



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

**République Algérienne Démocratique
et Populaire**



**Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique**

Ecole Nationale Polytechnique

Département de Génie Mécanique

Mémoire du Projet de Fin d'Etudes d'Ingénieur d'état en Génie Mécanique

Thème

**Analyse des performances énergétiques
d'un rebouilleur d'une colonne de distillation
d'un train de liquéfaction de gaz naturel
du complexe GL2/Z Sonatrach**

Présenté par :

**Slimane BENKAROUBA
Riad CHELAOUAOU**

Proposé et dirigé par :

**Prof. S. LARBI, ENP
B.BETTERCHA, Sonatrach**

Promotion : Juin 2013

الملخص:

العمل المقدم في هذه المذكرة يتجسد في التحقق من عمل المبخر الموجود في عمود التقطير داخل منشأة من الغاز الطبيعي مجمع سوناطراك GL2/Z. يتمثل في دراسة مبخر عمود مخصص لإعادة تسخين أسفل عمود التقطير إلى درجة حرارة معطاة حيث يمر البخار في جهة المصقلة, والغاز في الأنابيب لفصل منتوجين ذو كثافات مختلفة. ولكن إنتقاب وتلوث الأنابيب يشكل عائق كبير الذي يؤثر على أداء عمود التقطير أثناء عملية التميع, اهتمامنا ينصب بشكل خاص على المشاكل المواجهة أثناء عمل المبادل الحراري X52C. حرصنا على تجنب نفس المشاكل في مبادلات حرارية أخرى في نفس القناة ولتجنب مشاكل مماثلة أخرى, في نفس ظروف عمل السابق, وضعنا لأنفسنا هدف تشخيص سبب اختلال العمل واقتراح الحلول المناسبة لمعالجته

كلمات مفتاحية: أداء الطاقة؛ مبخر عمودي؛ الحفر؛ التشخيص؛ التوازن الحراري.

Résumé:

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à l'analyse des performances énergétiques d'un rebouilleur d'une colonne de distillation d'un train de liquéfaction de gaz naturel du complexe GL2/Z de Sonatrach. Il consiste en l'étude d'un rebouilleur thermosiphon destiné à réchauffer le fond d'une colonne à une température donnée toute en circulant de la vapeur côté calandre du rebouilleur et le gaz côté tube afin de séparer deux produits de densités différentes. Le percement et l'encrassement des tubes présentent un problème majeur qui affecte l'efficacité des rebouilleurs du process de liquéfaction. Notre intérêt est porté particulièrement sur les problèmes rencontrés lors de l'utilisation de l'échangeur X52C. Soucieux d'éviter les mêmes problèmes, pour d'autres échangeurs de chaleur, dans les mêmes conditions de fonctionnement que le précédent, nous nous sommes fixé comme objectif de diagnostiquer son dysfonctionnement et de proposer la solution adéquate pour y remédier.

Mots clés : Performances énergétiques ; Rebouilleur ; Percement ; Diagnostic ; Bilan thermique.

Abstract:

The aim of this study is related to energy performance analysis of distillation column boiler of liquefied natural gas GL2/Z of Sonatrach. It consists in analyzing a thermosiphon boiler for heating the bottom of a column at a fixed temperature by circulating steam reboiler on shell side and gas on tube side to separate products of different densities. Piercing and fouling tubes can be considered as a major problem affecting the liquefaction process efficiency. Our interest is particularly focused on the problems encountered when using X52C heat exchanger. To avoid the same problems in other heat exchangers, under the same operating conditions as the previous one, we try to diagnose the malfunction and provide the right solution for solving the encountered problem.

Key words: Energy performance; Reboiler; Drilling; Diagnosis; Thermal balance.

Remerciements

En premier lieu, nous remercions ALLAH tout puissant pour tous les bienfaits qu'il nous accorde.

En second lieu, nous témoignons notre profonde gratitude à la direction de la SONATRACH, région Arzew, pour nous avoir bénéficié d'un stage pratique au sein du complexe GL2/Z. On remercie Mr B.BETTERCHA, et toutes l'équipe d'inspection de la section machine statique pour nous avoir aidé et soutenu tout au long de notre stage pratique.

Nous remercions également notre promoteur Mr Salah LARBI, Professeur au département de Génie Mécanique, pour nous avoir guidé et bénéficié de son admirable expérience qui nous a permis d'aboutir à ce travail.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à Monsieur Mohamed Tarek Attouchi, Président de Jury, maître assistant - A, de nous avoir fait l'honneur d'accepter la présidence du jury. A monsieur Mohamed BOUBAKEUR, examinateur, Maitre Assistant - A, pour son aide précieuse pendant notre recherche. Qu'ils trouvent ici l'expression de nos sincères remerciements pour avoir accepté d'être membre de notre jury.

Nos remerciements aux professeurs du département génie mécanique pour leur formation, leur dévouement et leur gentillesse.

Dédicaces

DIEU MERCI

A ma très chère mère, Fatma Zohra, qu'est l'exemple de dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longévité et bonheur.

A mon cher père, Messaoud, Rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être. Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consenti pour mon éducation et ma formation.

A mes grand-mères et mes grands pères.

A mes frères et sœurs : le petit ange Douaa, AbdelGhani, Nadjib, Tarek, Abdelatif, Abdelaziz, Lylia et Zahreddine.

A mes oncles, tantes, cousins et cousines affectueuses reconnaissances.

A mes enseignants de l'école primaire jusqu'à l'université dont les conseils précieux m'ont guidé dans la vie; qu'ils trouvent ici l'expression de ma reconnaissance.

A mon binôme Slimane qui a partagé avec moi les moments difficiles de ce travail.

A mes amis et à leurs familles.

A mes camarades du département de génie mécanique de l'ENP et à leurs familles.

Je dédie ce travail

Riad,

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à mes très chers et merveilleux parents Mohamed et Rachida, pour leur amour et conseils, leur très grande patience et soutient durant toutes les étapes de ma vie et surtout les plus difficiles, que dieu tout puissant leur accorde longévité et santé.

A mes très chères petites sœurs, Fatima Zohra et Nesrine.

A mes admirables et très chers grands parents pour leur soutien, BELGOUMIDIE MAKHLOUF ET BELGOUMIDIE MAMA.

A la mémoire de mes grands parents, BENKAROUBA SLIMANE ET NOURIA.

A mes tantes, oncles et cousins, pour leur présence et tous les membres des familles BENKAROUBA et BELGOUMIDIE.

A tous mes amis (Zaki, Chouaib, djihad, Midou, Wassim, mabdou, hocine, Yousef, maganie, nadjib, djamel et Imene) ainsi que tous mes camarades de classe en souvenir des bons moments passés ensemble.

A la fin, une dédicace toute particulière à un admirable ami et binôme, Riad avec qui, travailler fut un réel plaisir. Je lui souhaite encore beaucoup d'autres succès dans la vie.

BENKAROUBA SLIMANE

Nomenclature

Q	Quantité de chaleur échangée, [J/kg.K]
DTLM	Différence de température logarithmique moyenne, [K]
U_s	Coefficient d'échange global, [kcal/h.m ² .°C]
A(cal)	Surface d'échange calculée, [m ²]
ΔP	Pertes de pression, [bar]
d	Diamètre intérieur des tubes, [m]
D	Diamètre extérieur des tubes, [m]
g	Accélérateur de la pesanteur, [m/s ²]
L_v	Chaleur latente de changement de phase, [kcal/kg]
ρ	Masse volumique, [kg/m ³]
μ	Viscosité dynamique, [kg/m.s]
C_p	Chaleur spécifique, [kcal/kg.°C]
λ	Conductivité thermique, [kcal/m.h.°C]
h	Coefficient d'échange du film, [kcal/m ² .h.C]
P	Pression, [bar]
V	Vitesse d'écoulement, [m/s]
Rs	Coefficient d'encrassement, [m ² .h.°C/kcal]

Nombres adimensionnels :

Re	Nombre Reynolds
Pr	Nombre de Prandtl
Nu	Nombre de Nusselt

Indices :

hd	Hydrocarbure
l	Liquide
v	Vapeur
h	Hydraulique
Cal.	Calculé

FI	Indicateur de débit
FT	Transmetteur de débit
FIC	Indicateur et contrôleur de débit
PI	Transmetteur de pression
TT	Transmetteur de température
TI	Indicateur de température
TIC	Indicateur et contrôleur de température

SOMMAIRE

Introduction générale :..... 2

Chapitre I : Présentation du complexe GL2/Z

<i>I.1. introduction</i>	6
<i>I.2. Activités de SONATRACH</i>	7
<i>I.2.1. Activité amont</i>	7
<i>I.2.2. Activité aval</i>	7
<i>I.2.3. Activité de transport par canalisation</i>	7
<i>I.2.4. Activité de commercialisation</i>	7
<i>I.3. Le complexe GL2/Z</i>	7
<i>I.3.1. Pourquoi et comment liquéfier le gaz naturel</i>	8
<i>I.3.2. Situation géographique du complexe GL2/Z</i>	9
<i>I.3.3. Définition du gaz naturel</i>	9
<i>I.3.3.1. Définition</i>	9
<i>I.3.3.2. Origine du mot Gaz Naturel</i>	10
<i>I.3.3.3. Importation du gaz naturel</i>	10
<i>I.3.3.4. Composants du gaz naturel</i>	11
<i>I.3.4. Compositions du GNL</i> :.....	11
<i>I.4. Description générale du procédé</i>	12
<i>I.4.1. 1^{ère} Zone : Utilités</i>	12
<i>I.4.1.1. Chaudières</i>	13
<i>I.4.1.2. L'air et l'azote</i>	14
<i>I.4.2. 2^{ème} ZONE : Process (description de la procédure de liquéfaction)</i>	16
<i>I.4.2.1. Section traitements du gaz : Où l'on procède</i>	17
<i>I.4.2.2. Section de déshydratation</i>	19
<i>I.4.2.3. Section de séparation et de liquéfaction</i>	20
<i>I.4.2.4. Section fractionnement</i>	21
<i>I.4.3. 3^{ème} Zone : Terminal</i>	22
<i>I.4.3.1. Stockage du GNL</i>	22
<i>I.5. SCHEMA ORGANISATIONNEL DE GL2/Z</i>	25
<i>I.5.1. Organisation du complexe</i>	26
<i>I.5.1.1. Département technique « T »</i>	26
<i>I.5.1.2. Présentation du Service Inspection</i>	26
<i>I.5.1.3. Section équipements statiques</i>	27
<i>I.5.2. Tâches de l'inspecteur des équipements statiques</i>	27

I.6.	Conclusion	28
------	------------------	----

Chapitre II : Etat descriptif du procédé de fractionnement

II.1.	Introduction	30
II.2.	Description / Caractéristiques techniques	30
II.2.1.	Ballon tampon X51F	30
II.2.2.	Dé-ethaniseur X51E	31
II.2.3.	Condenseur de tête X51C :	31
II.2.4.	Ballon de reflux X52F	32
II.2.5.	Rebouilleur X52C	32
II.2.6.	Pompes de reflux 151 J/JA	33
II.2.6.1.	Refroidissement des garnitures	33
II.2.6.2.	Procédure mise en froid 151 J/JA	33
II.2.7.	Sous refroidisseur de butane 160C	34
II.2.8.	Sous refroidisseur de propane 159C	34
II.2.9.	Caractéristiques de la vapeur 4.5bars des rebouilleurs	35
II.2.10.	PARAMETRES DE MARCHE NORMALE	35
II.2.11.	REGULATION	36
II.2.11.1.	Philosophie de réglage	36
II.2.11.2.	Régulation de pression du 151 F	37
II.2.11.3.	Régulation de pression du DC2	37
II.2.11.4.	Régulation de niveau du 152 F	37
II.2.11.5.	Régulation de température du DC2	37
II.2.12.	Système de décompression	38
II.3.	Conclusion	40

Chapitre III : Technologie des échangeurs de chaleur

III.1.	Introduction	42
III.2.	Fonction des échangeurs de chaleur	42
III.3.	Choix d'un échangeur	42
III.4.	Classification des échangeurs de chaleur	43
III.4.1.	Procédé de transfert	43
III.4.2.	Degré de compacité	43
III.4.3.	Écoulements de fluides	43
III.4.4.	Distributions de températures	44
III.4.5.	Différents types d'échange	45
III.4.5.1.	Echanges sans changement de phase	45
III.4.5.2.	Echanges avec changement de phase	45
III.4.6.	Matériaux applicables aux échangeurs de chaleur	46

III.4.7. Aspects structurels dans la conception des échangeurs :	46
III.5. Types d'échangeurs.....	47
III.5.1. Les échangeurs tubulaires	48
III.5.1.1. Différents types d'échangeurs tubulaires	49
III.5.2. Echangeur de type TEMA.....	54
III.5.2.1. Recommandations du TEMA.....	56
III.6. Conclusion.....	60

Chapitre IV : Etude descriptive du rebouilleur X52C

IV.1. Introduction.....	62
IV.2. Rôle	62
IV.3. Description du rebouilleur X52C.....	62
IV.3.1. Boîte de distribution	64
IV.3.2. Calandre (ou virole)	64
IV.3.3. Plaque tubulaires.....	65
IV.3.4. Faisceau.....	65
IV.3.5. Les chicanes.....	66
IV.3.6. Tirants et entretoises	68
IV.3.7. Déflecteurs	68
IV.4. Conclusion.....	69

Chapitre V: Analyse des performances de l'échangeur X52C

V.1. Introduction :	71
V.2. Analyse de l'aspect mécanique.....	72
V.2.1. Problème affectant le rendement du rebouilleur X52C	72
V.2.2. Cause de l'utilisation de la vapeur saturée et non pas la vapeur surchauffée :.....	72
V.2.3. Corrosion	73
V.2.3.1. Types de corrosion	74
V.2.4. Les organes victimes de la corrosion par érosion dans le rebouilleur X52C	76
V.2.5. Protection contre la corrosion.....	78
V.2.6. Conclusion et Recommandations générales.....	
Erreur ! Signet non défini.8	
V.3. Analyse de l'aspect thermique.....	79
V.3.1. Caractéristiques de l'appareil, fournies par le constructeur	79
PERFORMANCE DE L'UNITE.....	80
V.3.1.1. Calcul de la quantité de chaleur échangée, Q	81
V.3.1.2. Profil de température dans l'échangeur X52C (contre courant).....	81
V.3.1.3. Calcul du coefficient d'échange global, Us :.....	82
A. Calcul des coefficients du film :	83
B. Détermination des coefficients du film :.....	89
V.3.2. Interprétation des résultats obtenus:	91

<i>V.3.2.1. Evolution de la température :</i>	<i>91</i>
<i>V.3.2.2. Evolution de débit :</i>	<i>93</i>
<i>V.3.2.3. Calcul thermique :</i>	<i>93</i>
<i>V.3.2.4. Conclusion :</i>	<i>95</i>
<i>Conclusion générale</i>	<i>98</i>
<i>Références bibliographiques</i>	<i>101</i>
<i>Annexes</i>	<i>104</i>

Introduction générale

Introduction générale

Considéré comme le combustible fossile du 21^e siècle, tout comme le pétrole l'était le siècle précédent et le charbon il y a deux siècles [1], le gaz naturel représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole. Sa part dans la production énergétique mondiale était de 23% en 1999 et les perspectives de développement de sa demande sont excellentes. Aujourd'hui, le gaz naturel représente 24,7% de la consommation mondiale d'énergie avec une réserve mondiale prouvée de plus de 150 Tm³ (Trillions de m³) [2].

Le gaz naturel est considéré comme le principal moyen de limiter les émissions de gaz à effet de serre liées à la consommation d'énergie. Il est en effet très bien placé parce qu'il peut se substituer à toutes les autres énergies primaires (pétrole, charbon...), tant pour la production d'électricité que pour le fonctionnement des véhicules, et parce qu'il rejette en gros deux fois moins de Co₂ que le pétrole ou le charbon par unité d'énergie consommée [3].

*L'Algérie, pays producteur, consommateur et exportateur de gaz, a développé très tôt, une importante industrie des gaz (gaz naturel, **GNL** et **GPL**) et a participé activement à l'expansion du commerce international du gaz, notamment sous forme liquéfié [2].*

*Le secteur des hydrocarbures a connu ces dernières années une très nette amélioration de son efficacité. Il s'adapte progressivement au nouveau paysage énergétique mondial. Il a contribué pour 48% au produit intérieur brut (**PIB**) du pays, constitué 97% des recettes extérieures et représenté 77% des recettes budgétaires de l'État en 2007.*

*La part de notre pays dans la production énergétique mondiale est appréciable pour le pétrole brut (11^{ème} producteur mondial avec 1,4 million de barils/jour), déterminant pour le gaz naturel (3^{ème} exportateur avec 65 milliards de m³) et significatif pour les autres produits pétroliers (1^{er} exportateur mondial de condensât et deuxième producteur de **GPL**).*

*Le gaz naturel liquéfié (abrégé en **GNL**) est du gaz naturel (composé essentiellement de méthane) condensé à l'état liquide (réduction du volume original d'environ 1/600). En effet, lorsque ce gaz est refroidi à une température d'environ -161 °C à la pression atmosphérique, il prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique. Le **GNL** est environ deux fois plus léger que l'eau.*

Le GNL jouera un rôle de plus en plus important dans l'industrie mondiale de l'énergie [3], car les réserves mondiales de gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits producteurs, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de liquéfaction, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage, les usines de regazéification et de réinjection au réseau.

*La clé de voûte de l'économie Algérienne, la **SONATRACH**, compagnie nationale d'envergure Internationale, classée parmi les 12 plus importantes au monde. Le groupe pétrolier et gazier, **SONATRACH**, crée 31 décembre 1963, intervient dans l'exploration, la production, le transport par Canalisation, la Transformation et la Commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés à l'aide de leurs 127 000 agents.*

***SONATRACH** oriente ses actions vers des missions stratégiques en 3 activités : Activité amont , activité Transport, et activité aval qui a été crée pour prendre en charge la mise en œuvre des politique et stratégies de développement et d'exploitation de l'aval pétrolier, gazier et pétrochimique, la division **GNL** est chargée du développement et d'exploitation des activités de liquéfaction du gaz naturel. L'organisation de cette division s'articule sur l'exploitation de l'appareil de production de quatre complexes de **GNL** d'une capacité totale de production de 48.6 millions de m³ de **GNL** par an : **GL1/Z**, **GL2/Z**, **GL4/Z** et le **GL3/Z** qui est en cours de construction (situé à ARZEW), **GL1/K** (situé à SKIKDA).*

*Dans le complexe **GL2/Z** on trouve plusieurs échangeurs de chaleur qui présentent divers problèmes, à savoir : le percement et l'encrassement des tubes. Une démarche structurée sera présenté afin de palier à ces anomalies de fonctionnement.*

Notre projet de fin d'études est relatif à une analyse des performances énergétiques d'un rebouilleur thermosiphon destiné à réchauffer le fond d'une colonne à une température donnée toute en circulant de la vapeur du côté calandre du rebouilleur et le gaz du côté tube afin de séparer deux produits de densités différentes.

Lors de l'exploitation des échangeurs de chaleur, les industriels sont le plus souvent confrontés aux phénomènes liés à la corrosion, l'encrassement et la vibration, voir la tenue mécanique des appareils [4]. La tenue mécanique des échangeurs peut être considérée comme un problème à part entière, dans la mesure où pour les échangeurs de géométrie

classique, elle est réglementée par des textes spécifiques et, est en phase d'être régie par une normalisation.

Il est important d'assurer en permanence un fonctionnement efficace du procédé de liquéfaction naturel et le refroidissement par un bon entretien selon un plan de maintenance planifié et bien déterminé. Cependant le percement et l'encrassement des tubes, présentent un problème majeur qui affecte l'efficacité des échangeurs.

Afin de cerner le problème et de cibler les causes réelles nous avons procédé comme suit :

- ❖ Investigation des équipements de la section de fractionnement du complexe ;*
- ❖ Collecte (voir annexe) et consultation des rapports d'inspection ;*
- ❖ Etude des causes probables de percement de l'échangeur X52C de la section.*

Après l'introduction générale situant la problématique du complexe GL2/Z, le travail présenté est réparti en chapitres ci- dessous :

Chapitre I: Présentation du complexe GL2/Z ;

Chapitre II : Etat descriptif du procédé de fractionnement ;

Chapitre III: Technologie des échangeurs de chaleur ;

Chapitre IV: Etude descriptive du rebouilleur X52C ;

Chapitre V : Analyse des performances de l'échangeur X52C.

Enfin une conclusion générale faisant la synthèse des résultats obtenus et les recommandations pour l'amélioration du process utilisé.

Chapitre I

Présentation

du Complexe GL_2/\mathbb{Z}

I.1.introduction

SONATRACH est la compagnie Algérienne de recherche, d'exploitation, de transport par canalisation, de transformation et de commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés. Elle intervient dans plusieurs secteurs tels la production d'électricité, les énergies nouvelles et renouvelables et le dessalement d'eau de mer. Elle exerce ses activités en Algérie et dans le monde où plusieurs opportunités peuvent se présenter.

SONATRACH est la première entreprise du continent africain. Elle est classée 12ème parmi les compagnies pétrolières mondiales, 2ème exportateur de **GNL** et de **GPL** et 3ème exportateur de gaz naturel. Sa production globale (tous produits confondus) est de 230 millions de tep en 2007 (Tep: Tonne Equivalent Pétrole, 1Tep= 4,1868 1010 J) [1].

Ses activités constituent environ 30% du PNB (Produit National Brut) de l'Algérie, Elle emploie 127000 personnes dans l'ensemble du Groupe **SONATRACH**, entreprise citoyenne, qui œuvre à resserrer les liens sociaux, aider les populations dans le besoin, promouvoir la recherche et les activités scientifiques, aider la création artistique, promouvoir la pratique sportive, contribuer à la préservation de la nature et à la sauvegarde du patrimoine culturel et historique. Aujourd'hui, **SONATRACH** ne conçoit pas de développement économique sans un développement durable.

***SONATRACH** d'hier :

- ❖ 1963, La date de 31 décembre correspond à la création de **SONATRACH**, ses missions, le transport et la commercialisation des hydrocarbures.
- ❖ 1966, l'entreprise construit et met en service son premier oléoduc, Hassi Massoud Arzew, long de 800 km, un ouvrage d'une grande portée stratégique.
- ❖ 1967, elle entame ses premières actions de commercialisation. Son objectif est de faire face à la demande nationale en produits pétroliers. Une mission de service public.
- ❖ 1971, **SONATRACH** accède à l'amont pétrolier et devient une compagnie pétrolière à part entière. Elle réalise ses premières exportations de pétrole brut.

**** SONATRACH** d'aujourd'hui :

- ❖ Un groupe pétrolier et gazier de dimension internationale.
- ❖ La 12ème compagnie pétrolière mondiale.

- ❖ Un leader en Afrique et dans le bassin méditerranéen.
- ❖ Une présence sur les marchés, européen, américain et asiatique.
- ❖ Un brut de qualité pour les raffineurs, le Sahara Blend.
- ❖ Une qualité de condensat très appréciée des pétrochimistes.
- ❖ Des produits raffinés, conforme aux règles environnementales.
- ❖ Un nouvel élan, la modernisation des raffineries.
- ❖ Le garant de l'approvisionnement du marché national.
- ❖ Des développements prometteurs.

I.2. Activités de SONATRACH

I.2.1. Activité amont

Cette activité a en charge la recherche, l'exploitation et la production des hydrocarbures. Ses missions sont principalement axées sur le développement des gisements découverts, l'amélioration du taux de récupération et la mise à jour des réserves.

I.2.2. Activité aval

L'aval a en charge l'élaboration et la mise en œuvre des politiques de développement et d'exploitation de l'aval pétrolier et gazier. Elle a pour missions essentielles l'exploitation des installations existantes, de liquéfaction le gaz naturel et la séparation du **GPL**, de raffinage, de pétrochimie et de gaz industriels (Hélium et azote).

I.2.3. Activité de transport par canalisation

Le transport des hydrocarbures liquides et gazeux par canalisations a en charge le développement, la gestion et l'exploitation du réseau de transport, de stockage, de livraison et de chargement des hydrocarbures.

I.2.4. Activité de commercialisation

La Commercialisation a en charge le management des opérations de vente et de shipping dont les actions sont menées en coopération avec les filiales telles que **NAFTAL** pour la distribution des produits pétroliers, **SNTM HYPROC** pour le transport maritime des hydrocarbures et **COGIZ** pour la commercialisation des gaz industriels.

I.3. Le complexe GL2/Z

Le complexe **GL2/Z** constitue le dernier complexe de **GNL** construit par **SONATRACH**. Il fait partie d'une chaîne entière conçue pour extraire, traiter, transporter,

liquéfier le gaz naturel provenant des champs de Hassi R'Mel. Le produit final, **GNL** (Gaz Naturel Liquéfié), devant être expédié par navires appelés méthaniers vers les ports de destination. Il s'agit donc du seul mode possible pour transporter le **GN** vers des destinations lointaines où le transport par tuyaux s'avère impossible ou plus coûteux. Le complexe **GL2/Z** est organisé en plusieurs départements et dispose d'un personnel qualifié pour la marche et l'entretien de l'usine. L'entretien rationnel des installations augmente leur durée de service et évite une grande partie des pannes et des troubles de fonctionnement[2].

