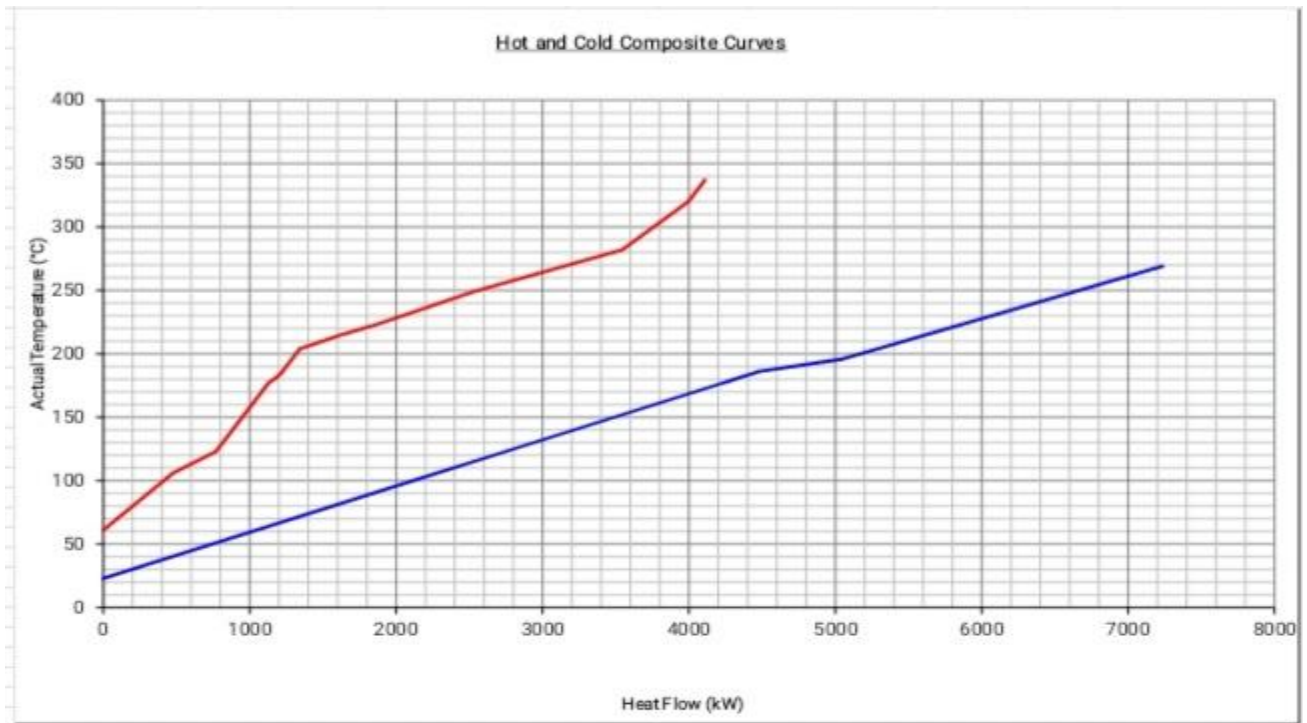


$\Delta T_{\min}=24^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=25^{\circ}\text{C}$ 