Il a pour mission de produire du gaz naturel liquéfié avec possibilité d'extraction d'autres gaz industriels. C'est un complexe de liquéfaction de gaz naturel construit pour le compte de **SONATRACH**. Sa réalisation a été confiée à la société **Pullman Kellogg (PK)** [5]. Les travaux ont débutés en 1977, le premier démarrage a eu lieu en 1980, et ce n'est qu'en 1981 qu'a eu lieu la première production du gaz naturel liquide.

Le complexe **GL2/Z** est conçu pour liquéfier 41.251 millions de mètre de cubes par jour de gaz naturel provenant des champs gaziers de Hassi R'mel. Le gaz est acheminé par pipe line vers l'usine où il y est traité, liquéfié puis stocké.

Dans son procédé de liquéfaction, en plus de la quantité de **GNL** produite et stockée dans trois bacs de 100 000 m³ chacun, cette unité récupère annuellement en sous produits:

- ❖ 410.000 T/M de propane acheminé par canalisations vers le complexe **GP1/Z**.
- ❖ 327.000 T/M de butane acheminé par canalisations vers le complexe **GP1/Z**.
- ❖ 196.000 T/M de gazoline stockée dans deux bacs de 14 500 m³ chacun. L'usine comporte six trains ou modules de liquéfactions identiques, d'une capacité de production journalière de 9 000 m³ chacun.

I.3.1. Pourquoi et comment liquéfier le gaz naturel

La faible densité du gaz naturel est le principal obstacle à son transport par bateau, la solution à ce problème est de le transformer en état liquide, donc dans un état plus dense, facilement transportable. Cette opération consiste à refroidir le gaz naturel à une température de -162° C. Par ce procédé, on réduit six cent vingt cinq (625) fois le volume du gaz. Il peut ainsi être transporté par navires équipés de cuves cryogéniques qui le conservent dans son état liquide à très basse température jusqu'au port de destination où il sera remis en l'état gazeux.

Le gaz naturel est traité, ensuite liquéfié dans une unité de liquéfaction appelée : train de liquéfaction. Il est composé essentiellement de méthane, d'éthane, de propane et d'azote. Le gaz est d'abord débarrassé des faibles quantités d'huile accumulées dans les stations de compression, du mercure, du gaz carbonique et de toute trace d'humidité, qui se solidifient aux températures les plus basses et boucheraient les équipements et les tuyauteries et entraîneraient l'arrêt des installations. Les produits lourds (butane, propane, C5+) seront extraits au cours du traitement pour être commercialisés, le gaz est liquéfié par la suite par un abaissement progressif et continu de la température jusqu'à -162°C pour son stockage et son chargement.

I.3.2. Situation géographique du complexe GL2/Z

Le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL2/Z) de SONATRACH, est situé à l'ouest de l'Algérie (40 Km à l'est d'Oran dans le village de Béthioua) et à 700 Km des gisements de Hassi R'mel, Il s'étend sur une superficie de soixante douze(72) hectares. Cette position stratégique permet l'exportation du produit GNL par voie marine et l'utilisation de l'eau de mer dans les différents processus de production et de lutte anti-incendie (**Figure I.1**).

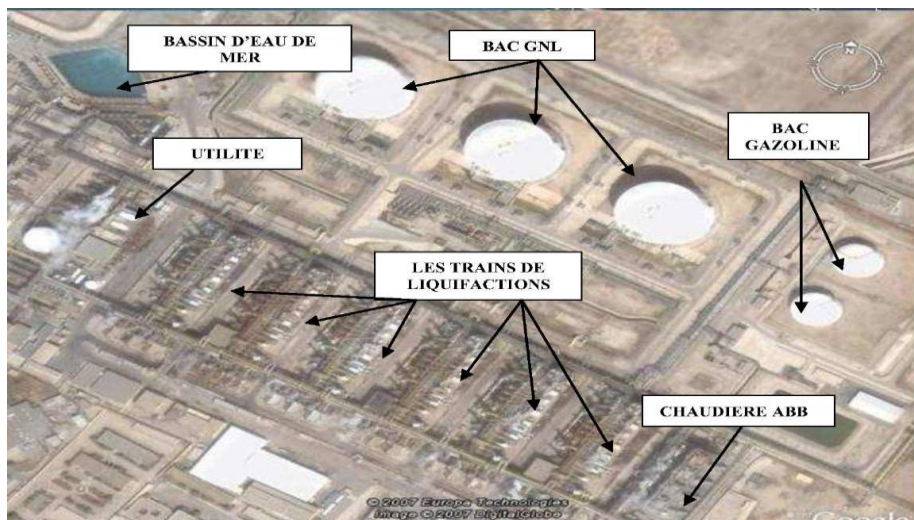


Figure I.1 : Vue satellite des six trains et des 3 Bacs de stockage du complexe.

I.3.3. Définition du gaz naturel

I.3.3.1. Définition

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures léger comprenant du méthane (CH_4) en grand proportion, ainsi que d'autre hydrocarbures

gazeux tel que l'éthane, le propane, le butane, le pentane, en proportion décroissantes. Sa composition révèle en outre, suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique, d'hydrogène sulfuré et de la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel est tout à fait analogue à celle du pétrole (qui est un mélange d'hydrocarbures lourds) et résulte de la composition de la matière organique essentiellement sous-marine déposée au cours des époques géologiques et enfouie sous la couche sédimentaire dans ce processus de décomposition, le gaz naturel représente une étape avancée à celle du pétrole correspondant en général à des conditions, de pressions et de températures, données. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

I.3.3.2. Origine du mot Gaz Naturel

Au moyen âge, dès le **XVI^{ème}** siècle, le gaz naturel était connu en Europe, en France on cite une curieuse fontaine qui brûle près de Grenoble. Si le mot **gaz** a été forgé par le savant **LUMAND JAN BATISTE HELMOT** vers 1609, l'expression **gaz naturel** a été imposée quelques années plus tard en 1795 par un autre savant italien **LAZZRO SPALLANZANI**. Cette nouvelle appellation fut adoptée au **U.S.A** pour désigner le méthane, mot qui n'existait pas encore. Le chimiste allemand **AUGUSTE-VON HOFFMANN** proposa en **1865** le nom de méthane pour le gaz de marais.

I.3.3.3. Importation du gaz naturel

Le tableau I.1 ci-dessous montre la contribution du gaz naturel dans le bilan énergétique mondial à travers la consommation dans le monde en 1978 et celle de 1990.

Tableau I.1 : Tableau donnant la consommation d'énergie dans le monde.

Source d'énergie	Consommation en milliard de tep	
	1978	1990
Charbon	1.8	1.95
Pétrole²	3.1	4.4
Gaz naturel	1.25	1.9
Energie nucléaire	0.15	0.8
Energie d'hydroélectrique	0.4	0.65

I.3.3.4. Composants du gaz naturel

Les tableaux, I.2 à I.4 donnent les composants du gaz naturel, ses propriétés physiques et les conditions d'entrée d'alimentation.

Tableau I.2 : Composants du gaz naturel.

Composants		Pourcentage molaire moyen (%)
Azote	N ₂	5,435
Hélium	He	0,18
Dioxyde du carbone	CO ₂	0,195
Méthane	CH ₄	83,57
Propane	C ₃ H ₈	2,00
Isobutane	iC ₄ H ₁₀	0,314
Butane	nC ₄ H ₁₀	0,532
Iso pentane	iC ₅ H ₁₂	0,12
Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,058
Hexane	nC ₆ H ₁₄	0,13

Tableau I.3 : Propriétés physique du GN à l'alimentation des trains.

Poids moléculaire	18.88 g/mole
Teneur en eau	50 ppm

Tableau I.4 : Condition d'entrée du GN l'alimentation.

Pression	42.5 bars absolue
Température	De 15°C à 38°C
Débits	Environ 300.000 m ³ /h /1train

I.3.4. Compositions du GNL :

Les conditions de stockage et la composition chimique du GNL sont regroupées dans (Tableau I.5) et (Tableau I.6).

Tableau I.5 : Composition du GNL.

Composants	% Molaire moyen	
	Minimum	Maximum
N ₂	0.60	1.40
CH ₄	84.00	92.50
C ₂ H ₆	6.00	8.50
C ₃ H ₈	2.20	3.00
iC ₄ H ₁₀	0.30	0.50
nC ₄ H ₁₀	0.30	0.70
iC ₅ H ₁₂	0.00	0.02

Tableau I.6 : Conditions de stockage du GNL.

Masse molaire	18.2 g/mole
Pression	1.03 bars absolus
Température	-162°C

I.4. Description générale du procédé

L'usine de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z comprend six trains de liquéfaction identiques et fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation.

Le complexe est composé de trois zones :

- ❖ Zone des utilités ;
- ❖ Zone de procédés ;
- ❖ Zone terminal.

I.4.1. 1^{ère} Zone : Utilités

La zone des utilités est conçue essentiellement pour fournir toute sorte d'énergie et répondre aux besoins des 6 trains de production du complexe. Elle est la zone la plus importante au sein de l'usine car elle assure le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction. C'est-à-dire assurer la production de vapeur, d'énergie électrique, d'air, d'azote, et d'eau de refroidissement et l'évacuation des effluents [4].

La zone utilité est essentiellement autonome, les seules fournitures extérieures sont l'eau potable de la **SONADE**, l'énergie électrique de secours de la **SONELGAZ**. Le gaz combustible provenant du train le gaz naturel combustible est fourni par gazoduc depuis Hassi R'mel.

I.4.1.1. Chaudières

La production de vapeur nécessaire au fonctionnement de l'usine est assurée par (3) chaudières haute pression de 62 bars et une chaudière de moyenne de 17.2 bars et basse pression de 4.5 bars pour les utilités. Pour les trains de liquéfaction, (18) chaudières haute pression sont utilisées. Le combustible utilisé est soit de la gazoline provenant du procédé ou un mélange gaz naturel/gaz combustible du procédé (**Figure I.2**).



Figure I.2 : Photo montrant la chaudière.

❖ Distribution de vapeurs utilités :

- Les chaudières haute pression produisent la vapeur 62 bars qui alimentent les 3 turbines à condensation total des 3 turbo alternateurs ;
- La chaudière basse pression fournit la vapeur à 17.2 bars pour les turbine à contre pression des utilités (turbopompes alimentaires des 4 chaudières, turbo-ventilateur des 3 chaudières HP, compresseur d'air, pompe auxiliaire d'eau de mer, turbopompes d'huile de lubrification des turbo-alternateurs) et système d'éjecteurs des unités de dessalement.

Energie électrique :

L'énergie électrique est principalement fournie par (3) turbo-alternateurs de 20 MW chacun. Deux de ses trois alternateurs suffisent aux besoins de production normale pour toute l'usine. En cas de panne, le réseau **SONELGAZ** assure une production d'énergie électrique de secours, sa puissance et de 5MW).

Si cette source est défaillante un alternateur diesel d'une puissance de 2MW se mettra en marche automatiquement.

Une connexion entre **GL2/Z** et **GL1/Z** permet d'utiliser une partie de l'énergie électronique d'un complexe pour alimenter l'autre (puissance 6MW).

I.4.1.2. L'air et l'azote**❖ L'air :**

Le système de production d'air instrument et d'air service est composé de quatre compresseurs (deux actionnés par turbine et deux par moteur électrique), de deux sécheurs (en marche normale l'un fonctionne pendant que l'autre est en régénération), de filtres et de deux réservoirs d'air communs à l'air instrument et de l'aire de service.

Les deux réservoirs d'air peuvent fournir 50% de la demande en air de toute l'usine pendant 10mn, en cas de défaillance complète de tous des compresseurs.

❖ L'azote :

L'azote est utilisé sous forme de vapeur pour purger les circuits et pour certaines opérations de liquéfaction (tests à blanc, appoint MCR, ...). Il est obtenu sous forme gazeuse ou liquide dans l'unité d'azote à partir du fractionnement de l'air liquéfié. Il est stocké sous forme liquide à -173°C sous une pression de 9.3 bars. L'unité d'azote comprend un compresseur d'air, une « boîte froide » regroupant plusieurs équipements permettant de fractionner l'air liquéfié, un bac de stockage et un vaporiseur.

L'unité peut fournir en marche normale $161 \text{ m}^3 / \text{h}$ d'azote gazeux et $53 \text{ m}^3/\text{h}$ d'azote liquide.

I.4.1.3. Alimentation en eau**I.4.1.3.1. Unité de chloration**

Le chlore utilisé pour la chloration de l'eau de mer est livré sous forme liquide dans des cylindres puis est transformé à l'état gazeux par des évaporateurs avant d'être dissous par les chlorateurs dans un faible courant d'eau de mer prélevé à la station de pompage. La

solution obtenue est injectée soit au niveau de la prise d'eau de mer soit au niveau du puits d'aspiration de chaque pompe de la station de pompage.

I.4.1.3.2. Station de pompage d'eau de mer

La station contient six pompes (5 fonctionnent en marche normale) aspirant l'eau chloré du bassin d'eau de mer commun au **GL2/Z** et **GL1/Z** pour la refouler dans deux bacs collecteurs aux boîtes de distribution qui alimentent les utilités et les trains. Les six pompes sont actionnées chacune par un moteur électrique de 4.5 MW et ont un débit de l'ordre de 33000 m³/h chacune. Une turbopompe auxiliaire est mise en place, en cas d'incident des pompes principales, cette pompe fourni aux utilités l'eau nécessaire pour assurer la continuité de l'alimentation en eau de mer.

Afin d'éviter d'endommager des équipements, un filtre rotatif est placé à l'aspiration de chaque pompe et est nettoyé automatiquement par des pompes de lavage.

Le réseau incendie est alimenté par une pompe électrique en marche normale et une pompe de secours diesel en cas d'incident sur la première.

Un système d'injection de produit chimique (sulfate de fer) situé à l'aspiration des pompes permet d'éviter la corrosion des tuyauteries (**Figure I.3**)



Figure I.3 : Photo montrant le bassin récepteur d'eau de mer.

I.4.1.3.3. L'unité de dessalement

L'unité de dessalement constituée de trois dessaleurs, produit l'eau distillée d'appoint nécessaire aux chaudières de **GL2/Z** avec une teneur en sels dissous inférieure à 2 ppm. Il est possible d'alimenter également, en cas de besoin, l'usine **GL2/Z**. En marche normale, le dessaleur produit 45m³/h d'eau distillée, en cas d'augmentation de la demande en eau distillé (plusieurs adoucisseurs de condensats en régénération, alimentation de **GL2/Z** etc.) les 3 dessaleurs peuvent fonctionner en même temps.

L'eau distillée est produite par évaporation, condensation sous vide de l'eau de mer chlorée provenant de la boîte de distribution passant au travers des dessaleurs multi-étage. Elle est ensuite stockée dans un bac d'une autonomie de 8 j (8710m^3) pour **GL2/Z** et **GL1/Z** en fonctionnement normale. Trois turbopompes assurent l'alimentation en eau distillée des chaudières **GL2/Z** depuis le bac de stockage qui sert également l'appoint de **GL1/Z** en cas de besoin. Un système d'injection d'acide sulfurique permet le détartrage périodique des dessaleurs (environ tous les 3 mois) (**Figure I.4**).



Figure I.4 : Unités de dessalement.

I.4.1.3.4. Circuit d'eau potable

La SONADE fournit en eau potable les installations sanitaires de **GL2/Z** et le réseau nécessaire au fonctionnement de **GL2/Z** par l'intermédiaire d'un bac de stockage d'une autonomie de 7j (635m^3), condition prévue entre le réseau de **GL2/Z** et de **GL1/Z**.

I.4.1.3.5. Circuit fermé de refroidissement à l'eau douce

L'eau douce sert à refroidir toutes les pièces d'équipement qui ne tolèrent pas l'eau de mer trop corrosive. L'eau utilisée est l'eau distillée et neutralisée chimiquement qui, elle-même est refroidie par l'eau de mer. Un ballon tampon de 33m^3 alimente le circuit.

I.4.2. 2ème ZONE : Process (description de la procédure de liquéfaction)

Le gaz d'alimentation passe par trois différentes étapes (**Figure I.5**).

- ❖ Section de traitement du gaz.
- ❖ Section de séparation et de liquéfaction.
- ❖ Section de fractionnement.

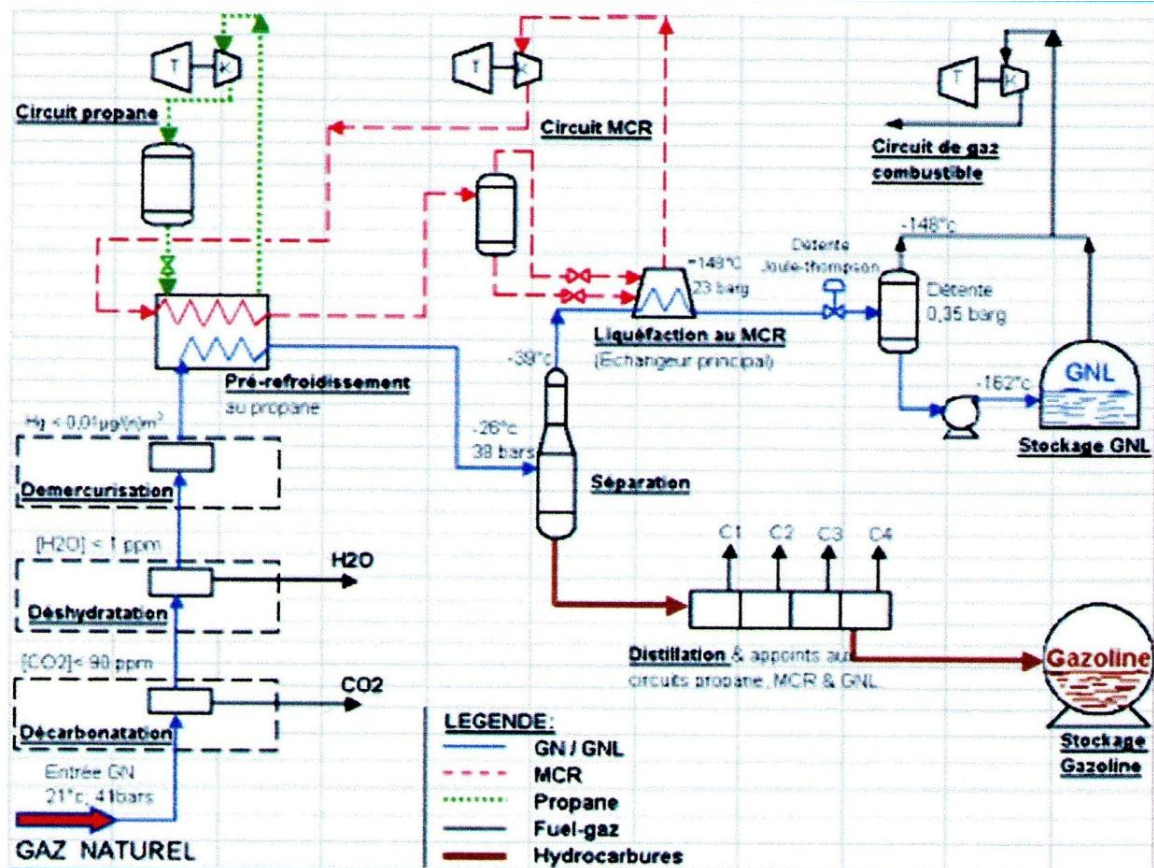


Figure I.5 : Schéma du procédé.

I.4.2.1. Section traitements du gaz : Où l'on procède

I.4.2.1.1. Prétraitement

A l'entrée du train, le gaz brut passe par un ballon séparateur (X31 F). Pour séparer les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel, un moussage est créé, et les élimine vers le système de rejet liquide.

I.4.2.1.2. Démercurisation

L'unité de démercurisation est installée en amont de la section de décarbonatation du gaz naturel. Elle est conçue pour réduire la concentration de mercure dans le gaz d'alimentation par adsorption dans le démercuriseur (X42 D). Le mercure attaque le métal des équipements par effet de corrosion.

I.4.2.1.3. Décarbonatation

Le gaz d'alimentation pénètre dans la colonne d'absorption à 29 plateaux (X31 E) par le bas sous une pression de 41 bars ou, à contre courant de la solution de la MEA (monoéthanolamine) pauvre. Il sera débarrassé du dioxyde de carbone CO₂ jusqu'à une teneur inférieure à 70ppm en tête de colonne, puis dirigé vers la section de déshydratation. La solution de MEA quitte le fond de la colonne sous forme de solution MEA riche pour se diriger vers la section de régénération de MEA.

L'élimination de dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel est nécessaire afin d'éviter sa congélation et le bouclage dans la partie froide de l'usine, étant donné que la température de liquéfaction du GN est à - 160 °C, le CO₂ se solidifiera à une température de -56 °C et une pression atmosphérique.

Nota : la procédure de décarbonatation va augmenter la teneur en eau de GN et augmentera le travail de la déshydratation à 1500 ppm ce qui nous oblige à mettre cette section en troisième dans le procédé (Figure I.6).

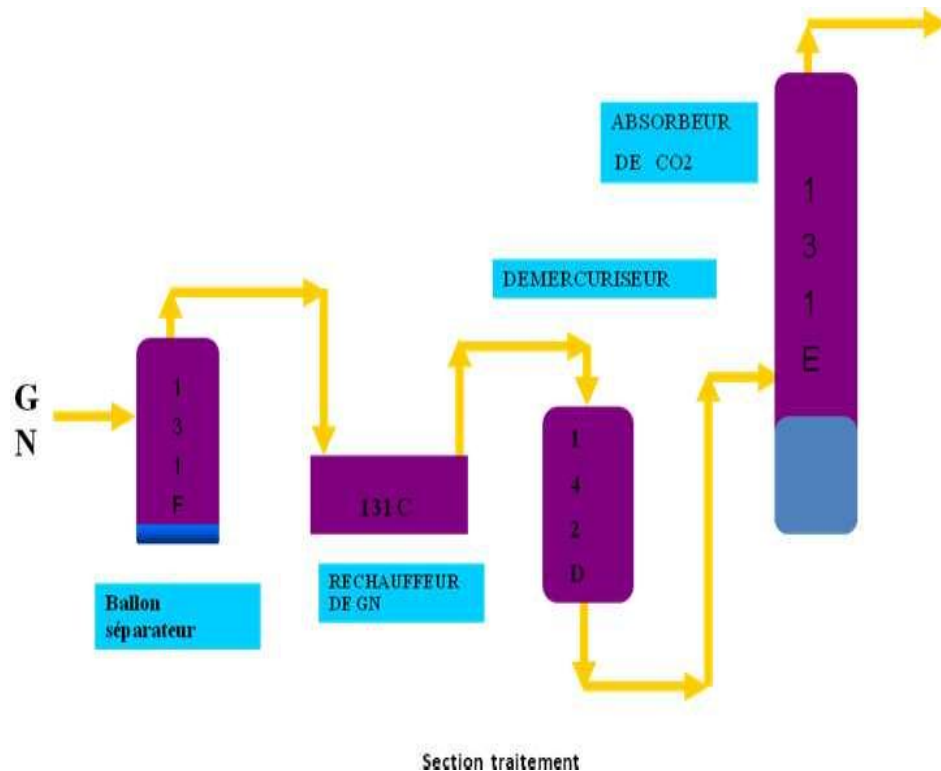


Figure I.6 : Process de Décarbonatation.

I.4.2.2. Section de déshydratation

A la sortie de l'absorbeur, le gaz d'alimentation est humide. La phase de déshydratation consiste à réduire la teneur en eau à moins de 0.5ppm. Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur à, 38°C, est d'abord refroidi à, 21°C, par du propane. Le 1er niveau est à 15.2bar eff et 18.3°C afin de réduire au maximum la quantité d'eau que les sécheurs devront absorber et éviter ainsi leur saturation rapide. La vapeur d'eau condensée est séparée du GN dans le ballon séparateur (**141 F**). Le GN pénètre ensuite dans deux des trois sécheurs en service à 21°C et à 46.1 bars eff avec une teneur en eau de 100ppm environ. Le troisième étant en régénération ou en stand-by et traverse les tamis moléculaires- perdant progressivement son humidité.

A la sortie de chaque sécheur, le gaz est filtré afin de retenir les particules en suspension et se dirige ensuite vers la section séparation. Chaque sécheur a une capacité d'adsorption correspondant à un cycle de séchage de 8 heures. A la fin de ce cycle le sécheur doit être régénéré.

- **Régénération des sécheurs**

Le cycle de régénération dure 6 heures, le sécheur une fois régénéré reste en stand-by pendant 2 heures avant de rentrer en service à nouveau ; le cycle de régénération se déroule en deux phases (**Figure I.7**).

- ❖ **Réchauffage : durée 3h30 environ**

Le gaz utilisé pour le réchauffage est prélevé à la sortie des filtres en aval des sécheurs et est réchauffé à 288°C par de la vapeur à 46 bar eff. Il pénètre par le bas et sort par le haut du sécheur.

- ❖ **Refroidissement : durée 2h30 environ**

Le tamis moléculaire chaud est ensuite refroidi par un courant de gaz froid à 23°C environ, prélevé à la sortie des filtres des sécheurs et pénétrant par le bas du sécheur, il ressort par le haut des sécheurs puis il est refroidi dans l'aéro-réfrigérant (**X43 C**) où sa température ne doit pas descendre à moins de 23°C pour éviter la formation d'hydrates . La figure I.7 montre le schéma de régénération de sécheurs.