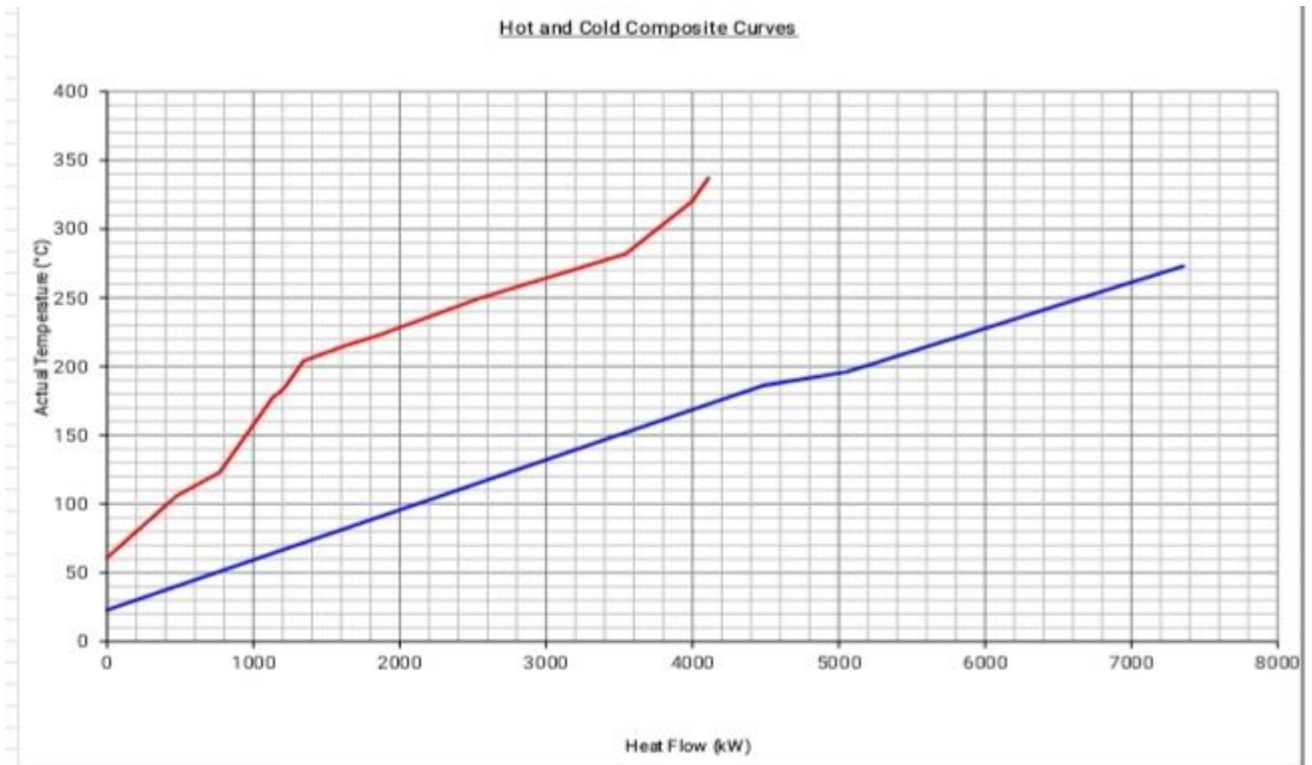
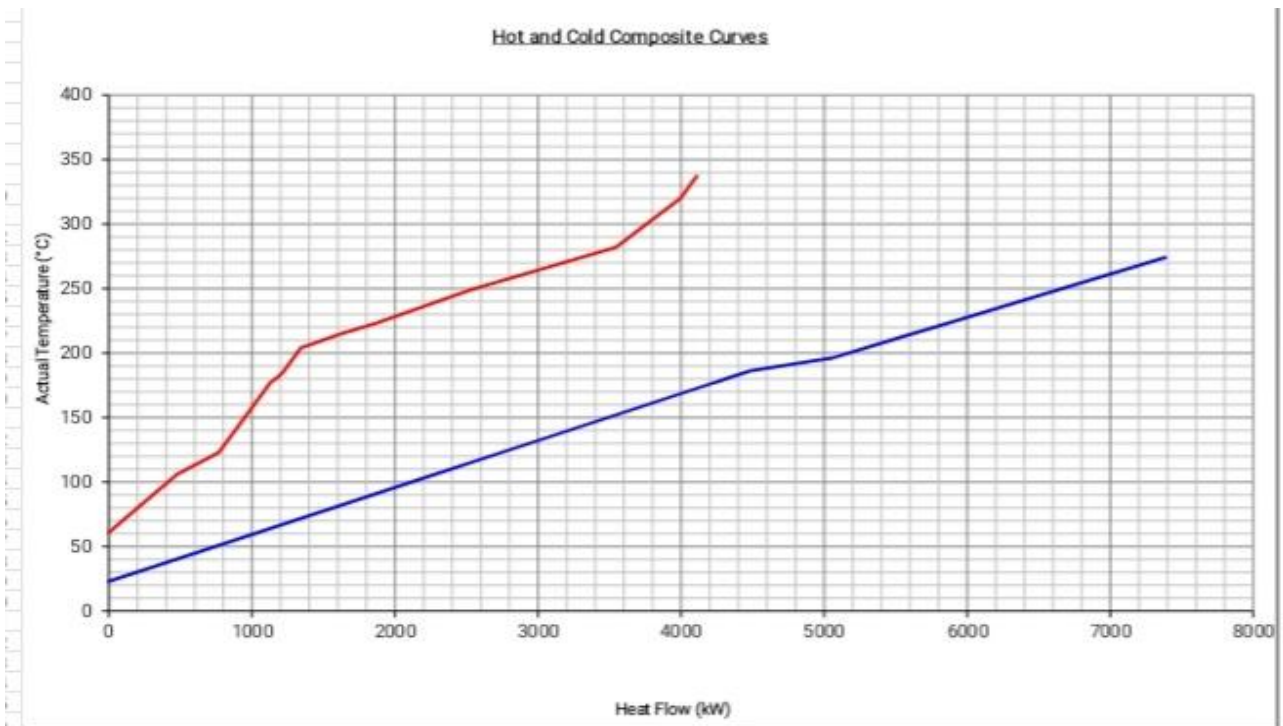
$\Delta T_{\min}=26^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=27^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=28^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=29^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=30^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=31^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=32^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=33^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=34^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=35^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=36^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=37^{\circ}\text{C}$ 

$\Delta T_{\min}=38^{\circ}\text{C}$  $\Delta T_{\min}=39^{\circ}\text{C}$ 

Annexes

$\Delta T_{\min}=40^{\circ}\text{C}$