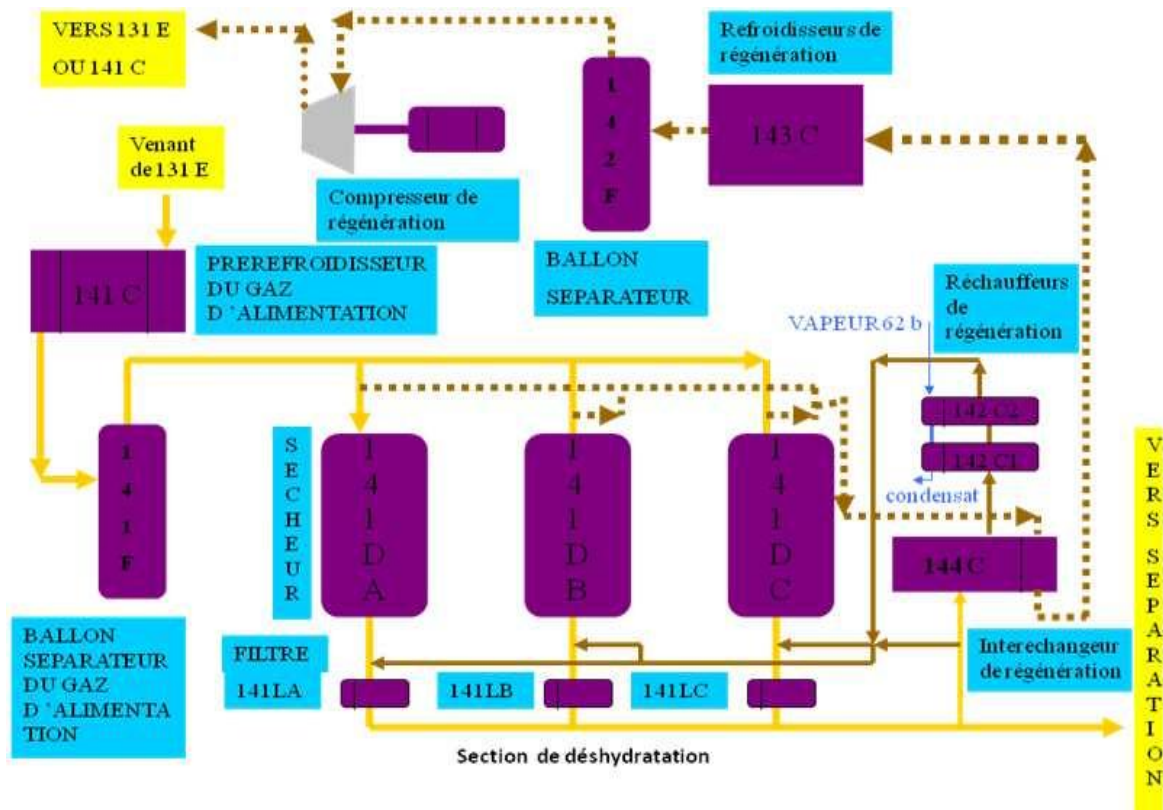


Figure I.7 : Schéma de régénération de sècheurs.

I.4.2.3. Section de séparation et de liquéfaction

I.4.2.3.1. Section de séparation

Cette section a pour rôle l'extraction des hydrocarbures lourds, contenus dans le gaz naturel. L'opération est assurée par un simple pré- refroidissement du gaz naturel avec le propane réfrigérant dans une installation d'échange thermique.

I.4.2.3.2. Section liquéfaction

Elle est assurée par l'échangeur principal en utilisant le **MCR** comme fluide réfrigérant, à la sortie de l'échangeur cryogénique, le **GNT** sort à une température de -148°C sous forme de GNL. L'échangeur principal liquéfie le gaz naturel traité (**GNT**) en utilisant le **MCR** comme réfrigérant. Le **GNT** pénètre en bas de l'échangeur principal et progresse vers le haut où il traverse les douches de **MCR** et quitte l'échangeur sous forme liquide à une pression de 25 bars et une température de (-148°C) .

La liquéfaction du **GNT** se fait en deux temps : au premier temps, le **GNT** pénètre dans le faisceau central de l'échangeur principal où il est réfrigéré à (-110°C) par échange

thermique avec les faisceaux **MCR** liquide et **MCR** vapeur, puis le gaz partiellement condensé, est liquéfié complètement dans le faisceau froid de l'échangeur principal par échange thermique avec le **MCR** et se dirige vers l'échangeur à (-148°C) et sous une pression de 24 bars, en se combinant à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejet.

Ce mélange liquide/gaz est détendu dans une vanne jusqu'à 1,5 bar et sa température est abaissée à (- 158°C). Il subit une deuxième détente jusqu'à 1 bar dans le ballon déazoteur (**X02E**) pour éliminer l'azote dissout dans la phase liquide du gaz naturel liquéfié.

Les composants légers, essentiellement l'azote, sont extraits par vaporisation et passent par ascension vers la colonne. La phase liquide **GNL** débarrassée de l'azote est récupérée au fond du déazote où l'acheminement vers le stockage est assuré à l'aide des pompes.

I.4.2.4. Section fractionnement

Le système de fractionnement sépare les hydrocarbures les plus lourds éliminés du courant de gaz naturel dans la section séparation et prépare les constituants nécessaires à l'alimentation interne des diverses sections de l'usine :

- ❖ Ethane d'appoint pour le réfrigérant mixte **MCR** et le **GNL**.
- ❖ Propane d'appoint pour le système propane, Le **MCR** et le **GNL**.
- ❖ Butane d'appoint du **GNL** d'alimentation de l'échangeur principal.
- ❖ Gazoline comme combustible des chaudières et éventuellement comme produit commercialisable.
- ❖ Gaz combustible de procédé des chaudières.

L'unité de fractionnement comprend trois systèmes de distillation en cascade suivants :

I.4.2.4.1. Dé-éthaniseur (151 E)

C'est une colonne de distillation à 48 plateaux. Le produit de fond de la tour de lavage (**101 E**) à 37.1bar eff et 28.3° C est détendu à 31.8 bar eff avant d'être collecté dans le ballon tampon du dé-éthaniseur et est ensuite injecté au niveau de 14^{ème} plateau pour y subir une opération de distillation sous 29.7 bar eff. Les composants légers, essentiellement de l'éthane, sont séparés des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à

contre-courant du liquide de reflux qui descend des plateaux. Le produit de fond subit une action de rebouillage à la vapeur et débarrassé de ses constituants légers, est ensuite acheminé vers le dé-propaniseur.

I.4.2.4.2. Dé-propaniseur (152 E)

C'est une colonne de distillation à 47 plateaux. Le produit de fond du dé-éthaniseur à 112°C et sous pression de 30.4 bars eff, est introduit dans le dé-propaniseur au niveau du 31^{ème} plateau après avoir été détendu à 18.2 bars eff et refroidi à 87.8°C pour y subir une opération de distillation à 18 bars eff. Le propane est séparé des hydrocarbures lourds, remonte vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux s'écoulant vers le bas des plateaux. Le produit de fond subit une action de rebouillage à la vapeur et débarrasse de ses constituants légers, est ensuite acheminé vers le dé-butaniseur.

I.4.2.4.3. D é-butaniseur (153 E)

C'est une colonne de distillation à 21 plateaux. Le liquide recueilli au dé-propaniseur à 123.5°C et sous une pression de 18.3 bars eff, est introduit dans le dé-butaniseur au niveau du 9^{ème} plateau après avoir été détendu à 4.9 bar eff , et refroidi à 73.9°C pour y subir une opération de distillation à 4.9 bars eff. Le butane est séparé des hydrocarbures lourds, remonte vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux s'écoulant vers le bas des plateaux. Le produit de fond subit une action de rebouillage à la vapeur et débarrassé de ses constituants légers, est recueilli sous forme de gazoline puis refroidi à 32.2°C par de l'eau de mer dans le refroidisseur de gazoline avant d'être envoyé dans les bacs de stockage.

I.4.3. 3^{ème} Zone : Terminal

I.4.3.1. Stockage du GNL

Trois réservoirs de GNL assurent le stockage de la totalité de la production de GNL des six trains pendant cinq jours environ. Les réservoirs, d'une capacité unitaire de 100.000 m³, permettent de stocker le GNL à la pression atmosphérique de 1.03 bars abs et à une température de -162 C°. Lors du remplissage des réservoirs, une certaine quantité de produit se vaporise. Les échanges de la chaleur avec l'extérieur dus à la conduction sont aussi la cause de la vaporisation du produit. Les vapeurs de stockage sont recueillies et

comprimées par les compresseurs de vapeur de stockage avant d'être renvoyées dans le collecteur principal de gaz combustible.

Le **GNL** peut être transféré d'un réservoir à l'autre lorsqu'on ne charge pas, en utilisant la pompe de Transfert. Il est également possible de transférer la production de **GNL** de **GL2/Z** vers les bacs de stockage de **GL1/Z** en utilisant également la pompe de transfert, le débit maximum est de l'ordre de 12.000 m³/h[6].



Figure I.8 : Photo montrant les réservoirs de stockage.

1.4.3.2. Chargement du GNL

Le chargement de **GNL** à bord du méthanier d'une capacité moyenne de 125.000m³, s'effectue en 12h30 lorsque le navire est déjà froid, à raison d'un débit de chargement de 10.000 m³/h assuré par les cinq pompes de chargement. Le produit est déversé dans le navire par l'intermédiaire de huit bras de chargement dont quatre sont en service [7].

Le chargement est le procédé de refroidissement de la canalisation de la zone de chargement qui est réalisé par la vaporisation d'une faible quantité de **GNL** le long des conduites. Pendant le chargement, une partie de **GNL** se vaporise ; ces vapeurs sont renvoyées vers la zone de stockage par des compresseurs de vapeur de retour ou elles se mélangent aux vapeurs de stockage avant d'être acheminées vers le réseau de gaz combustible. Il est possible de charger un méthanier accosté au quai de chargement de **GL2/Z** avec la production de **GL1/Z** stockée dans les bacs de **GL1/Z** en utilisant les pompes de chargement. Cependant il n'est pas possible de charger un méthanier avec le **GNL** provenant à la fois de **GL2/Z** et **GL1/Z**.

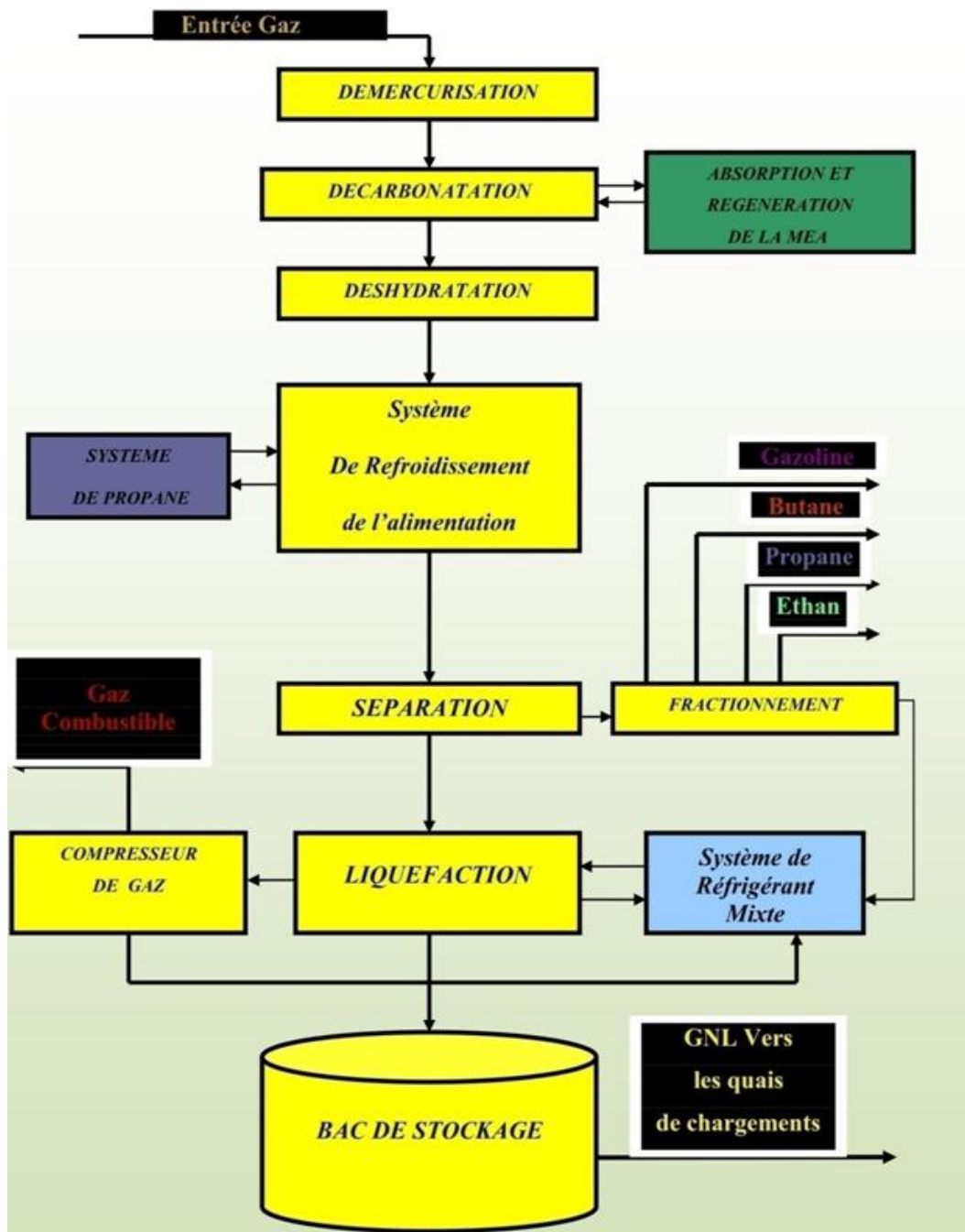


Figure I.9 : Schéma montrant l'acheminement du gaz naturel.

I.5. SCHEMA ORGANISATIONNEL DE GL2/Z

Les différents départements et cellules existants au sein du complexe ainsi que leurs structures hiérarchiques sont représentés par l'organigramme ci-dessous.

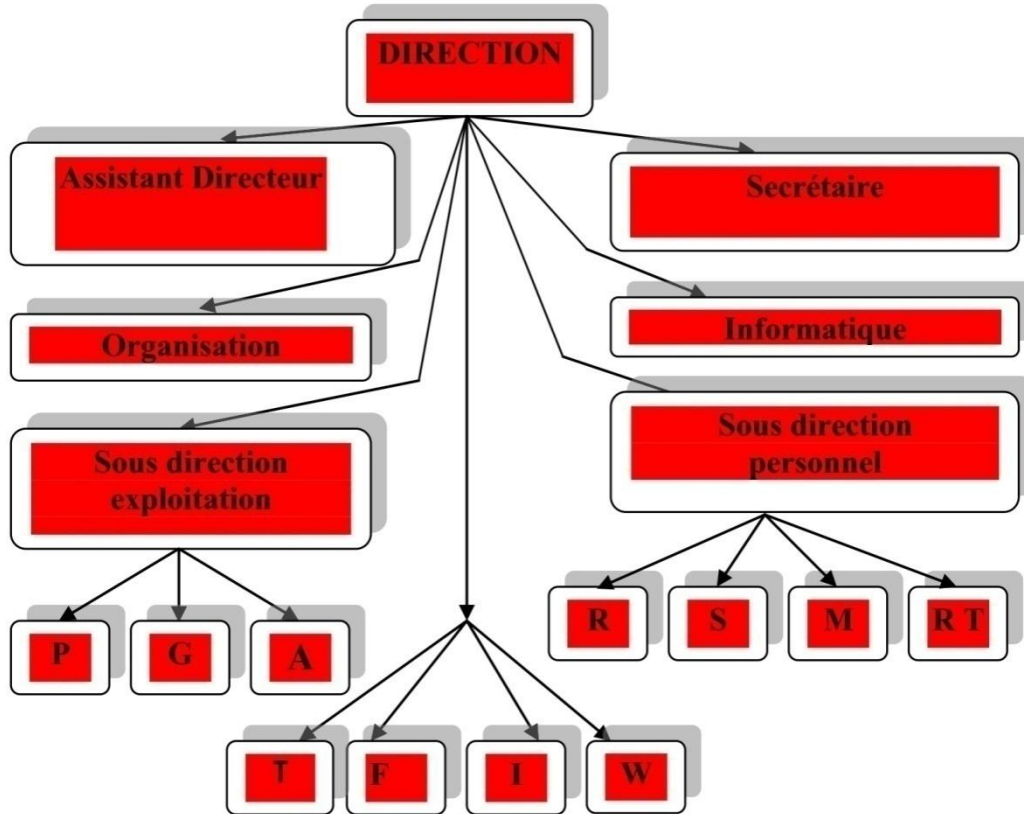


Figure I.10 : Schéma organisationnel.

• **Description des Départements :**

DIRECTION

Code	Désignation
ORG	Organisation
INF	Informatique
T	Département Technique
F	Département Finance
I	Département Sécurité
W	Travaux neufs

- **SOUS DIRECTION EXPLOITATION**

Code	Désignation
R	Ressources Humains
S	Département Administration Social
M	Département Moyens Généraux
R.T	Relations de Travail

- **SOUS DIRECTION PERSONNEL**

Code	Désignation
P	Production
G	Maintenance
A	Approvisionnement

I.5.1. Organisation du complexe

Les activités du complexe sont structurées sur la base d'un organigramme comprenant deux sous directions, plusieurs départements et services permettant de travailler en parfaite synergie, assurant ainsi la réalisation des missions attribuées.

I.5.1.1. Département technique « T »

Il se charge de l'étude de tous les nouveaux projets, du contrôle technique du procédé d'exploitation et de production, ainsi que de la qualité du **GNL**. Il est composé de cinq services :

1. Service étude et développement « TE » ;
2. Service laboratoire « TL » ;
3. Service inspection « TI » ;
4. Service système numérique de contrôle et commande « SNCC » ;
5. Service simulation « SIM ».

I.5.1.2. Présentation du Service Inspection

Le service inspection désigné par les insignes « **TI** » dépend du département technique « **T** ». Il a pour tâches :

- ❖ De réceptionner, d'inspecter et de suivre les installations des équipements en exploitation (machines tournantes, équipements statiques, équipement et installation électriques ainsi que les systèmes de régulation et d'instrumentation) afin de détecter toutes les anomalies et d'évaluer leur performance dans le but de

prévenir les accidents qui peuvent parvenir lors de l'exploitation de ces équipements.

- ❖ D'assurer le suivi des inspections réglementaires des équipements soumis à la réglementation (tels que les équipements sous pression « APG, APV », les machines électriques et le débitmètre légal).

Ce service gère à son tour trois sections :

I.5.1.2.1. Section machine tournante

Cette section assure l'inspection et le contrôle des équipements mécaniques tels que pompes, compresseurs, turbines, etc...

I.5.1.2.2. Section électricité et instrumentation

Elle se charge de tester les différentes installations électriques, ainsi que l'instrumentation, à savoir les appareils de mesure et de contrôle tels que : manomètres, soupapes, système d'alarme etc.

I.5.1.3. Section équipements statiques

La section équipements statiques s'occupe du suivi et contrôle des pipes et tuyauteries de gaz, de vapeur et d'eau, et des équipements soumis à des pressions statiques tels que chaudières, échangeurs, ballons et colonnes. C'est dans ce service, et plus précisément dans cette dernière section que s'est déroulé le stage pratique faisant objet du présent rapport.

I.5.2. Tâches de l'inspecteur des équipements statiques

L'ingénieur inspecteur des équipements statiques doit remplir un certain nombre de conditions pour accomplir au mieux sa fonction. On peut citer :

- ❖ La connaissance du site et de ses installations ;
- ❖ La maîtrise de la documentation et plans relatifs aux installations ;
- ❖ L'interprétation des codes et normes de construction, d'inspection et de réception (ASME, API, ASTM...);
- ❖ La perception des défauts, de leurs causes et l'apport de solutions ;
- ❖ La maîtrise de la réglementation en vigueur des équipements soumis.
- ❖ La maîtrise des différents outils d'inspection et de contrôle (**Ressuage, prise d'épaisseur par ultrasons...**).

I.6. Conclusion

Le commerce international de gaz naturel est sous développement plein. Ces derniers années l'Algérie joue le rôle actif comme son économie est basé à l'origine sur l'exploitation des hydrocarbures de quel le GNL présent la plus grande partie.

En effet, l'Algérie a eu des réserves importantes de 3000 milliard mètre cubiques (4ème place mondiale après l'ex l'URSS, IRAN, USA) et développée pour quinze années un programme important afin d'exporter 60 milliard de mètres cubiques de gaz par année Dans les années quatre-vingt-dix. La réserve du gaz de la zone de Hassi R'mel est considérable. Une partie de ce gaz qui est extrait c.-à-d. 70%est transporté à la région industrielle d'Arzew, a localisé à l'ouverture de la cote méditerranéenne.

Deux complexes **GL1 /Z** et **GL2/Z** forment la plus grande totalité de liquéfaction ; connu sur la cote méditerranéenne .L'usine a conçue pour autoriser à assurer le transport dans la forme liquide de gaz naturel.

Chapitre II

*Etat descriptif
du procédé de fractionnement*

II.1. Introduction

Afin de diminuer la température au sommet et créer un flux, ascendant de vapeur et descendant de liquide, chaque colonne est équipée d'un condenseur au sommet et d'un rebouilleur à la base. Le rôle stratégique de ce chapitre est relatif à la séparation en deux couples « C1, C2 » et « C3, C4, C5+ » de la charge venant du fond de la tour de lavage. La séparation du C2 pur s'effectue par condensation partielle dans le condenseur de tête [8].

Les produits légers seront soutirés en deux circuits principaux :

a) Produits de tête

L'excès de reflux sera renvoyé en réinjection dans le **GNL** et servira aussi de fluide frigorigène pour le propane commercial (la phase gazeuse sera envoyée vers le fuel-gaz).

b) Soutirage latéral

Il constitue la sortie la plus importante du **DC2**. Il est pris dans la phase vapeur du dixième plateau où on l'utilise (réinjection **GNL** - Appoint **MCR** – Fuel-gaz). Ce soutirage permet de soulager le travail du condenseur de tête et d'obtenir une meilleure pureté du C2.

II.2. Description / Caractéristiques techniques

II.2.1. Ballon tampon X51F

Le produit de fond de la tour de lavage **X01E** étant sujet à des variations de débit, de composition, de température et de pression dues à des variations de débit et de composition de la charge de **GN** à l'entrée des trains de liquéfaction.

Le ballon tampon évite que ces variations ne se répercutent de façon brusque sur le dé-ethaniseur (ce qui serait préjudiciable à la stabilisation des 3 colonnes du fractionnement). Il constitue également une réserve de liquide d'alimentation aux trois colonnes, d'une capacité utile de liquide d'environ 44 m³. Cette réserve correspond à une autonomie de fonctionnement de 40 minutes.

En amont du **X51F**, la détente du liquide à travers la **LV534** de 38bars à environ 31 bars, provoque la vaporisation partielle du liquide ainsi qu'une baisse de température. Le taux de vaporisation molaire voisin de 10% varie en fonction de la composition du mélange d'alimentation.

Le **151F** alimente le **DC2** au niveau du plateau n°19, sous contrôle du **FIC 403**. Les vapeurs du ballon peuvent être également dirigées vers le plateau n° 19 du **DC2** par **PV 401A**. Elles peuvent être acheminées vers **T.F** par **PV 401B** ou **HV 423**. Le choix entre la **PV 401A** ou **B** se fait à l'aide de l'interrupteur manuel en salle **DCS (HS 415)**.

II.2.2. Dé-ethaniseur X51E

Il est constitué d'un ensemble de 48 plateaux (plateaux perforés à déversoir latéral du n° 1 au n°18 et à déversoir central intercalé avec déversoir latéral (du n° 19 au n° 48), avec une pression (31 bars) et une température propre (l'échelle de température allant de - 6°C en tête à 112°C en fond de colonne) [1].

C'est une colonne de 3,2 m de hauteur, Les vapeurs de tête sont dirigées vers le condenseur de tête **151C** pour y être condensées partiellement, Une conduite sur la ligne des vapeurs de tête permet d'évacuer, en cas de nécessité, une partie des vapeurs vers **TF** par **HIC 410**.

La colonne est divisée en trois zones :

- ❖ Zone d'expansion ou zone de flash : l'arrivée de la charge se fait dans cette zone où s'effectue la séparation des phases liquides et vapeurs du mélange initial.
- ❖ Zone d'épuisement: située au dessous de la zone d'expansion et dont le rôle consiste à récupérer le liquide épuisé en éléments très volatils.
- ❖ Zone de rectification: située au dessus de la zone d'expansion. Son but est de concentrer les vapeurs.

Les produits de fond du **151 E** sont dirigés vers le **152E** par la **FV413** sous contrôle du niveau .Un soutirage de vapeur se fait au niveau du plateau n°10 par **FIC 444**, Les vapeurs à +7°C sont dirigées vers le sous refroidisseur de butane **160C** pour être refroidi à -29°C puis vers le **117C** pour être réinjecter dans le **GNL**. Une autre partie de ce soutirage peut être utilisée comme appoint dans le **MCR** par le **HIC 417**. Tout excédent de vapeur est dirigé vers le fuel gaz par le **HIC 401**.

II.2.3. Condenseur de tête X51C :

Il s'agit d'un condenseur à plaques à deux étages de réfrigération au propane. Le 1^{er} étage est en mesure de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de - 16°C, tandis que le second jusqu'à - 33°C (qui est la température de sortie minimale).

Les vapeurs de tête étant constituées généralement d'un mélange de C1 et C2 avec une proportion non négligeable de C1 (entre 20 et 30%), la condensation à 31 bars ne peut être que partielle. Le condenseur **X51C** opère à surface d'échange constante, le niveau de liquide étant contrôlé dans le ballon de reflux par action sur le flux calorifique d'échange afin de s'adapter au débit de reflux demandé. Les condensât sortant du **151C** s'accumulent dans le ballon de reflux **152F**.

Côté propane, la cession de frigories se fait par chaleur latente de vaporisation (le C3 est quasiment pur). Le propane arrive à l'équilibre liquide / vapeur après détente à travers les **FV410** et **FV411**. Cette détente donnera en effet peu de vapeur et beaucoup de liquide. A la sortie du condenseur, on aura toujours l'équilibre liquide / vapeur, aux mêmes conditions, de pression et de température, donne beaucoup de vapeur et peu de liquide (la perte de charge se traduit par une légère baisse de température).

II.2.4. Ballon de reflux X52F

Il fonctionne en condensation partielle. Une ligne sur la tête du ballon permet à l'aide du **PIC 403** d'évacuer les incondensables vers le collecteur fuel gaz et de contrôler la pression du **DC2** à 31,4bars. Le ballon **X52F** dispose d'une capacité utile de liquide d'environ 4 m³, ce qui correspond à une autonomie de 2 minutes pour un reflux à pleine charge d'alimentation.

II.2.5. Rebouilleur X52C

Il s'agit d'un rebouilleur à vapeur de 4,5 bars, côté calandre vapeur (pression d'épreuve 10,5bars) et côté tubes hydrocarbures (pression d'épreuve 45 bars). La circulation du produit de fond se fait du bas vers le haut du rebouilleur par effet thermosiphon.

La surface d'échange est constante, le niveau de condensât étant assuré dans un pot de condensât lié au rebouilleur et au collecteur de condensât du train. Il est alimenté par le fond du **151^E** où se trouve la plaque séparatrice. L'action sur la vanne de condensât **LV404** permet de jouer sur le débit de vapeur à condenser, donc sur la chaleur échangée et sur la quantité vaporisée, réinjectée en fond de colonne.

II.2.6. Pompes de reflux 151 J/JA

La composition du liquide à l'aspiration des pompes est $C1 = 20\%$, $C2 = 80\%$. Le tableau II.1 donne les caractéristiques de fonctionnement de la pompe.

Tableau II.1 : Caractéristique de fonctionnement de la pompe.

Pression refoulement	33.8bars
Pression aspiration	29 bars
débit maximum	50 m ³ /h
débit normal	45.4 m ³ /h
débit minimum	21.3 m ³ /h

La garniture mécanique est à double étanchéité (bagues en carbone refroidis et lubrifiés par du méthanol). Le refoulement des **151 J/JA** se divise en trois parties :

- ❖ Reflux vers le plateau n°1 du **DC2 (FIC 404)** ;
- ❖ vers le sous refroidisseur de propane **159C** pour refroidir davantage le C3 commercial jusqu'à -42°C , le C2 est récupéré puis dirigé vers le **FG** ;
- ❖ réinjection dans le **GNL** par **HIC 421** vers **117C**.

II.2.6.1. Refroidissement des garnitures

Le méthanol (CH_3OH) est utilisé pour refroidir la deuxième étanchéité et collecter les fuites éventuelles de la première. Ce liquide est choisi pour son faible point de congélation et sa faible tension de vapeur. La circulation du méthanol se fait par thermosiphon. Le circuit de méthanol est fermé et devrait être maintenu sous pression de gaz neutre. Une fuite de la première étanchéité est détectée par **PSH** dans le ballon de méthanol. Une fuite de la seconde étanchéité est détectée par le niveau visuel du ballon de méthanol (baisse de niveau).

II.2.6.2. Procédure mise en froid 151 J/JA

1. Vérification visuelle du circuit pompe et de la **RV**.
2. Remplissage méthanol et vérification fuites externes.
3. Vérification niveau d'huile.
4. Test de rotation manuelle du rotor.

5. Pressurisation par évent.
6. Mise en froid (évent vers **CLD** du fond de pompe + **CLD** du **RO**).
7. Fermer vanne vers **CLD** du **RO** + **CLD** corps de pompe une fois que la pompe sera givrée et ouvrir la vanne de refoulement.
8. Dès la fin de remplissage, vérifier par la purge du haut de la pompe, **RV** ou **CLD** tête.
9. Ouvrir la vanne d'aspiration.

La figure II.1 montre le schéma de mise en froid. Le rôle du **RO** by-pass clapet est d'assurer un retour minimum (un faible débit) du refoulement vers l'aspiration pour le maintien en froid de la pompe.

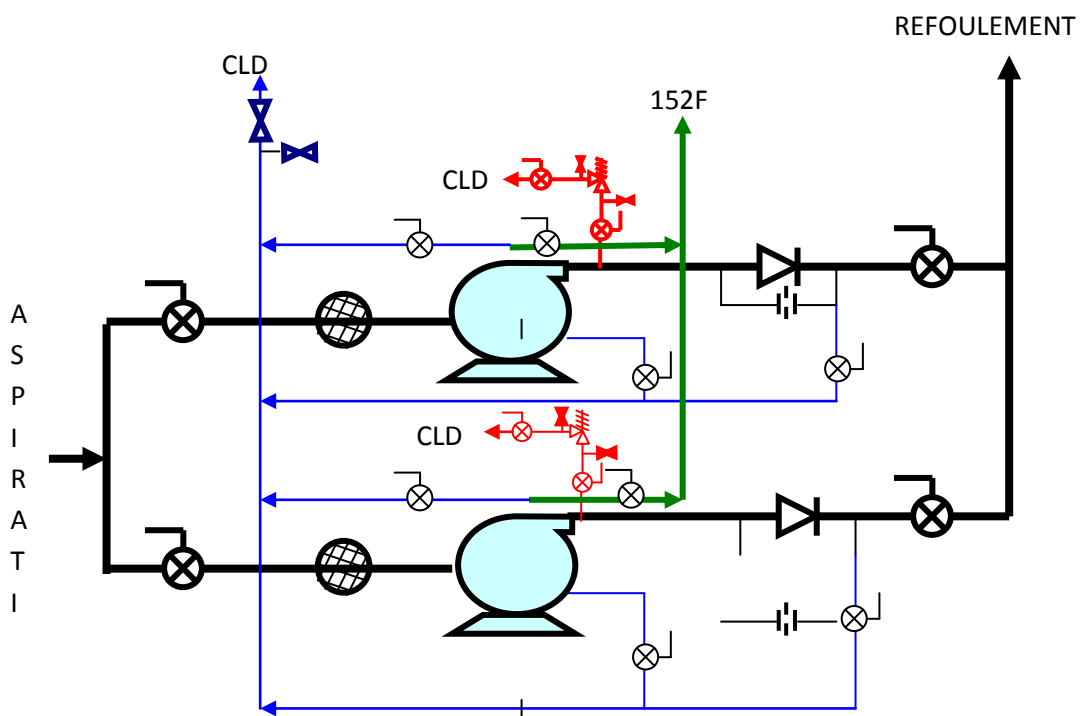


Figure II.1 : Procédure de mise en froid 151 J/JA.

II.2.7. Sous refroidisseur de butane 160C

Echangeur à plaques à trois niveaux de propane (6°C , -19°C , -33°C). Il travaille en chaleur latente de vaporisation du propane et conduit les produits de réinjection à une température de -29°C .

II.2.8. Sous refroidisseur de propane 159C

Echangeur à plaques travaillant avec du C2 comme liquide réfrigérant. C'est l'excès de reflux, qui par détente (-51°C , 13.4bars) conduit le C3 commercial à sa température de stockage (-42°C). Le C2 réfrigérant sera récupérer par le **FG**.

II.2.9. Caractéristiques de la vapeur 4.5bars des rebouilleurs

Les rebouilleurs du fractionnement fonctionnent en chaleur latente de condensation. Le niveau de condensât dans le rebouilleur est réglé à 50% (vapeur saturée), C'est la phase de transfert de calories la plus intéressante (pour une masse de 1 kg d'eau, la chaleur latente de condensation fournie est de 540 kcal alors que la chaleur sensible cédée par le refroidissement de la vapeur ne fournit que quelques kcal).

Dans ce cas, il ne sera pas nécessaire d'admettre la vapeur 4.5 bars à sa température de service (230°C). On désurchauffe la vapeur jusqu'à 165°C.

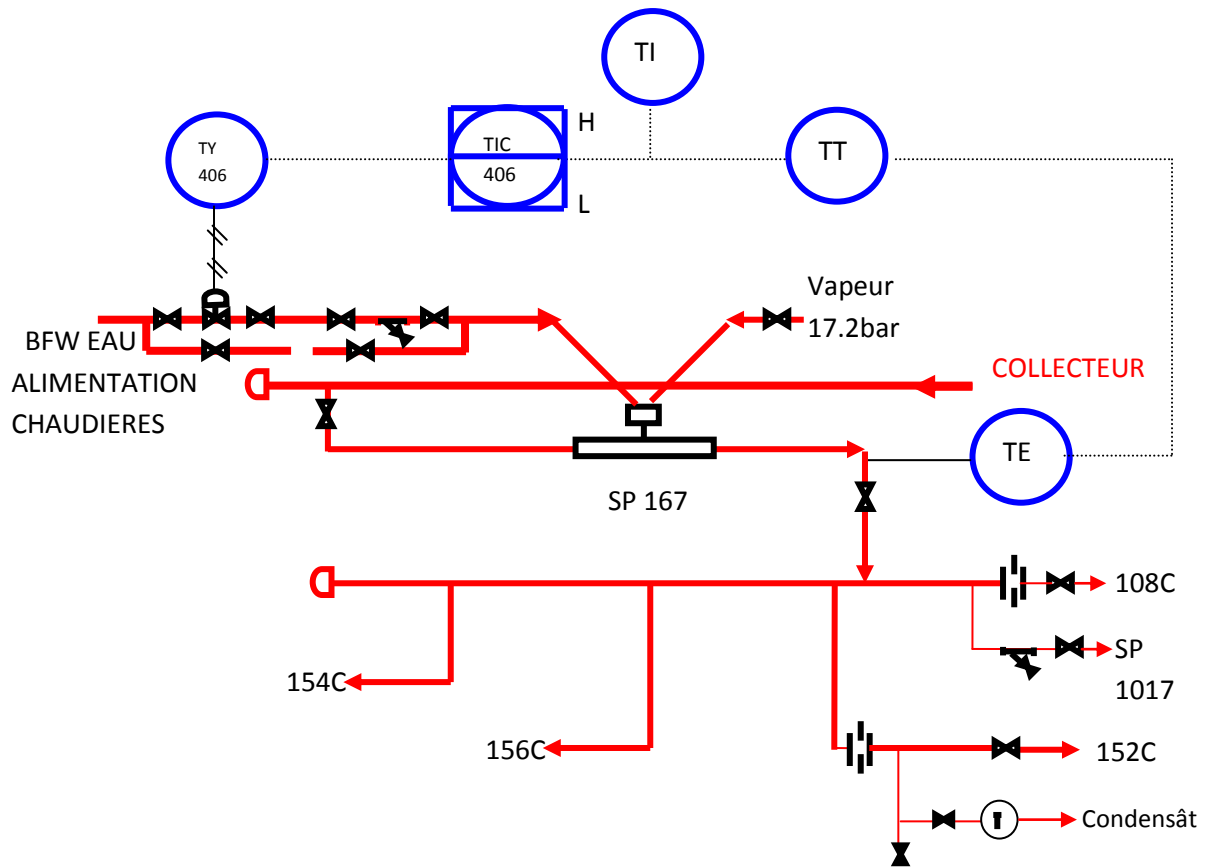


Figure II.2 : Désurchauffe TV 406.

II.2.10. PARAMETRES DE MARCHE NORMALE

- Paramètres principaux

Débit charge maximum	: 52 m ³ /h
Débit charge minimum	: 30 m ³ /h
Débit normal	: 38.6 m ³ /h (FIC 403)
Débit vapeur de rebouillage	: 6.5 t/h

Débit reflux	: 35.6 m ³ /h
Pression 151F	: 32.7 bars
Pression 151E	: 31.4 bars
Pression 152F	: 30.3 bars
Température sortie 151F	: 24°C
Température fond 151E	: 112°C
Température tête 151E	: -6.7°C
Température reflux	: -31°C
Température plateau sensible	: 62°C
Température soutirage 10 ^{ème} plateau	: 7°C
Pression C2 159C	: 13.4 bars
Débit FIC 444	: 2400 Nm ³ /h
Débit C2 réinjection	: 9 m ³ /h

Le mélange d'hydrocarbure pris en compte est montré dans le tableau II.2 ci- dessous.

Tableau II.2 : Mélange hydrocarbures.

	Débit molaire (%)	Débit massique (%)
C2	0.05	0.03
C3	60.27	51.56
i-C4	12.85	14.49
n-C4	16.79	18.93
i-C5	3.10	4.34
n-C5	3.50	4.9
n-C6	3.44	5.75
Total	100	100

II.2.11. REGULATION

II.2.11.1. Philosophie de réglage

Le rôle du **DC2** est la récupération maximale de C2 en tête. La pureté du sommet n'est pas le problème le plus important car le maximum de C2 sera réinjecté dans le **GNL**. Seul l'appoint **MCR** demande un minimum de pureté. Il sera pris du soutirage latéral (en

tête la pureté est de environ 90% et au soutirage latéral 92%). La pureté de fond où une présence de C2 (léger) est gênante pour deux raisons :

- Le Mauvais rendement de la colonne car perte de C2.
- Le Déréglage probable du **DC3** dont le condenseur **EDM** ne peut condenser qu'une petite partie de C2.

La marche sans extraction se fait sans stockage du C3 commercial, dans ce cas. La priorité sera donnée au soutirage latéral, en laissant le minimum de sortie de tête pour la régulation de pression. En cas de léger excès reflux, la **HV 421** permet de maintenir le niveau du **152F** sans perturber le reflux.

La marche avec extraction nécessite un débit d'excès de reflux suffisant pour le fonctionnement du **159C**. Il faut donc équilibrer la sortie **FV444** et la sortie **FV405**.

II.2.11.2. Régulation de pression du 151 F

Les vapeurs du ballon sont dirigées vers le plateau n° 19 du **DC2** par **PV 401A**. Elles peuvent être acheminées vers **T.F.** par **PV 401B**.

Le choix entre la **PV 401A** ou **B** se fait à l'aide de l'interrupteur manuel en salle DCS (**HS 415**) sous contrôle du **PIC 401** qui régule la pression du **151 F**.

II.2.11.3. Régulation de pression du DC2

La régulation de pression se fait par **PIC 403** qui régule la pression dans le ballon de reflux **152 F** en même temps que celle de la colonne **151 E**, La régulation de pression se fait par évacuation de la phase vapeur non condensée dans le **152 F**. La **PV 403** doit opérer sur une plage limitée (25 à 75 %) pour éviter les accoups qui se traduisent par des variations de pression sur le **DC2** induisant une perturbation du reste du fractionnement.

II.2.11.4. Régulation de niveau du 152 F

Elle est réalisée par le **LIC 403** (maître) en cascade avec le **FIC 411**(esclave) voir (annexe 1).

II.2.11.5. Régulation de température du DC2

Elle se fait à partir du 20^{ème} plateau appelée plateau sensible. Cette régulation s'effectue par une cascade **TIC 401** (maître) avec **LIC 404** (esclave), Un signal provenant

du **FIC 403** agit sur le régulateur **TIC 401** afin de compenser les variations dans les conditions de l'alimentation. Un signal prioritaire fermera la **LV 404** en cas de niveau bas pour maintenir à tout moment une capacité minimale dans le pot de condensât (**LI 404 A** inférieur ou égale à 50 %), évitant ainsi le passage de la vapeur.

II.2.12. Système de décompression

En cas de dérèglement important de la tour de lavage (présence importante de C1), on peut soulager le **DC2** de deux façons :

- ❖ Par le **HS 415**, on envoie le signal du **PIC 401**(output) vers la **PV 401B** qui réglera la pression du **151F** en envoyant les vapeurs vers la torche froide.
- ❖ En cas de décompression d'urgence, on utilise la **HV 423** par **HIC 423** pour le **151F** et la **HV 410** par **HIC 410** pour le **151^E**.

NB : Le **HS 423** et le **HS 410** dirigent l'air bouteille sur la **HV 423** et la **HV 410** qui provoque leur ouverture totale vers la torche froide. Ce système est surtout prévu pour le cas d'une panne d'air instrument, les bouteilles constituant une réserve.

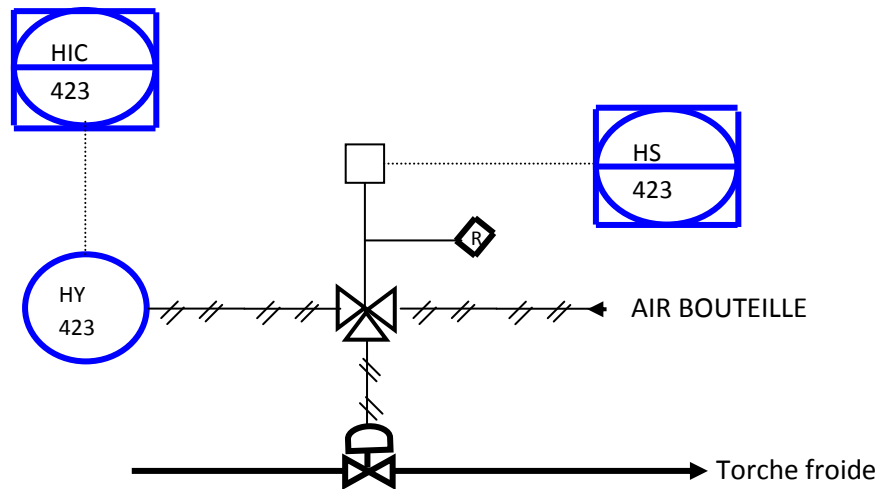


Figure II.3 : Système de décompression.

Les figures II. 3 et II.4 montrent le système de décompression et de fractionnement (dé-éthaniseur).

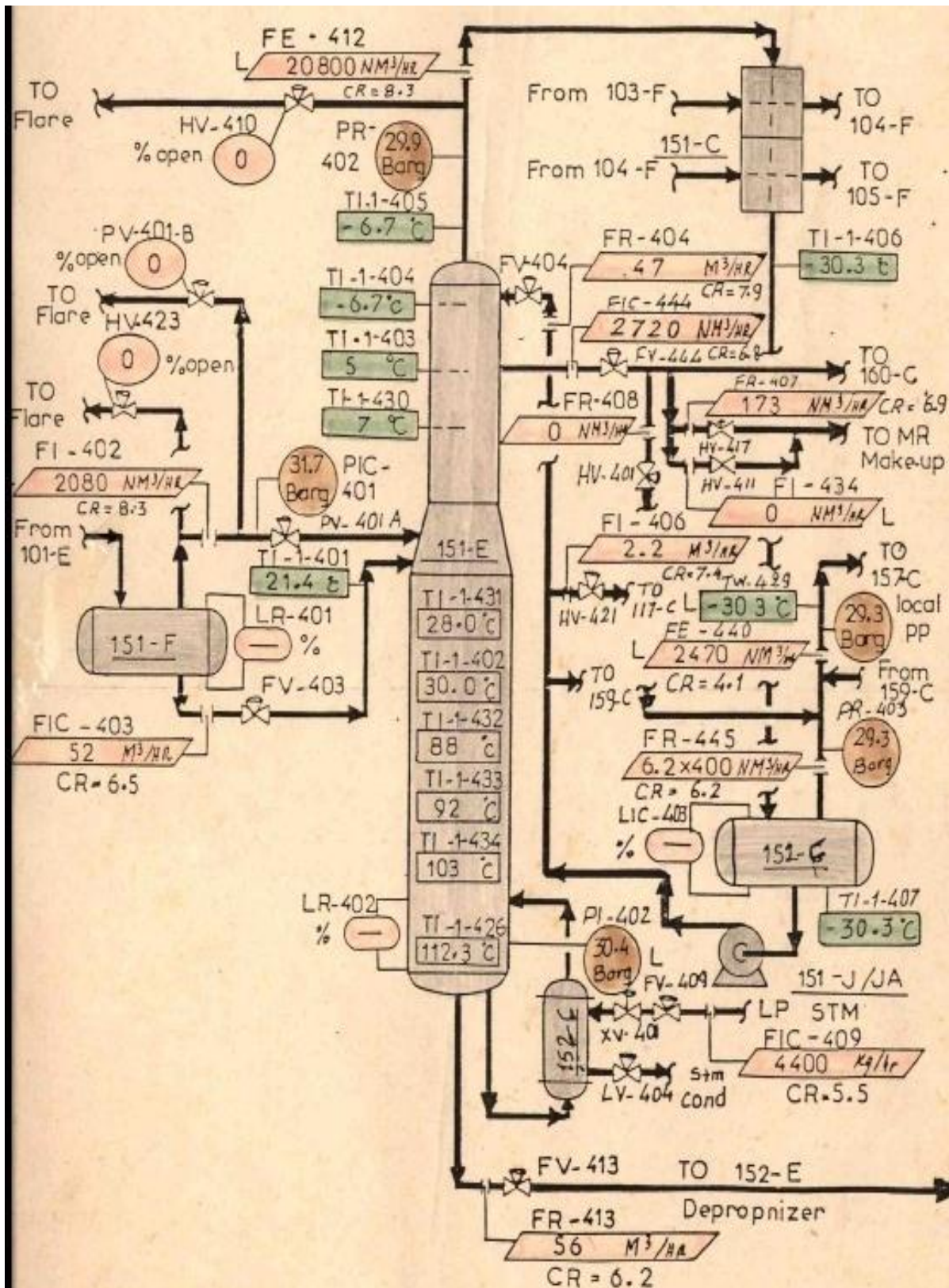


Figure II.4 : Système de fractionnement (dé-éthaniseur).

II.3. Conclusion

L'exploitation du gaz naturel commence généralement par une extraction en phase liquide du butane, du propane et des essences naturelles. Le gaz résiduel, appelé gaz sec, est constitué principalement de méthane (70% à 95% en volume) et d'éthane. Et pour la séparation de ces dernier, la section de fractionnement joue un rôle très important dans le procéder de liquéfaction du gaz naturelle au sein du complexe **GL2/Z**.

Chapitre III

Technologie

Des échangeurs de chaleur

III.1. Introduction

L'échangeur de chaleur est un appareil thermique de grande importance dans les installations thermiques et énergétiques, car généralement on rencontre au moins un échangeur de chaleur dans une installation thermique.

Le rôle d'un échangeur de chaleur consiste essentiellement à transmettre la chaleur d'une source chaude à une autre source de plus faible température. Il est caractérisé par une grande diversité géométrique. La transmission de chaleur dans ces appareils est réalisée par l'échange de chaleur entre le fluide primaire (le plus chaud) et la paroi séparatrice est de type convectif. L'échange de chaleur par conduction thermique dans la paroi et l'échange de chaleur entre la paroi séparatrice et le fluide secondaire par convection de chaleur. A la différence des autres appareils thermiques, l'échangeur de chaleur ne contient aucune pièce mécanique mobile, et dans certains équipements, le transfert thermique se fait par contact direct entre les fluides.

Dans un échangeur, la chaleur est transmise d'un fluide à un autre, Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases, liquide et vapeur (cas des condenseurs et des évaporateurs).

Les processus de transfert présentent une réciprocity : convection (1), conduction (paroi), convection (2). Le flux de chaleur échangé s'exprime par le produit d'une conductance globale constante ou non le long de l'échangeur et de la différence entre les températures moyennes T_1 et T_2 des fluides.

L'étude de ce dispositif est complexe où on doit connaître exactement, sa géométrie (surface d'échange et section de passage des fluides), ses caractéristiques thermo physiques, les vitesses d'écoulement des fluides, les températures d'entrées des fluides, etc...

Le domaine des échangeurs de chaleurs peut être considéré comme une synthèse des domaines suivants: transferts thermiques, mécanique des fluides, corrosion, etc...

III.2. Fonction des échangeurs de chaleur

En général, il y a trois fonctions industrielles des changeurs de chaleur :

- ❖ Chauffage ou refroidissement d'un fluide.
- ❖ Récupération de la chaleur.
- ❖ Evacuation de la chaleur.

III.3. Choix d'un échangeur

L'échangeur thermique se définit en fonction du rôle joué (réchauffement, refroidissement, condensation, ébullition), de la nature des fluides en présence (vapeur ou liquide, risques de corrosion) et des débits nécessaires.

Dans l'étude des échangeurs de chaleur, on cherche souvent à optimiser les frais d'investissement et de fonctionnement. Souvent, on est amené à étudier conjointement les aspects thermiques (coefficients de transfert, surface d'échange) et les aspects liés à la mécanique des fluides. En effet, les résistances thermiques sont d'autant plus faibles que les vitesses d'écoulement sont élevées. Ainsi, si les fluides ont des débits élevés, il est possible de se satisfaire d'une surface d'échange plus faible ce qui diminue l'investissement. Par contre les pertes de charge seront plus élevées ce qui nécessitera des pompes plus puissantes (augmentation du coût d'investissement) et une dépense énergétique plus élevée (augmentation du coût de fonctionnement). L'étude d'optimisation au cas par cas fournira la réponse pour déterminer le choix le plus économique [9].

Le choix d'un échangeur dépend de trois (3) facteurs qui sont :

- ❖ L'écart de température entre deux fluides, donneur et récepteur, de chaleur.
- ❖ Le coefficient d'échangeur thermique.
- ❖ L'aire de la surface d'échange qui est liée à la taille de l'échangeur.

III.4. Classification des échangeurs de chaleur

La classification des échangeurs obéit au processus de transfert, à l'écoulement des fluides, au degré de compacité, mais surtout au type de conception technologique.

III.4.1. Procédé de transfert

Généralement pour les tours de refroidissement et les refroidisseurs de vapeur, les fluides sont en contact directe et l'échangeur est dit à contact direct. En revanche, si les fluides sont séparés par une paroi, l'échangeur sera dit à contact indirect.

III.4.2. Degré de compacité

Les échangeurs compacts sont construits pour présenter une grande surface d'échange dans un volume réduit généralement supérieur à 700m^2 par m^3 .

III.4.3. Ecoulements de fluides

Ce classement est réalisé à partir de la géométrie de l'échangeur et du sens relatif de l'écoulement des deux fluides. Dans ce qui suit, on représente uniquement les circulations de fluides les plus souvent rencontrées. Dans les échangeurs à fluides séparés, les modes de circulation des fluides peuvent se ranger en deux catégories :

Ou bien les vecteurs vitesses d'écoulements sont approximativement parallèles :

S'ils sont de même sens les écoulements sont dits à « *co-courants* ».

S'ils sont de sens contraire, les écoulements sont dits « à *contre-courant* ».

Ou bien les vecteurs vitesses sont en moyenne perpendiculaire l'un à l'autre. Il s'agit cette fois-ci de « *courants croisés* ». Si les deux fluides traversent l'échangeur une seule fois, le système est dit à une seule passe, si un fluide fait plusieurs passages, la configuration à courants croisés peut être « globalement à co-courant ou courants parallèles » (figure III.1).

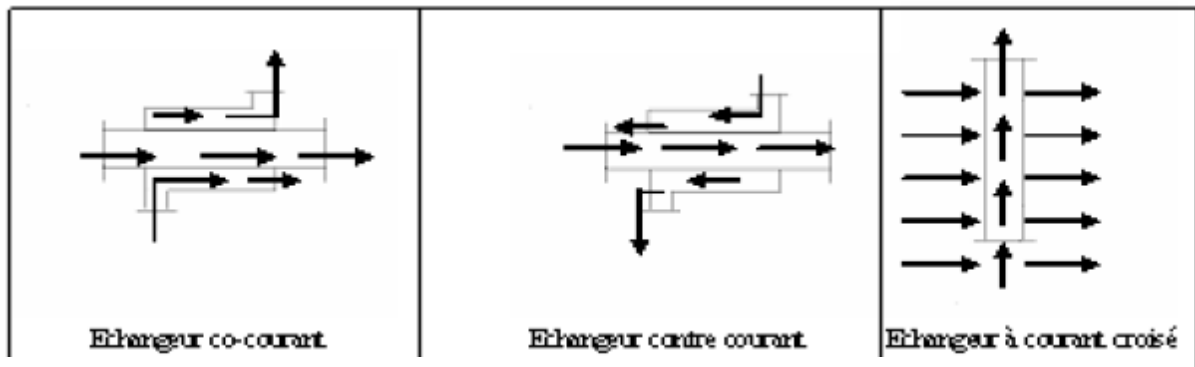


Figure III.1 : Ecoulement de fluides dans les échangeurs.

III.4.4. Distributions de températures

Les températures des fluides pendant leur traversée longitudinale de l'échangeur, à moins que l'un des fluides ne subisse un changement de phase, auquel cas sa température reste constante. Les figures donnent l'allure de quelques distributions de températures des échangeurs très simple. On a porté en abscisses l'aire de la surface d'échange, variant depuis zéro, à l'entrée de l'appareil (extrémité où rentre le fluide chaud), jusqu'à sa valeur totale, S , à la sortie du fluide chaud. Les températures sont repérées à l'aide d'indices, e , signifiant entrée et, s , sortie, c , désigne le fluide chaud et, f , le fluide froid [10] (Figure II.2).

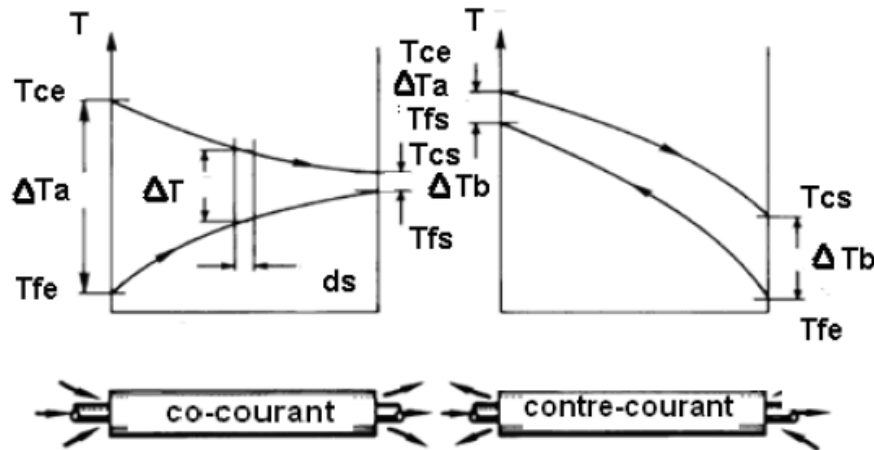


Figure III.2 : Distributions de températures dans des échangeurs à un seul passage.

III.4.5. Différents types d'échange

Les échangeurs de chaleur sont **diphasiques** ou **monophasiques**.

III.4.5.1. Echanges sans changement de phase

Les échangeurs de chaleur sans changement de phase correspondent aux échangeurs dans lesquels l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide sans qu'il y ait changement de phase. Les températures des fluides sont donc variables, tout le long de l'échangeur. Parmi ces échangeurs on cite les échangeurs : liquide - liquide, gaz - liquide et gaz - gaz.

III.4.5.2. Echanges avec changement de phase

Les échanges avec changement de phase sont caractérisés par trois cas différents:

- l'un des fluides se condense alors que l'autre se vaporise. Ces échangeurs sont rencontrés dans les machines frigorifiques installées en cascade. Ces sont **les évaporateurs - condenseurs**.
- le fluide secondaire se vaporise en recevant de la chaleur du fluide primaire, lequel ne subit pas de changement d'état. Ils sont appelés **évaporateurs**.
- le fluide primaire se condense en cédant sa chaleur latente au fluide secondaire plus froid, lequel ne subit pas de transformation d'état. A titre d'exemple, ce cas est rencontré dans **les condenseurs** des machines frigorifiques [11].

III.4.6. Matériaux applicables aux échangeurs de chaleur

On fabrique les échangeurs de chaleur en matière extrêmement nombreuse. Le choix de matériaux pour les différentes pièces de l'échangeur dépend surtout des conditions de service (**température, pression, degré de corrosivité du milieu**). La température de service des échangeurs de chaleur se trouve couramment dans les limites d'utilisation des **aciers au carbone (de -30° à 475°C)** [12].

Les matériaux employés pour la réalisation des tubes sont le plus souvent métalliques (acier, laiton). Les céramiques se développent dans les échangeurs où transitent des fluides à haute température. Les tubes en plastique (généralement de très petit diamètre) sont également utilisés, soit qu'ils sont en faisceaux, soit intégrés dans des plaques minces qui leur servent de raidisseurs [12].

III.4.7. Aspects structurels dans la conception des échangeurs :

Sans entrer dans des considérations technologiques, on doit néanmoins citer les deux structures essentielles qui sont à la base de la conception des échangeurs : Structure « à modules » et Structure « à passe ».

- **Echangeurs à modules** : Un échangeur à modules est constitué de plusieurs cellules élémentaires identiques. Il se caractérise par une périodicité géométrique. On peut alors se limiter à l'étude d'une seule cellule, l'assemblage de plusieurs modules permettant de reconstituer tout l'appareil. Parmi les principaux modèles d'échangeurs modulaires, citons les appareils à méandres, les appareils à faisceau de tubes et chicanes, les appareils à spirales et échangeurs à plaques.
- **Echangeurs à passes** : On désigne par « passe » une traversée de l'échangeur par l'un des fluides. Parmi les échangeurs à passe, la famille la plus représentative regroupe les modèles de type P-N. Ce sont en général des appareils à faisceau de tubes et calendrier, dans lesquels chacun des deux fluides traverse une ou plusieurs fois le volume d'échange. Le fluide qui circule dans le calendrier (donc à l'intérieur des tubes) passe P fois dans le volume d'échange, et le fluide contenu dans les tubes traverse N fois (c'est-à-dire qu'il effectue N/2 allers-retours). On dit que l'échangeur est à P passes coté calendrier et à N passes coté tubes.

Dans le modèle P-N le plus courant est l'échangeur 1-N : le fluide situé coté calandre ne traverse celle-ci qu'une fois, tandis que le fluide qui circule dans les tubes la traverse N fois.

La notion de passe s'applique également à d'autres modèles. En particulier aux échangeurs à plaques dans lesquels on rencontre des configurations mono passes (avec distribution en U ou en Z, ou multi passes). du point de vue thermique, on notera que la distribution en U est meilleure que la distribution en Z.

La distribution entre passes et modules est parfois un peu subtile, mais ces deux notions sont cependant bien utiles pour simplifier certains calculs. On peut dire que les échangeurs modulaires et les échangeurs P-N relèvent la priori de conception différente. Un échangeur à modules peut être de type P-N mais cela n'a rien de systématique. Inversement, un échangeur P-N n'est pas forcément constitué de modules identiques, parfois, il peut y avoir recouvrement entre passe et module [14].

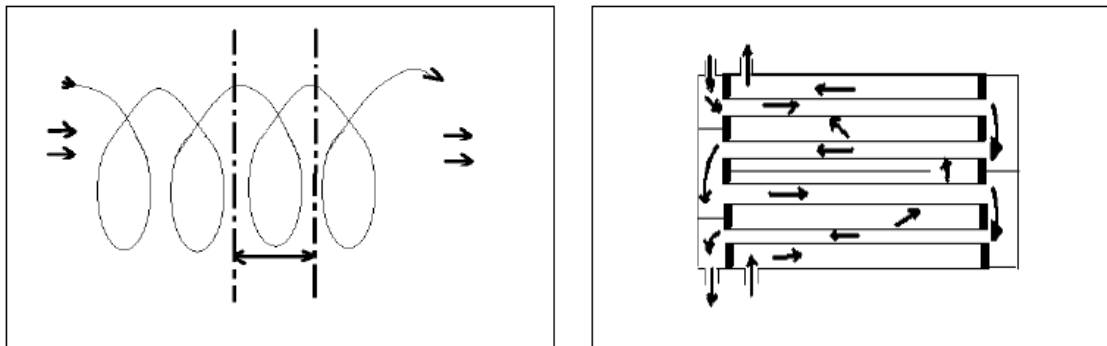


Figure III.3 : Deux exemples simples pour les deux notions. A droite, Echangeur à tube en spirale (m: module). A gauche, Echangeur P-N, P=2 et N=4 [15].

III.5. Types d'échangeurs

Il est indispensable de présenter les principales dispositions géométriques qui sont retenues dans la réalisation des échangeurs, car elles conditionnent évidemment la nature des écoulements et le calcul des transferts thermiques [14].

Dans notre étude on ne considère que les échangeurs à fluides séparés ou le transfert de chaleur s'effectue à travers une paroi matérielle. Ce qui exclut donc les Echangeurs à « contact direct ». Dans ces appareils dominent deux grandes familles : les échangeurs tubulaires et les échangeurs à plaques [14].

III.5.1. Les échangeurs tubulaires

Ils sont constitués de deux parties:

- ❖ un faisceau tubulaire de deux à plusieurs centaines de tubes soudés à leur extrémité sur une plaque.
- ❖ une calandre (tube cylindrique de gros diamètre) dans laquelle est placé le faisceau tubulaire. Aux extrémités sont fixées les calottes qui servent de collecteur pour le fluide circulant dans les tubes.

Il existe plusieurs solutions pour favoriser le transfert thermique:

- chicanage de la calandre: on place des cloisonnements sur le trajet du fluide pour éviter qu'il ne suive un chemin préférentiel. La turbulence créée améliore également le transfert.
- cloisonnement pour la circulation dans les tubes ou dans la calandre: on obtient ainsi des échangeurs multi-passes côté tubes ou côté calandre. On augmente ainsi les longueurs de circulation (donc la surface d'échange) et on peut ainsi réaliser un échangeur avec un "double" contre-courant.

Ces échangeurs ne sont pas très intéressants pour les échanges thermiques entre deux liquides. On a vu que le coefficient de transfert par convection liquide - paroi dépendait du nombre de Reynolds, donc de la vitesse d'écoulement. Il n'est donc pas rentable de vouloir augmenter les vitesses de circulation à l'extérieur des tubes où la vitesse, à débit égal, est beaucoup plus faible qu'à l'intérieur. La vitesse à l'extérieur des tubes limite donc toujours la valeur du coefficient de transfert global.

Par contre ces échangeurs prennent tout leur intérêt pour des échanges vapeur - liquide. Le coefficient de transfert par convection vapeur - paroi lors d'une condensation est plus élevé que dans le cas d'un transfert liquide - paroi où il n'y a pas de changement de phase. Il ne dépend pas directement de la vitesse de la vapeur: on peut donc faire circuler sans inconvénient la vapeur autour des tubes et bénéficier d'une vitesse élevée du liquide à l'intérieur des tubes.

Les échangeurs tubulaires horizontaux sont utilisés comme condenseurs alors que les échangeurs tubulaires verticaux constituent des condenseurs - réfrigérants. Dans les deux cas la vapeur circule à l'extérieur des tubes:

- dans les échangeurs horizontaux (en fait très légèrement inclinés pour faciliter l'écoulement du condensat) le film liquide qui se forme se rassemble en gouttes qui

tombent finalement sur la partie basse de la calandre en présence d'un excès de vapeur. Le liquide sort alors du condenseur sans avoir d'autre contact avec une paroi froide. On obtient donc un condensat non refroidi.

- dans les échangeurs verticaux le film qui s'écoule sur les tubes se rassemble sur la calotte inférieure avant de s'écouler à l'extérieur. Si le débit de vapeur est inférieur à la capacité maximale de condensation de l'échangeur, le liquide se refroidit quand il atteint dans sa descente la zone où toute la vapeur est condensée.

La présence de gaz incondensables dans la vapeur pour ce changement d'état entraîne une diminution du coefficient de convection car ces gaz jouent le rôle d'un isolant en formant une couche limite autour des tubes.

Les échangeurs tubulaires sont construits en acier, en inox, en graphite ... Ils sont les plus répandus. Ils présentent néanmoins quelques restrictions d'utilisation:

- il est préférable de faire circuler un fluide ne risquant pas de provoquer un encrassement à l'intérieur des tubes. En effet après démontage des calottes le nettoyage est beaucoup plus facile.
- les fluides corrosifs doivent passer à l'intérieur des tubes pour éviter le surcoût d'un matériau résistant à la fois pour les tubes et la calandre.

III.5.1.1. Différents types d'échangeurs tubulaires

Les échangeurs tubulaires → Comme leur nom l'indique, sont constitués de tubes dont la paroi forme la surface d'échange. Ils comportent soit un tube unique (serpentin), soit deux tubes coaxiaux (échangeurs bitubes ou concentrique), soit un faisceau de tubes (échangeur multitubulaire) ; ce dernier type existe sous plusieurs formes :

III.5.1.1.1. Echangeur monotube (serpentin)

C'est un échangeur dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et généralement la forme d'un serpentin (**Figure III.4**)



Figure III.4 : Echangeur monotube (serpentin).

III.5.1.1.2. Echangeur Coaxial

C'est un échangeur dans lequel les tubes sont souvent cintrés (**Figure III.5**).

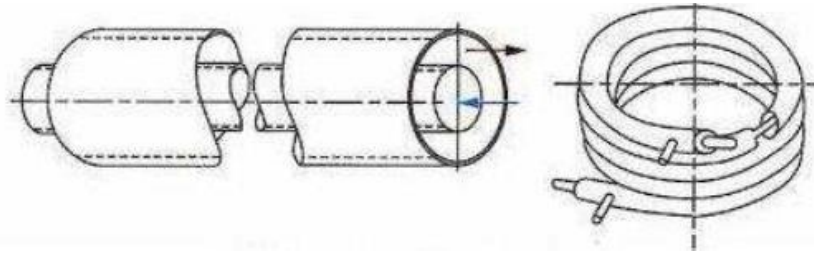


Figure III.5 : Echangeur coaxial.

III.5.1.1.3. Echangeur multitubulaire

Ce type d'échangeur existe sous trois formes.

III.5.1.1.3.1. Echangeur à tubes séparés

A l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant (de l'ordre de **100mm**) se trouvent placés plusieurs tubes de petits diamètres (**8 à 20mm**) maintenus écartés par des entretoises, l'échangeur peut être soit rectiligne, soit enroulé (**Figure III.6**).

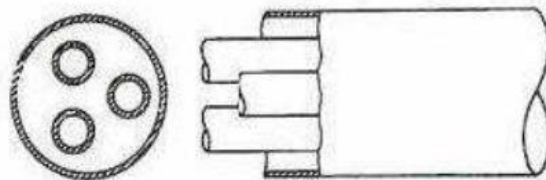


Figure III.6 : Echangeur à tubes séparés.

III.5.1.1.3.2. Echangeur à tube rapproché

Pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'autres eux, les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans (**Figure III.7**).

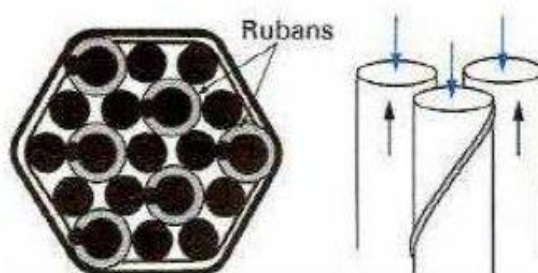


Figure III.7: Echangeurs à tubes rapprochés.

III.5.1.1.3.3. Echangeurs à tubes à ailettes

Généralement se type d'échangeur est utilisé pour améliorer le coefficient d'échange thermique.

III.5.1.1.4. Echangeurs à tubes et calandres

Dans ce types d'échangeurs on distingue trois classes d'appareilles.

III.5.1.1.4.1. Les échangeurs à faisceaux tubulaires

Les plaques tubulaires peuvent être directement soudées sur la calandre. Ces appareils permettent de loger le maximum de tubes à l'intérieur de la calandre. Mais ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation ou la contraction du faisceau soit acceptable. En outre, le nettoyage de l'extérieur des tubes ne peut s'effectuer que par voie chimique, leur emploi industrie reste donc limité (**Figure III.8**).

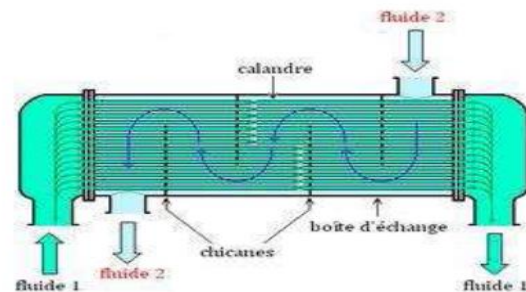


Figure III.8 : Echangeurs à faisceaux tubulaires.

Les tableaux III.1 et II.2 montrent les avantages et les inconvénients des échangeurs de chaleur tubulaires horizontaux et verticaux.

Tableau III.1 : Avantages et inconvénients de l'échangeur tubulaire horizontal.

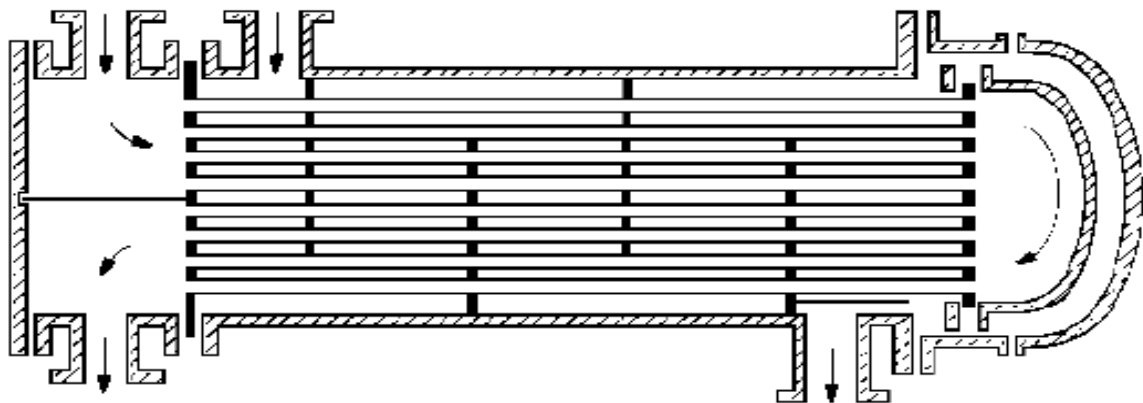
Avantages	Inconvénients	Utilisation
*Résiste aux fortes pressions. *Accepte des grands écarts de température. *Peut être utilisé en condensation partielle.	*Contraintes sur les tubes. *Difficulté du nettoyage multi tubes. *Sensible aux vibrations.	*Eau/eau. *Vapeur/eau. *Huile/eau. *Eau sur chauffe/ eau.

Tableau III.2 : Avantages et inconvénients de l'échangeur tubulaire vertical.

Avantages	Inconvénients	Utilisation
*Faible encombrement au sol. *L'échangeur peut être plein de condensat. *Parfaitement adapté à l'échange vapeur haute pression.	*Formation de poche air. *Si le volume est supérieur à 100 L soumis au control des appareils sous-pression.	*Vapeur HP*eau *Eau sur chauffe/eau. *Fluide thermique/eau. *Fumées/eau procès.

III.5.1.1.4.2. Les échangeurs à tête flottante

L'une des plaques tubulaires de ces échangeurs, est fixe entre les brides de la boîte de distribution, la seconde plaque de diamètre inférieur porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur de capot qui ferme la calandre. Ces appareils permettent l'expansion thermique du faisceau ainsi que sont nettoyage mécanique. Ils constituent la presque totalité des échangeurs utilisés en raffinerie (**Figure III.9**).

**Figure III.9 :** Echangeur à tête flottante.

III.5.1.1.4.3. Les échangeurs à tubes en U

L'utilisation de tubes coudés sous forme d'épingles à cheveux, supprime une plaque tubulaire, tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottante (**Figure III.10**).

Le tableau III.3 montre les avantages et les inconvénients de l'échangeur à tube en U. Dans les échangeurs à tubes et calandre, les fluides peuvent faire un ou plusieurs passages dans l'échangeur, selon le passage on les distingue par le symbole **P : N**.

P : nombre de passage du coté calandre.

N : nombre de passage du coté tubes.

Parfois pour favoriser le transfert on installe des chicanes qui allongent le trajet de l'écoulement et augmentent la turbulence.

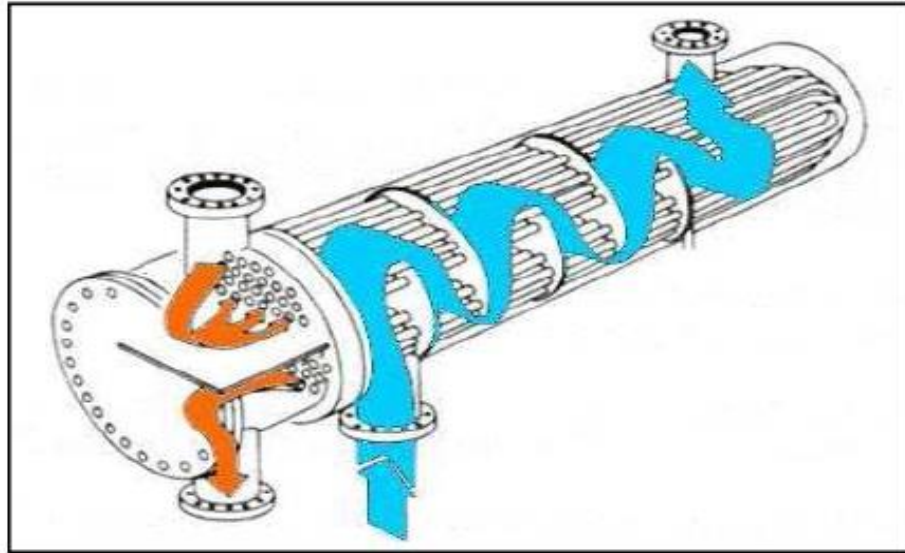


Figure III.10 : Echangeur à tubes en U.

Tableau III.3 : Avantages et inconvénients de l'échangeur à tube en U.

Avantages	Inconvénients	Utilisation
* Résiste à fortes pressions * libre dilatation des tubes et du corps	* Encombrement * prix de revient élevé * Débranchage difficile	* eau/eau * eau surchauffée/eau * huile/eau procès.

III.5.1.1.4.4. Les échangeurs à plaques

Ils Constituent une grande famille des échangeurs, et sont constitués d'un empilement de plaque gar-joints d'étanchéité à leur périphérie, puis serrées entre elles. Les deux fluides circulent en alternance latéralement ou diagonalement entre les plaques. La circulation se fait soit en **Z** ou en **U** ou soit un schéma multi-passes. Ils sont surtout recommandés lorsqu'il s'agit de transférer de la chaleur entre deux liquides, d'une part parce que la surface de transfert thermique est très importante par rapport au volume de l'appareil et d'autre part parce que les fluides se turbulence au cours de la traversée de l'appareil. (Figure III.11). Le tableau II.4 donne les avantages et les inconvénients des échangeurs de chaleur à plaques.

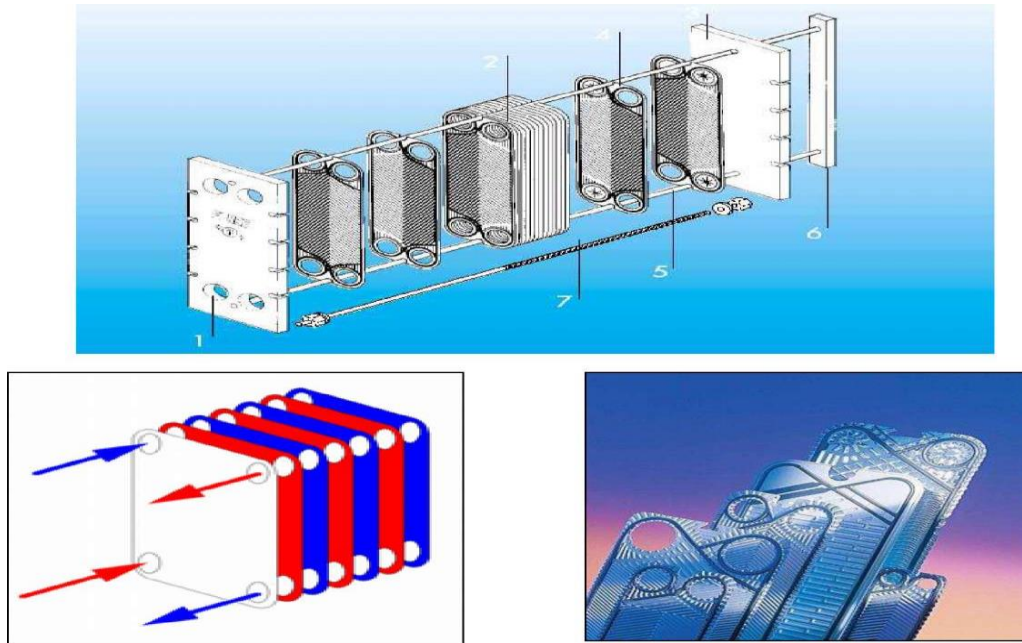


Figure III.11 : Echangeurs de chaleur à plaques.

Tableau III.4 : Avantages et inconvénients de l'échangeur à plaques.

Avantages	Inconvénients	Utilisation
<ul style="list-style-type: none"> * Compact * très bons coefficients de transfert * pris compétitifs * peu de perte thermique modulable 	<ul style="list-style-type: none"> * faible écart de température possible régulation *perte de charge importante *pression de travail limitée 	<ul style="list-style-type: none"> *vapeur BP /eau *eau/eau * huile/eau *eau surchauffée/eau

III.5.2. Echangeur de type TEMA

Le TEMA prévoit trois classes d'échangeurs tubulaires classés selon l'ordre de sévérité croissante : C, B et R. La classe, C, concerne les échangeurs de chaleur ne présentant aucun risque d'utilisation (préparateurs d'eau chaude, par exemple). La classe B est adoptée par la majorité des cas. Quant à la classe R, elle est réservée aux échangeurs fonctionnant dans des conditions jugées très dures (de point de vue mécanique) ou dans des conditions inhabituelles (gaz toxique, par exemple) [15].

La combinaison de distributeurs, de calandres et de fonds de calandre (boîtes arrière) permet de réaliser un type d'échangeur TEMA, qui est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur. Le tableau 3.1 donne quelques combinaisons possibles d'échangeurs de type TEMA [15].

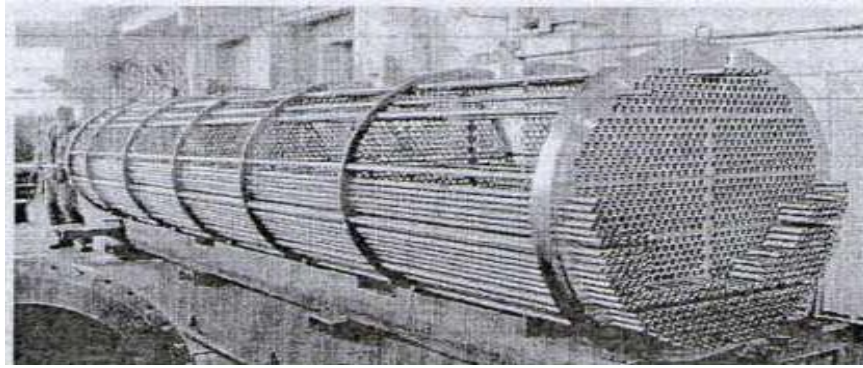


Figure III.12 : Echangeur tubulaire en cours d'assemblage.

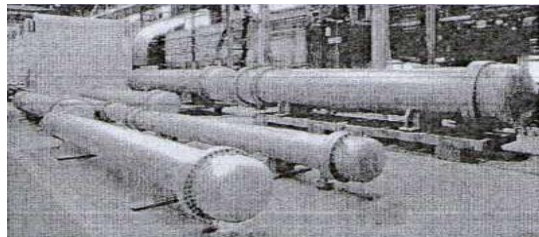


Figure III.13: Echangeurs tubulaires destinés à une raffinerie de pétrole.

Les lettres figurant dans le **tableau III.5** correspondent respectivement à :

- **Pour les distributeurs :**

A : distributeur (boîte avant) avec fond démontable.

B : distributeur à fond soudé.

C : plaque fixe et couvercle démontable.

D : fond spécial pour haute pression.

E : plaque fixe et couvercle démontable.

- **Pour les calandres :**

E : il s'agit d'une calandre à une seule passe.

F : calandre à deux passes et chicane longitudinale.

G : calandre dont l'écoulement est divisé par une chicane longitudinale.

H : calandre dont l'écoulement est doublement divisé par des chicanes longitudinales.

J : calandre dont l'écoulement est divisé par une chicane transversale.

K : rebouilleur type Kettle.

X : calandre dont l'écoulement est croisé.

- **Pour les fonds de calandres (boîtes arrière) :**

L : plaque tubulaire fixe (formant bride de calandre) et faisceau démontable (boîte type A).

M : plaque tubulaire fixe et faisceau démontable.

N : plaque tubulaire fixe (soudée) et faisceau démontable.

P : fond flottant (glissant) avec presse étoupe extérieur.

S : fond flottant avec anneaux démontables.

T : fond flottant.

U : faisceau de tubes en U.

W : fond flottant avec presse étoupe extérieur à détecteur de fuite Ainsi, un échangeur du type **AKU** est un échangeur qui possède un distributeur avec un fond démontable, une calandre du type rebouilleur et un faisceau de tubes en U.

III.5.2.1. Recommandations du TEMA

Le standard TEMA introduit des recommandations pour la construction des échangeurs.

- ❖ Les tolérances de fabrication des différents éléments constituant un échangeur sont proposées, l'axiété, la planéité et autres paramètres sont également mentionnés.
- ❖ Un modèle de feuille de calcul (ou notice des spécifications) est recommandé.
- ❖ Une plaque minéralogique est demandée sur le type d'échangeurs, sur la base d'un inspecteur des mines. La procédure d'inspection doit répondre au code **ASME** section **VIII** et éventuellement à des codes locaux.
- ❖ Le fabricant doit garantir les performances thermiques et mécaniques de l'échangeur durant l'exploitation et ce conformément aux doléances du client, soit 12 mois après livraison, quand l'échangeur est utilisé dans les bonnes conditions. Ajoutons que la durée de vie et la satisfaction du client sont obtenues pour les unités qui sont bien conçues et construites avec soins. Une installation correcte et une maintenance préventive sont de la responsabilité de l'utilisateur [15].

Néanmoins, il est utile de rappeler que le manque de performances d'un échangeur peut provenir de plusieurs origines, dont :

- L'encrassement excessif.
- L'accumulation d'air ou de gaz dans l'appareil suite à un mauvais pompage, chute de pression ou mauvais dégazage.

- Les conditions opératoires différentes de celles pour lesquelles l'échangeur a été conçu.
- une mauvaise distribution du fluide.
- une mauvaise conception thermique de l'appareil.

Par ailleurs, le **TEMA** ajoute :

- Il faut permettre le démontage de l'échangeur,
- Prévoir des fondations et des boulons de fondations.
 - ★ Dispositions à prendre pour le nettoyage :
 - Prévoir des vannes et des by-pass afin de permettre l'inspection de l'échangeur et sa maintenance.
 - Prévoir également des soupapes de dégazage facilitant l'évacuation des gaz qui peuvent s'accumuler.
 - Une attention particulière doit être accordée au problème de vibrations, afin d'éliminer ou tout au moins minimiser les vibrations qui peuvent apparaître dans les échangeurs fonctionnant par exemple sous haute pression.
 - Lors du démarrage, envoyer d'abord le fluide froid suivi du fluide chaud pour réduire au mieux les dilatations du faisceau et éviter les chocs thermiques.
 - ★ La maintenance régulière des échangeurs est une garantie d'une durée de vie allongée. Le nettoyage peut être chimique ou mécanique. Dans le cas du nettoyage chimique, la connaissance de la composition des dépôts par analyse permet de prévoir les bons produits dissolvant du tartre [15].

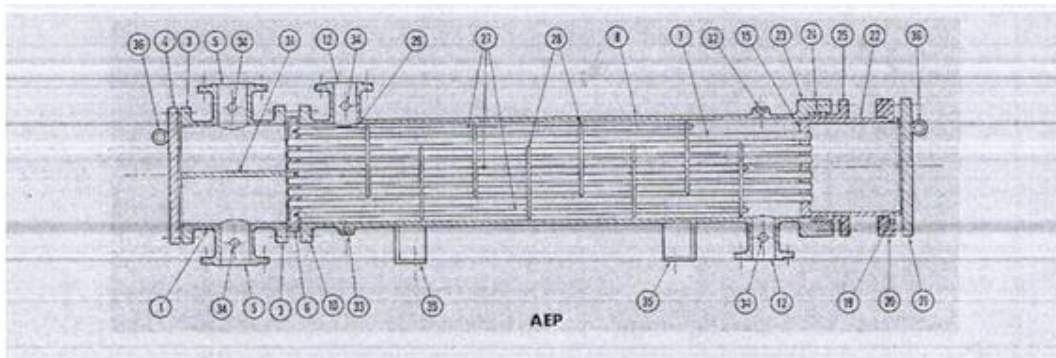


Figure III.14 : Echangeur TEMA de type **AEP** : distributeur démontable, calandre à une passe et boîte arrière flottante avec presse étoupe extérieur.

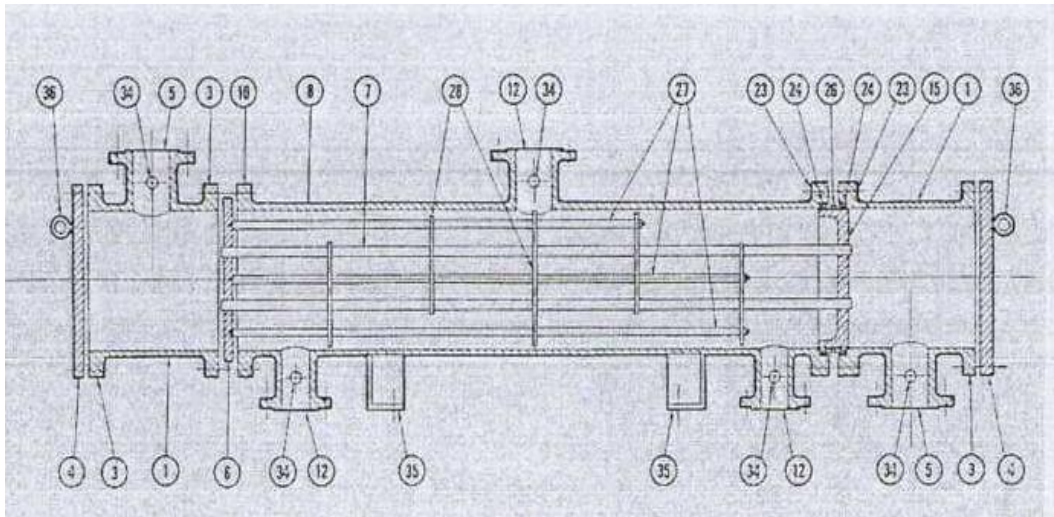


Figure III.15 : Echangeur tubulaire type AJW : distributeur à fond démontable, calandre à écoulement divisé et fond flottant avec presse étoupe extérieur à détecteur de fuite.

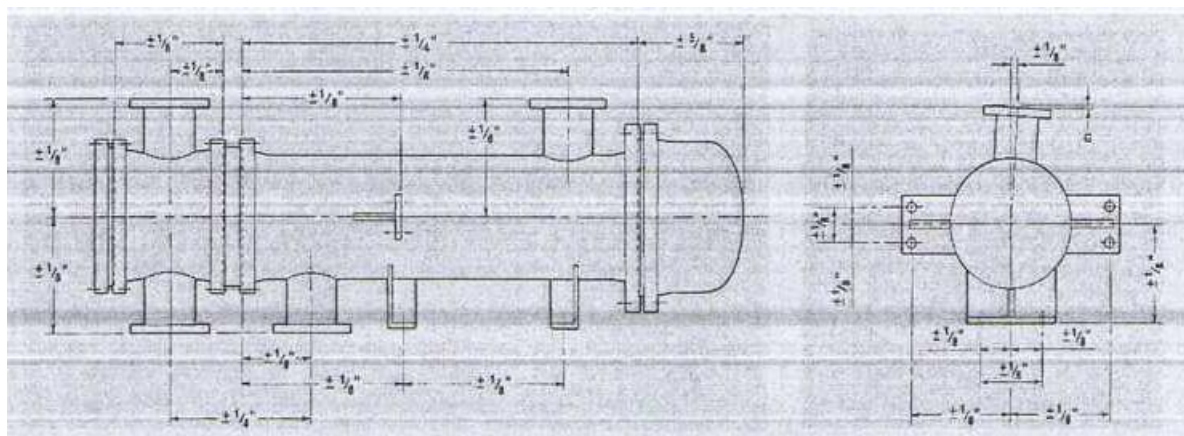


Figure III.16: Tolérances de fabrication des différents éléments constituant un échangeur TEMA.


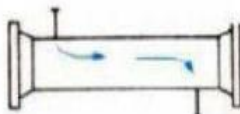
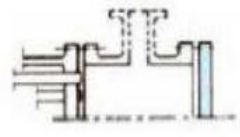
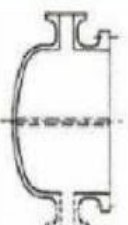
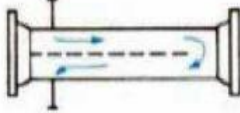
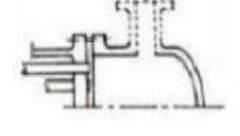
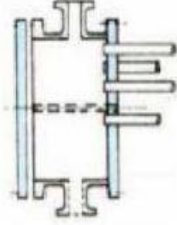
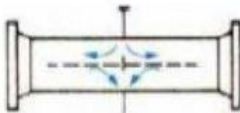
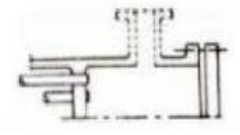
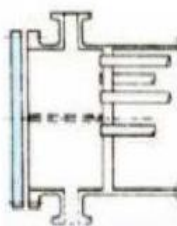
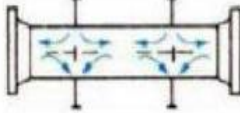
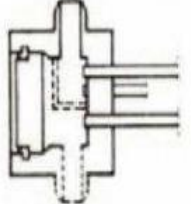
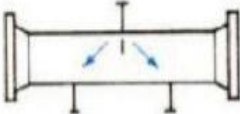
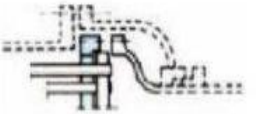
Tableau 1 – Désignation des échangeurs TEMA					
Extrémité avant (types de boîtes fixes)		Types de calandres		Extrémité arrière (types de boîtes)	
A	 Boîte avec couvercle démontable	E	 Simple passe	L	 Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type A
B	 Boîte à fond bombé monobloc	F	 Deux passes avec chicane longitudinale	M	 Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type B
C	Couvercle et faisceau tubulaire démontables 	G	 Circuit divisé par chicane longitudinale	N	 Plaque tubulaire soudée à l'intérieur de la calandre, avec boîte type C
	Plaque fixe et couvercle démontable 	H	 Double circuit divisé par chicanes longitudinales		
D	 Boîte spéciale pour haute pression	J	 Circuit divisé par chicanes transversales	S	 Tête flottante à contre-bride

Figure III.17 : Classifications des échangeurs selon le code TEMA.

III.6. Conclusion

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduites qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur.

On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. En d'autres termes, le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide froid se réchauffe au contact du fluide chaud. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi.

On le voit, le principe général est simple mais il donne lieu à un grand nombre de réalisations différentes par la configuration géométrique.

Chapitre IV

*Etude descriptive
du rebouilleur X52C*

IV.1. Introduction

Dans ce chapitre sera analysé et décrit le rebouilleur **X52C** compte tenu de son emploi très fréquent et son importance dans l'industrie. Les échangeurs à faisceaux tubulaires, connu aussi sous le nom d'échangeurs à tubes et calandre, sont des appareils thermiques dans lesquels circulent deux fluides (généralement liquides) qui échangent de la chaleur (tout en changeant de phase dans certains cas : évaporation ou condensation). Les fluides peuvent être des corps purs tels que l'eau, l'alcool, le fréon, ...ou des corps complexes comme les produits pétroliers [16].

IV.2. Rôle

Afin de diminuer la température au sommet et créer un flux ascendant de vapeur et descendant de liquide, chaque colonne est équipée d'un condenseur au sommet et d'un rebouilleur à la base. La circulation de fluide se fait par thermosiphon (sans pompe). La vaporisation partielle du fluide circulant dans l'échangeur entraîne une différence importante de masse volumique par rapport à la colonne de liquide que représente le fond de colonne. Il s'en suit une mise en circulation du fluide du bas vers le haut avec des débits pouvant être très importants. Le fluide chaud, qui est dans notre cas la vapeur d'eau, et le fluide froid (l'hydrocarbure) s'écoulent à contre-courant.

Le rôle stratégique de cette section est la séparation en deux couples « C1, C2 » et « C3, C4, C5+ » de la charge venant du fond de la tour de lavage. La séparation du C2 pur s'effectue par condensation partielle dans le condenseur de tête.

IV.3. Description du rebouilleur X52C

Les rebouilleurs assurent une vaporisation partielle de produits de fond de colonnes de distillation. Grâce à la circulation d'un fluide chaud (vapeur d'eau). Ce type d'échangeurs a fait l'objet d'une normalisation de ses éléments, publiée par TEMA (Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques correspondants aux diverses conditions de fonctionnement [15].

L'appareil est constitué par un faisceau de tubes sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en une seule passe.

Le faisceau est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

La figure IV.1 montre l'installation du rebouilleur X152c sur la colonne.

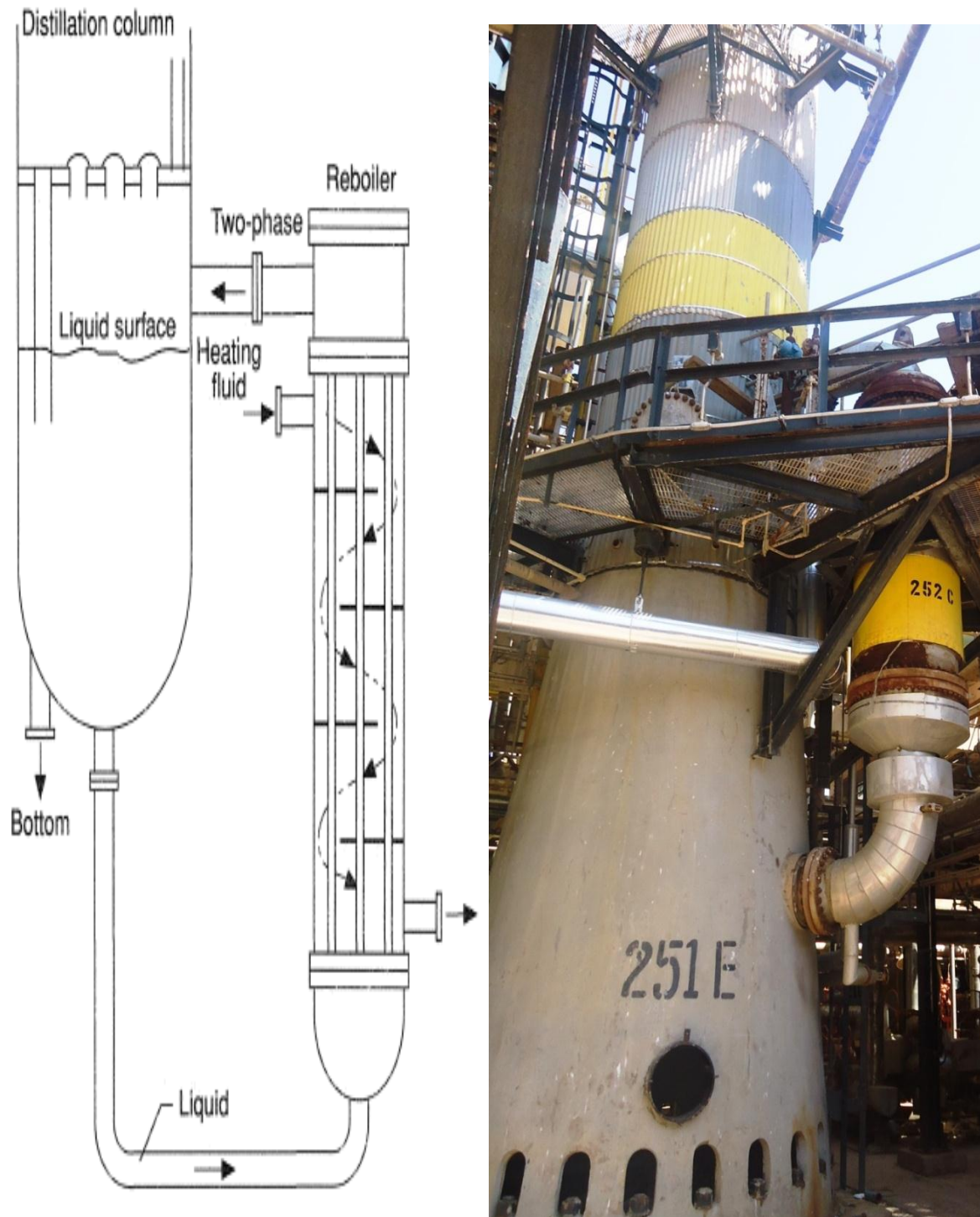


Figure IV.1 : Installation du rebouilleur X152C sur la colonne.

IV.3.1. Boîte de distribution

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes sauf pour le tube en U, il y a une boîte a chaque extrémité de l'échangeur la disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison - plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes (**Figure IV.2**).

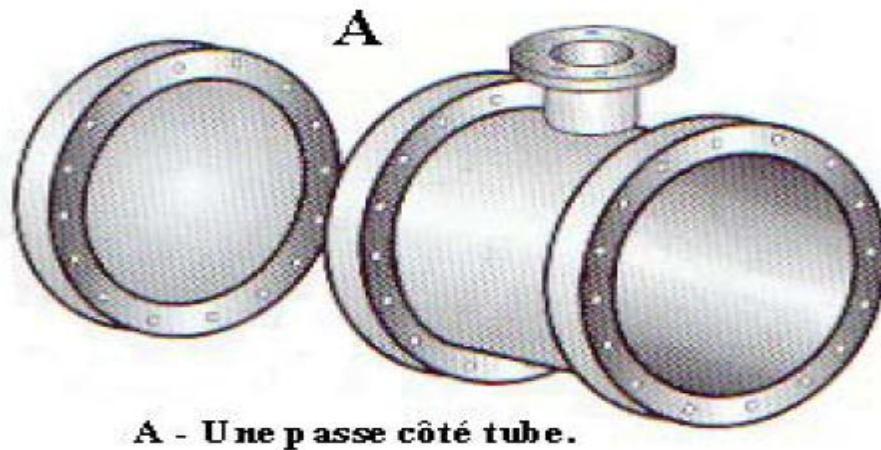
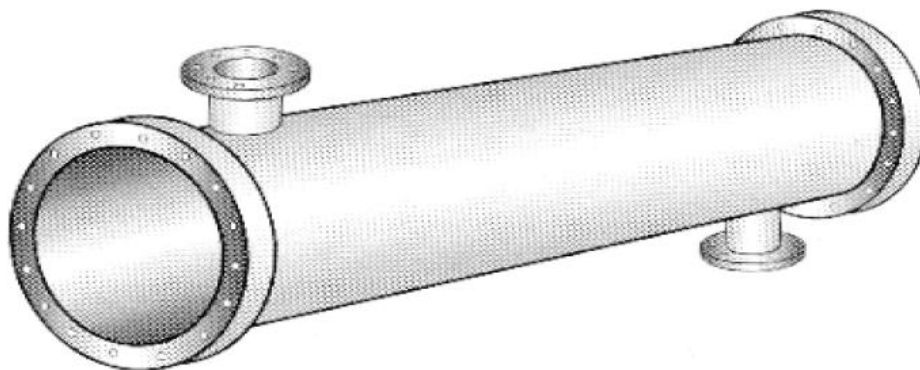


Figure IV.2 : Schéma de la boîte de distribution.

IV.3.2. Calandre (ou virole)

C'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Son matériau doit être compatible avec le fluide utilisé. Les matériaux les plus utilisés sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre ou les matières plastiques. La limite technologique des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 m.



IV.3.3. Plaque tubulaires

Ce sont des plaques percées, Leur perforation est normalisée, elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire, ces plaques supportent les tubes à leurs extrémités. Leurs épaisseurs (3 à 10 cm) sont calculées en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boites d'une part, des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.



Figure IV.4 : Schémas de plaques tubulaires.

IV.3.4. Faisceau

Les tubes constituant le faisceau forment une classe spéciale (figure IV.5) répondant aux spécifications du tableau BWG (tableau : Birmingham Wire Gage) ou généralement des tubes normalisés dont le diamètre annonce correspond exactement au diamètre extérieur. Exemple : les tubes BWG 12, BWG14 et BWG16 sont généralement de longueur standard 2.44, 3.05, 3.66, 4.88 ou 6.10 m.

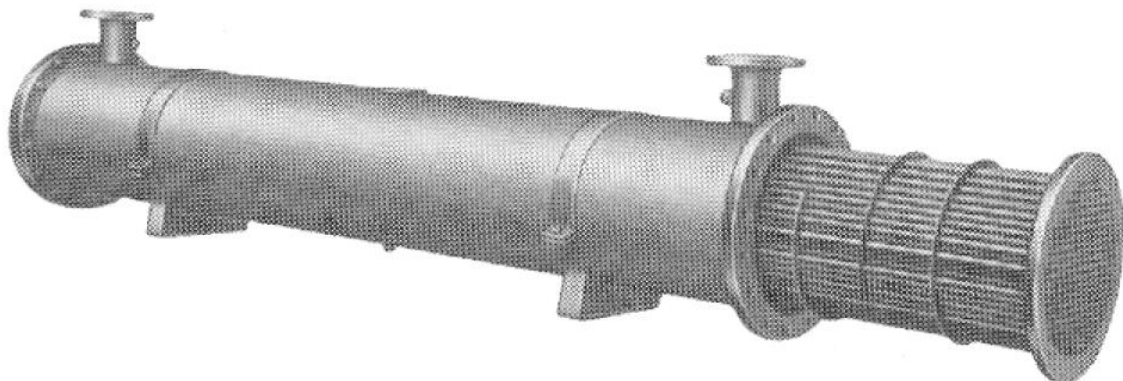


Figure IV.5 : Schéma d'un faisceau.

- ❖ Le démarrage du faisceau de tubes est de plus en plus difficile au fur et à mesure que sa longueur s'accroît (problème de rigidité du faisceau).
- ❖ Pour tous les échangeurs démontables, il convient de laisser des espaces libres suffisant dans l'axe de l'échangeur pour permettre la sortie du faisceau de tubes
- ❖ Les tubes sont fixés à chacune de leur extrémité par mandrinage (ou dudgeonnage) dans deux plaques tubulaires (figure IV.6).

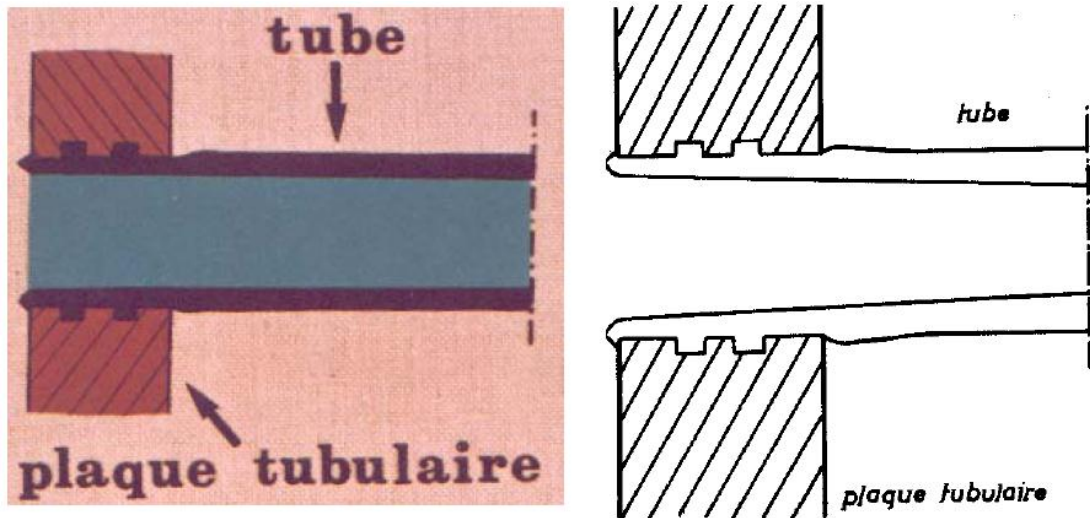


Figure IV.6: Mandrinage du tube dans la plaque tubulaire.

IV.3.5. Les chicanes

Les chicanes ont pour rôle d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur des tubes par accroissement de la vitesse. Elles sont nécessaires pour augmenter la rigidité du faisceau. Elles sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont l'aire représente 20% à 45% de la section totale.

Des essais de normalisation tendent à imposer une hauteur du segment égale à 25% du diamètre intérieur de la calandre. Dans le cas de l'exterminer d'un tube en U, la longueur courbe est considérée comme équivalente à la distance entre les axes des deux branches en U. Les chicanes sont de mêmes matériaux que la calandre. Elles peuvent être de plusieurs types :

- ❖ Chicanes classiques et à barreaux.
- ❖ Chicanes transversales de faisceau.
- ❖ Chicanes longitudinales.

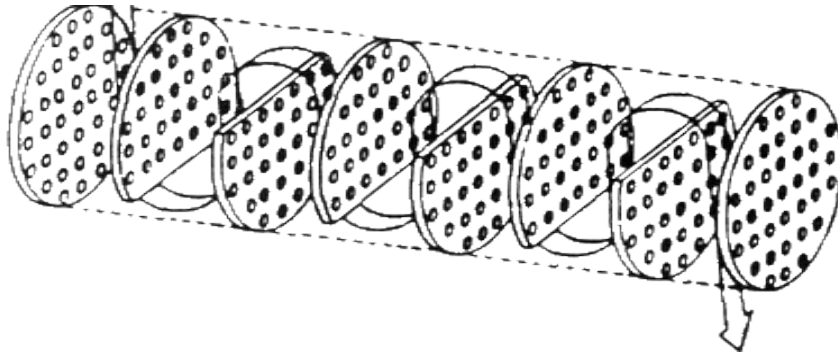


Figure IV.7 : chicanes.

Ces chicanes ont un triple rôle :

- Faire circuler le fluide presque perpendiculairement au faisceau de tubes.
- Allonger le temps de séjour du fluide dans la calandre.
- Augmenter la turbulence.

Désignons par « l » l'espacement des chicanes et par « f » la hauteur de la fenêtre laissée libre pour le fluide au droit de chaque chicane. Le meilleur compromis pour la disposition des chicanes correspond à [16].

($l/f=1$ et $f/D_c=0.25$ à 0.3)

Les chicanes normalisées correspondent à :

($l/f=1$ et $f/D_c=0.25$)

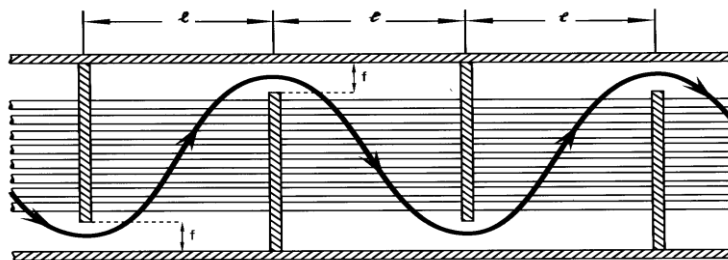


Figure IV.8 : chicanes normalisées.

Dans la calandre, il y a inévitablement un certain passage de fluide à travers les chicanes par les petits espaces qui subsistent autour des tubes et en bordure de calandre: une étanchéité parfaite n'est pas réalisable, ni même souhaitable car l'effet de ces court-circuit est plutôt bénéfique dans la mesure où ils provoquent localement une élévation du coefficient d'échange.

Les données numériques relatives au transfert de chaleur prennent en compte cet aspect du problème, soit de façon assez fine, soit sur des bases moyennes.

IV.3.6. Tirants et entretoises

Ce sont des dispositifs assurant la liaison du système de chicanes. Ils ont pour objet de maintenir les chicanes et les plaques supports solidement en place. Les tirants et entretoises doivent être du même matériau que la calandre.

IV.3.7. Déflecteurs

❖ Déflecteurs longitudinaux:

Entre les tubes périphériques et la calandre subsiste nécessairement un vide non négligeable. Une partie importante du fluide peut alors contourner le faisceau (phénomène de bypass) et ne pas participer à l'échange de chaleur, ce que l'on atténue en utilisant des déflecteurs longitudinaux. Ils peuvent aussi servir au guidage du faisceau lors du montage.

❖ Déflecteur d'entrée:

Il sert à protéger, dans certains cas, le faisceau contre l'impact du fluide entrant. Il est nécessaire pour :

- Les vapeurs saturées.
- Les mélanges diphasiques.

La figure IV.9 montre le schéma d'un déflecteur.

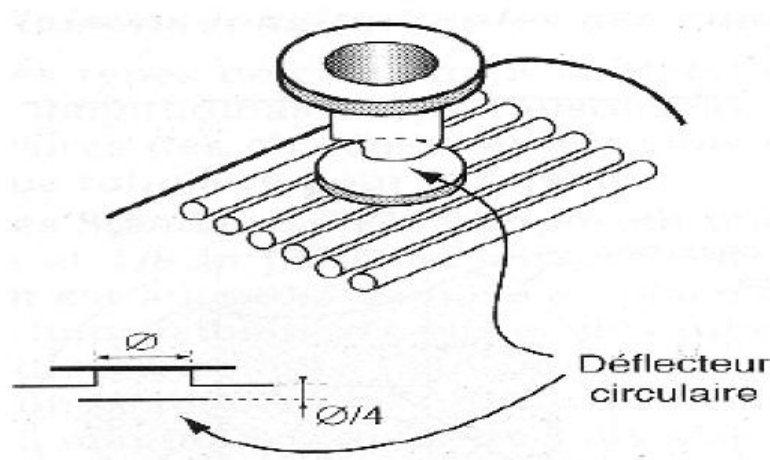


Figure IV.9 : déflecteurs.

IV.4. Conclusion

Le **X52C** est un rebouilleur Thermosiphon vertical qui ce dernier joue un rôle très important dans le complexe **GL2/Z** en particulier et l'industrie chimique en général. Il offre un design simple, avec peu d'entretien pour le système. Le rebouilleur thermosiphon offre des avantages importants : la simplicité mécanique et le fonctionnement à des régimes multiple avec un flux important. La performance du rebouilleur thermosiphon est principalement affectée par la nature du fluide en circulation. Dans notre cas, la vapeur d'eau est du côté calandre et l'hydrocarbure est du côté tubes avec un écoulement à contre courant.

CHAPITRE V

*Analyse des performances
de l'échangeur X52C*

V.1. Introduction :

Notre projet qu'on s'est proposé d'étudier est relatif à une analyse des performances énergétiques d'un rebouilleur thermosiphon destiné à réchauffer le fond d'une colonne à une température donnée tout en circulant de la vapeur coté calandre du rebouilleur et le gaz coté tube afin de séparer deux produits de densités différentes.

Lors de l'exploitation des échangeurs de chaleur, les industriels sont le plus souvent confrontés à des phénomènes de corrosion, d'encrassement et de vibration, influant négativement sur la tenue mécanique des appareils. La tenue mécanique des échangeurs peut être considérée comme un problème à part, dans la mesure où ceux de géométrie classique, sont réglementés par des textes spécifiques et, est en phase d'être régie par une normalisation.

Il est important d'assurer en permanence un fonctionnement efficace du procédé de liquéfaction naturel et de refroidissement par un bon entretien selon un plan de maintenance planifié et bien déterminé. Cependant le percement et l'encrassement des tubes, présentent un problème majeur qui affecte l'efficacité des rebouilleurs du processus de liquéfaction. Ce qui a pour conséquence une perte de production due à l'élimination des tubes endommagés en les condamnant, causant ainsi une perte de rendement des rebouilleurs présents dans le système de fractionnement de l'usine.

Dans le cadre de notre stage, au sein de l'entreprise **Sonatrach**, notre intérêt était particulièrement porté sur les problèmes rencontrés lors de l'utilisation de l'échangeur **X52C**. Soucieux d'éviter les mêmes problèmes, pour d'autres échangeurs de chaleur, dans les mêmes conditions de fonctionnement que le précédent, nous nous sommes fixé comme objectif de diagnostiquer son dysfonctionnement et de proposer la solution pour y remédier.

Notre étude du rebouilleur **X52C** était structurée en deux étapes : la première consiste à déterminer le problème majeur qui affecte le rebouilleur causant ainsi la diminution de son rendement ; la seconde étape est relative à la détermination de l'évolution thermodynamique du mélange d'hydrocarbure considéré dans sa phase de vaporisation et la vapeur d'eau dans sa phase de condensation.

V.2. Analyse de l'aspect mécanique

V.2.1. Problème affectant le rendement du rebouilleur X52C

Le problème fréquent qui nuit au bon fonctionnement du rebouilleur, **X52C**, objet de l'étude, est le **perçage de quelques rangées de ses tubes**. Ce problème, qui, après analyse est probablement dû au:

- ❖ Fonctionnement du rebouilleur avec une vapeur entrante à une pression très élevée de 4.5 bar et une température de 170°C. Cette vapeur attaque directement la première rangée des tubes qui sera ainsi exposée à l'effet de la corrosion avec érosion. Ce type de corrosion est causé par la formation et l'explosion de bulles présentes dans la vapeur due au dysfonctionnement de l'équipement de désurchauffe (voir annexe 2).

Cette conclusion est justifiée par l'observation faite dans la section de fractionnement qui, en suivant le circuit de vapeur, nous avons relevé que la vapeur alimentant les rebouilleurs passe par le désurchauffeur. Dans ce dernier, la vapeur est enrichie avec une quantité d'eau pulvérisée afin que la vapeur atteigne un degré de saturation important pour un échange thermique efficace.

- ❖ La présence du tartre dans certaines zones de l'échangeur, fragilise sa structure et provoque avec le temps, le perçage des tubes par corrosion.

Tous ces facteurs peuvent impliquer la dégradation de la plaque déflectrice jusqu'à atteindre la première rangée de tubes.

V.2.2. Cause de l'utilisation de la vapeur saturée et non pas la vapeur surchauffée :

Les industries utilisent généralement la vapeur saturée dans les systèmes de chauffage, les procédés de cuisson, de séchage ou autre. Les deux types de vapeur ont des capacités d'échange d'énergie différentes – c'est ce qui justifie leurs différentes utilisations.

L'importance des échanges thermiques est matérialisée par la capacité d'échange d'énergie, au travers du coefficient d'échange thermique global (U). Ce facteur est utilisé pour comparer l'importance des échanges pour des états thermodynamiques de vapeurs. Sa valeur est déterminée par le nombre de watts qui passe par unité de surface et par le degré de différence de température. Plus cette valeur est grande, plus l'échange d'énergie sera grand pour une situation donnée [4].

En pratique, dans un échangeur de chaleur, la vapeur saturée n'est pas en contact direct avec la surface de chauffe puisque la condensation de la vapeur provoque la formation d'une fine couche de condensat (film de condensât) sur la surface de chauffe. Le film de condensat s'écoule vers le bas de l'échangeur. Son épaisseur est la même sur toute la surface de chauffe, à moins que celle-ci ne soit trop longue verticalement. L'écoulement uniformise la température du film de condensat et y empêche la formation d'un profil de température. Cela maintient le transfert de chaleur entre le liquide et la vapeur à son maximum. **La figure V.1** montre le profil de température de la vapeur saturée dans un échangeur. A la différence de la figure précédente, il y a une couche de condensat sur la surface de chauffe et la température de la vapeur est constante.

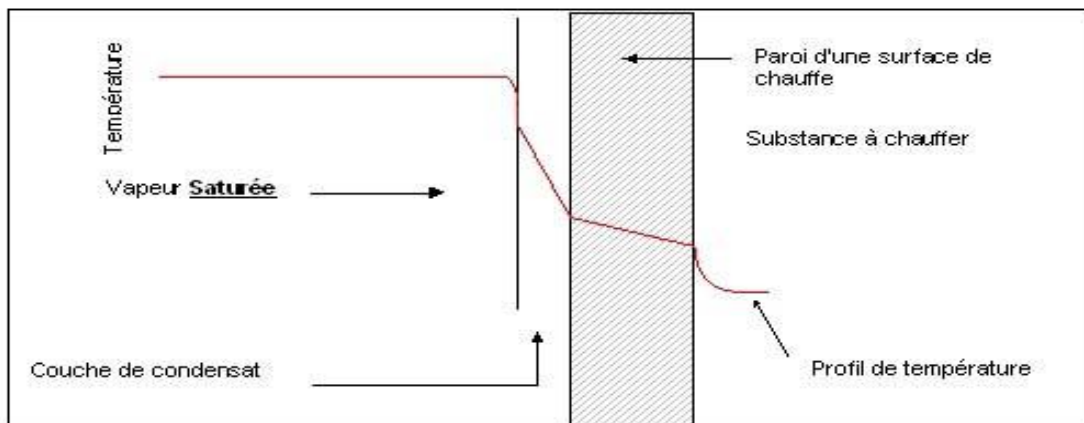


Figure V.1 : Profil de température près de la surface d'un échangeur utilisant la vapeur saturée.

V.2.3. Corrosion

La corrosion est le résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement. Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange (on parle alors de corrosion in situ). En revanche, les produits de corrosion créés ailleurs, entraînent un encrassement particulière (corrosion ex situ).

On définit la corrosion comme un processus de dégradation des matériaux métalliques (on convient également d'utiliser cette définition pour les matériaux non métalliques) sous l'action d'un milieu agressif. En principe les mécanismes de dégradation des matériaux métalliques et non métalliques sont différents, mais conduisent au même résultat pratique : la destruction du matériau [17].

V.2.3.1. Types de corrosion

Selon l'aspect des dégradations, la corrosion peut se présenter sous la forme d'une corrosion généralisée ou d'une corrosion localisée [17].

a. Corrosion généralisée

Elle est caractérisée par une même vitesse de corrosion sur toute la surface métallique en contact avec le milieu agressif. En général, une surépaisseur de corrosion peut être adoptée sur les pièces, en tenant compte de la durée de vie de fonctionnement à prévoir pour la pièce considérée.

b. Corrosion localisée

Elle apparaît dans le cas où la vitesse de corrosion diffère d'un endroit à l'autre de la surface du métal exposé à l'agent corrosif. Plusieurs formes de corrosions localisées sont observées, dont on peut citer :

- ❖ corrosion par piqûres : seuls quelques endroits ponctuels de la surface métallique sont corrodés.
- ❖ corrosion inter cristalline : apparaît aux joints des grains du réseau cristallin.
- ❖ corrosion sous tension : cette forme de corrosion se manifeste dans les zones soumises à des contraintes mécaniques.
- ❖ fatigue-corrosion : elle concerne tout matériau en milieu corrosif marqué par des fissures et une rupture se produisant pour un nombre de cycles et une contrainte bien inférieure au cas d'une fatigue en milieu non corrosif.
- ❖ corrosion galvanique : si deux métaux possédant un potentiel électrochimique différent sont mis en contact dans un milieu corrosif, il se produit alors le passage d'un courant (création d'une pile électrique) conduisant à la corrosion du métal le plus négatif.

Retenons enfin, que la corrosion des métaux peut se faire selon des processus chimiques ou électrochimiques influencés par plusieurs paramètres dont : la nature du métal, son état de surface, la nature de l'agent agressif et les conditions physico-chimiques (température, vitesse d'écoulement, ...).

➤ Définition de la Corrosion avec érosion :

Dans ce cas les produits de corrosion forment un dépôt adhérent et continu à la surface de métal et ralentissent en général la vitesse de la corrosion. Cette couche peut être éliminée

en certains points par abrasion du métal due au mouvement du liquide lui-même ou bien à celui des particules solides qu'il contient, il y a accélération de la corrosion. Il en est de même lorsque deux pièces se déplacent l'une par rapport à l'autre (frottement). Elle est due à l'action conjointe d'une réaction électrochimique et d'un enlèvement mécanique de matière. Elle a souvent lieu sur des métaux exposés à l'écoulement rapide (**Figure V.2**).

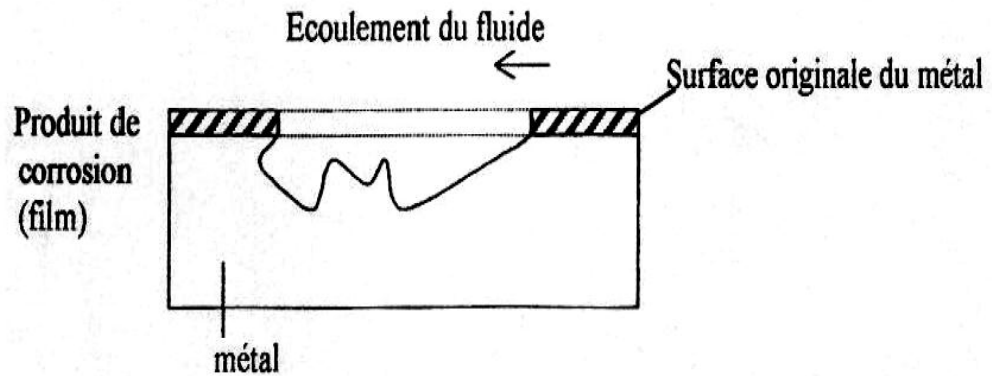


Figure V.2 : Métaux exposés à l'écoulement rapide.

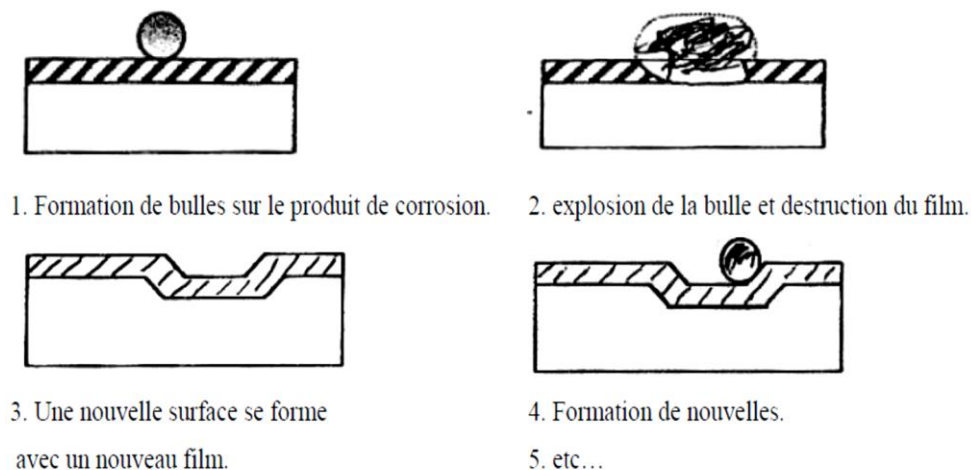


Figure V.3 : Corrosion par cavitation.

Lorsque les produits de corrosion forment un dépôt adhérent et continu à la surface du métal, la vitesse de corrosion diminue si cette dernière est éliminée en certains points, par abrasion du métal due à l'écoulement du liquide ou particules solides. Il y a donc accélération de la corrosion. Une forme spéciale de corrosion par érosion est la corrosion par cavitation, qui se produit dans les turbines hydrauliques, pompes etc... Ce type de corrosion est causé par la formation et l'explosion de bulles de vapeur dans un liquide en contact de la surface du métal (**Figure V.3**). Les figures V.4 et V.5 montrent des photos de corrosion et dégradation des plaques déflectrices 1 et 2 de l'échangeur de chaleur.

V.2.4. Les organes victimes de la corrosion par érosion dans le rebouilleur X52C



Figure V.4 : Photo montrant la corrosion de la plaque déflectrice 1.



Figure V.5: Photo montrant la dégradation de la plaque déflectrice2.

Les figures V.6 et V.7 montrent des photos de début de corrosion et de corrosion avancée de la première rangée de tubes.



Figure V.6: Photo montrant le début de corrosion de la première rangée tubulaire.

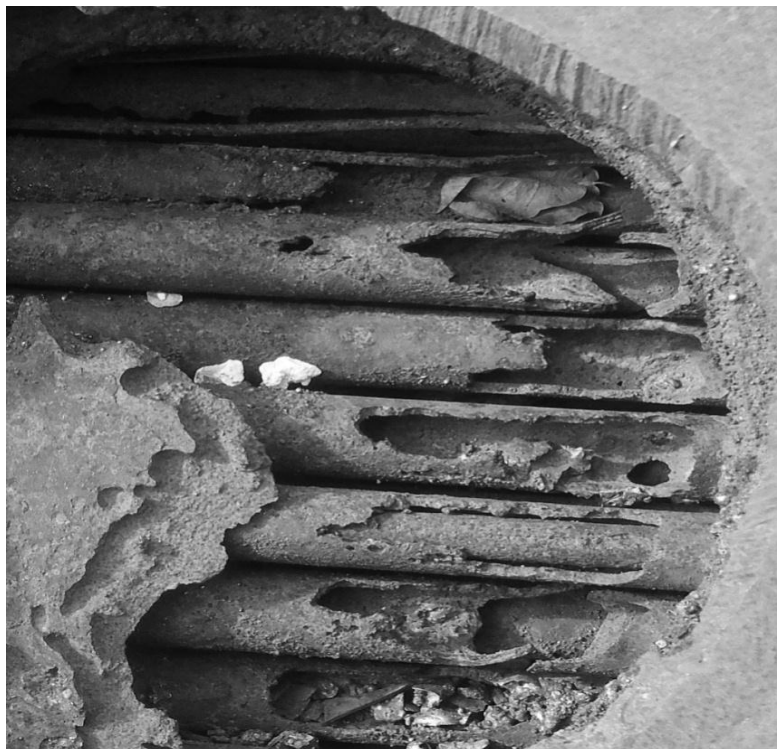


Figure V.7 : Photo montrant la corrosion avancée de la première rangée tubulaire.

V.2.5. Protection contre la corrosion

Devant la complexité des mécanismes de corrosion, on trouve une panoplie de mesures permettant de lutter contre la corrosion, mais le choix optimal d'une solution de protection reste difficile. Néanmoins, la majorité des actions entreprises sont localisées autour de deux axes principaux [18] :

- ❖ action sur le matériau.
- ❖ action sur le milieu agressif.

En agissant sur le matériau, il est naturel de penser à des métaux et alliages ou matériaux non métalliques résistants à la corrosion, tout en gardant à l'esprit que les traitements de surface améliorent le comportement global d'une pièce. Par ailleurs, l'emploi d'inhibiteurs de corrosion s'avère comme une action susceptible de diminuer l'agressivité du milieu ambiant.

Citons enfin, une solution non négligeable qui est la protection cathodique et la protection anodique.

V.2.6. Conclusion et Recommandations générales

Il peut s'avérer utile de respecter ces quelques marges de sécurité usuellement retenues :

1. La vitesse d'écoulement du fluide côté calandre doit être inférieure de 20 % à la vitesse critique u_c (pour éviter l'instabilité fluide/tubes).
2. Respecter un écart de 50 % par rapport à fréquence de résonance du tube (atténuer les vibrations dues aux tourbillons de sillage et à la turbulence).
3. Avoir au minimum un écart de 20 % entre la fréquence des tourbillons et celle du fluide compressible côté calandre (éviter les problèmes acoustiques).

Enfin, ajoutons en termes de propositions positives, l'adoption de dispositifs permettant d'empêcher les débattements excessifs (voir les chocs) entre tubes, tels que :

- ❖ Plaques intermédiaires entre chicanes (réduction du porte-à-faux).
- ❖ Recours à des matériaux absorbeurs d'énergie entre les tubes au milieu des chicanes (empêchent le contact direct), ...

V.3. Analyse de l'aspect thermique

Le but recherché dans ce paragraphe est relatif au calcul des performances thermiques du rebouilleur X52C. L'échangeur de chaleur, objet de l'étude, est de type, tube- calandre. Nous nous sommes intéressés en premier lieu à vérifier les résultats obtenus avec ceux établis par le constructeur (paramètres design); en second lieu on se propose de calculer les paramètres de sortie en fonction des conditions de fonctionnement sur site, ces résultats seront comparés à ceux mesurés expérimentalement sur le rebouilleur. Les paramètres à déterminer sont : la quantité de chaleur échangée, Q ; la différence de température moyenne, $DTLM$; le coefficient d'échange global, U_s ; la surface d'échange, A ; la chute de pression, ΔP .

V.3.1. Caractéristiques de l'appareil, fournies par le constructeur

La figure V. 8 montre le schéma représentatif des entrée- sortie des fluides, chaud et froid, fournies par le constructeur.

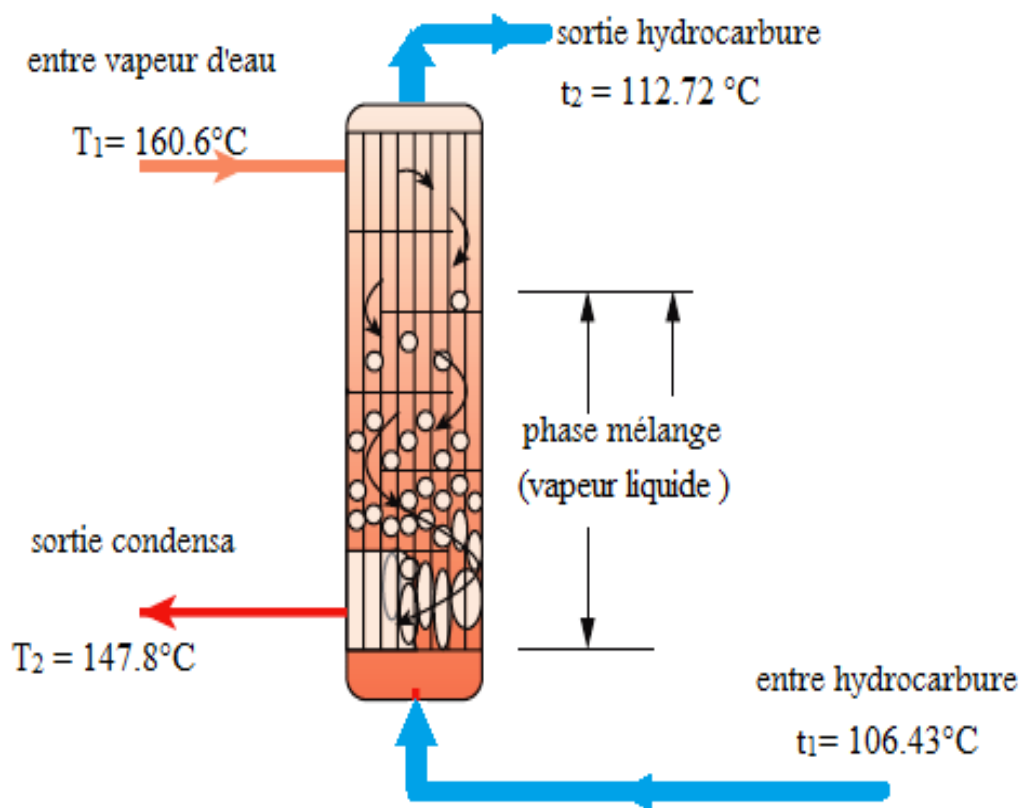


Figure V.8 : Schéma représentatif des entrée- sortie des deux fluides.

Le tableau V. 1 montre les paramètres « design » fournis par le constructeur.

Tableau V.1. Paramètres « design » fournies par le constructeur.

Appareil	X52 C				Rév.	1		
Dimension	1160 / 3050			Type	BEM Vertical			
Surf./unité, (m²)	177.5		Calandre	1				
PERFORMANCE DE L'UNITE								
	côté calandre			côté tubes				
Nom du fluide	Vapeur			Mélange hydrocarbures				
Débit total du fluide, (kg/h)	9060			205 965				
Débit vapeur, (kg/h)	9060				68775			
Débit liquide, (kg/h)		9060		205965		137190		
Température (entrée/sortie), (°C)	160.6		147.8		106.43		112.72	
Point de rosée/Point de bulle, (°C)	147.8						106.43	
Masse volumique, (kg/m³)	2.3		918.6		416.19		48.47	
Viscosité, (cp)	0.015		0.199		0.061		0.012	
Poids moléculaire, vapeur					48.03		49.53	
Chaleur spécifique, (kcal/kg. °C)	0.5411		1.0131		0.8581		0.5795	
Conductivité thermique, kcal/m.h. °C)	0.026		0.594		0.068		0.027	
Chaleur latente, (kcal/kg)	504.68			52.32				
Coefficient du film, (kcal/m².h.C)	6520.6			4460.5				
Pression d'entrée, (bar)	4.5			34.1				
Vitesse d'écoulement, (m/s)	4.55			2				
Perte de charge, adm./calc., (bar)	0.1 / 0.02			0.127 / 0.07				
Coefficient d'encras.,(m² .h.°C/kcal)	0.0001			0.0002				
Chaleur échangée, (kcal/h)	4 636 544			Ecart moy. de temp., (°C)		38.14		
Coef. Ech. Svce kcal/(m².h.°C)	685		Encra.	1134		Propre	1900	
CONSTRUCTION DE L' ECHANGEUR								
	Coté calandre			Coté tubes				
Pression de calcul/pression d'épreuve bar	10.3 / vide		15.45		34.5		51.75	
Température de calcul °C	177			177				
Nombre de passes	1			1				
Nb trous	775	Øext. Mm	25.4	Ep moy mm	2.77		Long.	3050
Type de tubes	LISSES			Pas mm	36		Arrang.	30
Chic.tran.	/	Ouv(%Ø)	43	Esp c/c mm	500		Entrée mm	1200
Ø extérieur calandre mm	1195			Longueur hors tout mm	4700			

V.3.1.1. Calcul de la quantité de chaleur échangée, Q

La quantité de chaleur cédée par la vapeur d'eau est celle reçue par le mélange hydrocarbure.

Du côté calandre, elle est donnée par l'expression [19] :

$$Q_{vp} = [m_{vp(l)} \cdot Cp_{vp(l)} \cdot (T_1 - T_2)] + [m_{vp(v)} \cdot Lv_{vp}] \quad (5.1)$$

Après calcul, on trouve :

$$Q_{vp} = [9060 \times 0.5411 \times (160,6 - 147,8)] + [9060 \times 504,68] = 4635151,085 \text{ Kcal / h}$$

V.3.1.2. Profil de température dans l'échangeur X52C (contre courant)

Dans le cadre de cette étude, les deux fluides circulant dans le rebouilleur se présentent sous différents états ou phases en fonction des conditions de pression et de température auxquelles il est soumis. De l'état liquide à l'état diphasique, liquide- gaz, pour l'hydrocarbure entrant du côté tubes et de l'état vapeur à l'état liquide pour la vapeur d'eau entrante du côté calandre [19].

Bien souvent, le meilleur moyen pour comprendre le procédé de transfert thermique dans un échangeur de chaleur est de ventiler les différents types de transfert de chaleur qui doivent se produire, tel le sous-refroidissement de la vapeur jusqu'au point de rosée, la condensation, le réchauffement du liquide. Chacun de ces facteurs exige un transfert de chaleur, des coefficients de film et des facteurs d'accumulation divers. Il est possible d'évaluer précisément une différence de température globale pondérée et de calculer directement la surface de transmission thermique totale. **La figure V. 10** montre le profil de température déduit des principaux changements de phase dans le rebouilleur (**voir annexe 5**).

*Sur le tronçon, A-B : la température reste constante, ce qui s'explique par le changement de phase. La chaleur transférée, par chaleur latente, due à la condensation de la vapeur sur les parois des tubes correspond à la température de saturation.

*Sur le tronçon B-C : une chute de température est observée. Cette chute correspond au refroidissement du liquide.

*Sur le tronçon D-E-F : on note une augmentation de température pour le mélange d'hydrocarbures (C2,C3,...) circulant aux sein des tubes de l'échangeur due à un

échauffement uniforme jusqu'à ce que le mélange commence à se vaporiser sachant que la vaporisation d'un fluide multi composants est très complexe du fait des transferts de masses des espèces en présence, ce phénomène est appelée : ébullition convective.

A la sortie des tubes, on a un mélange diphasique due à l'ébullition partielle du mélange avec un pourcentage du gaz très faible.

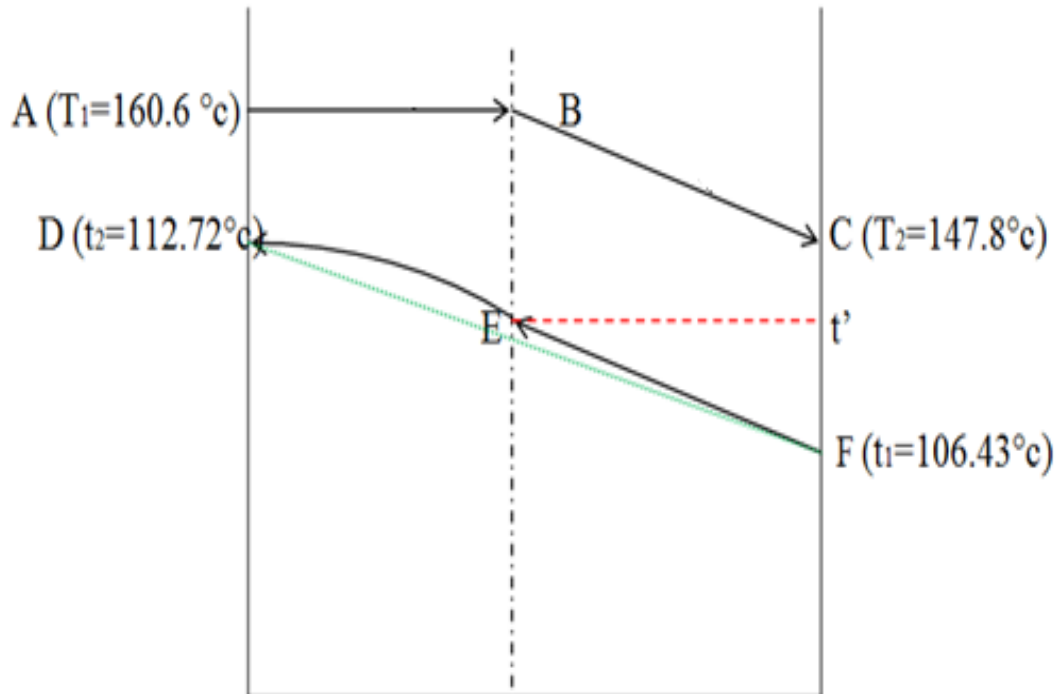


Figure V.9 : Profil de température du rebouilleur X52C.

V.3.1.3. Calcul du coefficient d'échange global, U_s :

Dans les situations d'exploitation réelles, les valeurs du coefficient d'échange global, U_s , aux extrémités, chaude et froide, de l'échangeur ne sont pas les mêmes. Elles peuvent varier énormément si on les calcule dans des conditions différentes. Pour obtenir un coefficient d'échange global, U_s , représentant le transfert de chaleur dans l'échangeur, les coefficients de film individuels sont bien souvent calculés selon la moyenne arithmétique des températures d'entrée et de sortie des courants en cause, ceci risque de ne pas être suffisamment précis dans certains cas. Notons que les coefficients de film sont généralement plus précis lorsqu'on les définit en introduisant des propriétés physique sous, ou, dans le voisinage de température des parois de tubes, plutôt que d'introduire une température moyenne apparente.

Le coefficient d'échange global, U_s , est obtenu par la relation [19]:

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_i} \frac{d_e}{d_i} + \frac{1}{h_e} + R_{s_e} + R_{s_i} \frac{d_e}{d_i} \quad (5.2)$$

A. Calcul des coefficients du film :

A.1. Propriétés physiques:

Pour une meilleure évaluation des paramètres thermo- physiques intervenant dans l'échangeur de chaleur, ces derniers ont été évalués à la température moyenne, $T_m = \frac{T_e + T_s}{2}$.

Propriétés	Fluide froid (Coté tubes)	Fluide chaud (coté calandre)
Fluide	Mélange hydrocarbure	Vapeur d'eau
Débit massique, (kg/h)	m= 205965	M= 9060
Température d'entrée, (°C)	t ₁ = 106,43	T ₁ = 160,6
Température de sortie, (°C)	t ₂ = 112,72	T ₂ = 147,8
Masse volumique (kg/m ³)	232,33	460,45
Viscosité, (cp)*	0,036	0,107
Chaleur spécifique ; (kcal/kg.°C)	0,7188	0,777
Conductivité thermique, (kcal/m.h.°C)	0,0475	0,31
Chaleur latente, (kcal/kg)	52.32	504.68
Pression d'entrée, (bar)	34.1	4.5
Vitesse d'écoulement, (m/s)	2	4.55
Perte de charge, adm. /calc., (bar)	0.127 / 0.07	0.1 / 0.02
Coefficient d'encras., (m ² .h.°C/kcal)	0.0002	0.0001
Chaleur échangée, (kcal/h)	4 636 544	
Coef. Ech. Svce (kcal/m ² .h.°C)	685	

(*). 1cp =3,6 kg/m.h

A.2. Diamètre intérieur des tubes « d_i » et leur épaisseur « e »

On a : $d_i = 19.86\text{mm}$; $e = 2.77\text{mm}$

A.3. Calcul de la $DTLM_{C.C}$

Pour le cas d'un échangeur à contre-courant, on a [20]:

$$DTLM_{C.C} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right)}$$

(5.3)

$$DTLM_{CC} = \frac{(160.6 - 112.72) - (147.8 - 106.43)}{\text{Ln} \left(\frac{(160.6 - 112.72)}{(147.8 - 106.43)} \right)}$$

Après calcul, on trouve :

$$DTLM_{C.C} = 44.55^\circ\text{C}$$

A.4. Calcul du facteur de correction « F » :

Les abaques, données en annexes, permettent de déterminer le facteur de correction, F.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}, \quad R = 2.035$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}, \quad E = 0.116$$

On trouve :

$$F = 0.993$$

A.5. Calcul de la $DTLM$ (corrigée)

L'expression de $DTLM$ corrigée est :

$$\Delta T_m = F \times DTLM \quad (5.4)$$

Après calcul, on trouve :

$$\Delta T_m = 0,993 \times 44,55$$

$\Delta T_m = 44,238^\circ\text{C}$ (pour les échangeurs de chaleur à tube et à calandre en contre courant).

A.6. Calcul du coefficient de transfert côté tubes, h_i ✓ **Section de passage par passe a_t :**

La section de passage par passe est donnée par [20] :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\Pi \times d_i^2}{4} \quad (\text{V.5})$$

$$a_t = \frac{775}{1} \times \frac{\Pi \times (19,86 \times 10^{-3})^2}{4}$$

Après calcul, on trouve : $a_t = \mathbf{0.24 \text{ m}^2}$

✓ **Vitesse massique, G_t :**

On a :

$$G_t = \frac{m}{a_t} \quad (\text{5.6}) \text{ On trouve : } G_t = \frac{205965}{0.24} = \mathbf{858187,5}$$

kg/hm

✓ **Calcul du nombre de Reynolds, Re :**

$$Re = \frac{G_t \times d_i}{\mu} \quad (\text{5.7})$$

$$\text{On trouve : } Re = \frac{858187,5 \times 19,86 \cdot 10^{-3}}{0,036 \times 3,6} = \mathbf{131509,28}$$

Le régime d'écoulement est alors turbulent.

✓ **Calcul du nombre de Prandtl, Pr :**

$$Pr = \frac{Cp_{H_{yd}} \cdot \mu_{H_{yd}}}{\lambda_{H_{yd}}} \quad (\text{5.8})$$

Après calcul, on trouve : **Pr= 1.96**

✓ **Calcul du nombre de Nusselt, Nu:**

Pour un écoulement turbulent dans un conduite cylindrique, on pourra appliquer la corrélation de Colburn [21] donnée par :

$$Nu = 0,023 \times Re^{4/5} \times Pr^{0,33} \quad (5.9)$$

Pour les conditions: $0,6 < Pr < 100$ et $Re_D > 10000$ et $L/D > 60$.

Après calcul, on trouve : **Nu = $0,023 * (131509,28)^{4/5} * (1.96)^{0.33} = 357,55$**

Calcul du coefficient de film, h_i :

Il est déduit du nombre de Nusselt de l'expression précédente :

$$h_i = \frac{Nu \times \lambda}{d_i} \quad (5.10)$$

$$h_i = \frac{357,55 \times 0,0475}{19,86 \times 10^{-3}} = 855,169 \text{ kcal / h.m}^2 \cdot \text{C}$$

On trouve :

A.7.Calcul du coefficient de transfert côté calandre, h_e

✓ **Calcul de diamètre hydraulique équivalent, d_h :**

Pour un pas triangle on a [20]:

$$d_h = \frac{2\sqrt{3} \times P^2}{\pi \times d_e} - d_e \quad (5.11)$$

$$d_h = \frac{3,464 \times (36)^2}{\pi \times 25,4} - 25,4$$

Après calcul, on trouve : **$d_h = 30,86.10^{-3} \text{ m}$** .

✓ **La vitesse massique transversale, G_{CT} :**

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} \quad (5.12)$$

$$a_{CT} = \frac{2D_c}{\sqrt{3P}} (P - d_e)B$$

Avec :

(5.13)

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{9060}{0,216} = 41944,20 \text{ kg/h.m}$$

Après calcul, on trouve :

✓ **Calcul du nombre de Reynolds, Re :**

$$Re_c = \frac{d_h \times G_{CT}}{\mu} \quad (5.14)$$

$$Re_c = \frac{0,03086 \times 41944,20}{0,107 \times 3,6} = 3360,34$$

✓ **Calcul du nombre de Prandtl, Pr ;**

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{\lambda} \quad (5.15)$$

$$Pr = \frac{0,777 \times 0,107 \times 3,6}{0,31} = 0,966$$

On trouve :

✓ **Calcul du nombre de Nusselt, Nu**

Dans le cas d'un écoulement autour d'un tube, la corrélation utilisée est donnée par [19]:

$$Nu = C \times Re^m \times Pr^{0,333} \quad (5.16)$$

Les valeurs des constantes C et m sont données dans le tableau ci- dessous.

Tableau V.2 : Constantes dans l'expression (5.16) donnant le nombre de Nusselt.

Re	C	M
0.4-4	0.989	0.330
4-40	0.911	0.385
40-4000	0.683	0.466
4000-40000	0.193	0.618
40000-400000	0.027	0.805

Pour notre cas, on appliquera la corrélation suivante : $Nu = 0,683 \times Re^{0,466} \times Pr^{0,333}$

Après calcul, on trouve : $Nu = 0,683 \times (3360,34)^{0,466} \times (0,966)^{0,333} = 29,7$

Calcul du coefficient de film, h_e

$$h_e = \frac{Nu \times \lambda}{d_h} \quad (5.17)$$

On trouve:
$$h_e = \frac{30,98 \times 0,31}{0,03086} = 298,317 \text{ kcal / h.m}^2 \cdot \text{C}$$

A.8. Calcul du coefficient d'échange global, U_s :

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_i} \frac{d_e}{d_i} + \frac{1}{h_e} + R_{s_e} + R_{s_i} \frac{d_e}{d_i} \quad (5.18)$$

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{855,169} \times \frac{25,4}{19,86} + \frac{1}{298,317} + 10^{-4} + 2 \cdot 10^{-4} \times \frac{25,4}{19,86}$$

Après calcul, on aura: $U_s = 192,179 \text{ kcal / hm}^2 \cdot \text{C}$

A.9. Calcul de la surface d'échange, A_{cal}

Le flux de chaleur échangé entre deux fluides est donné par [22]:

$$Q = U \times_s A_{cal} \times \Delta t_m = U_s \times A_{cal} \times F \times DTLM_{C.C} \quad (5.19)$$

La surface d'échange, A_{cal} , sera ainsi déduite :

$$A_{cal} = \frac{Q}{U_s \times F \times DTLM_{C.C}} \quad (5.20)$$

On trouve :
$$A_{cal} = \frac{4635151,085}{192,179 \times 0,993 \times 44,55} = 545,20 \text{ m}^2$$

A.10. Calcul de la surface installée, A_{inst} :

$$A_{inst} = N_t \times 3,14 \times d_e \times L = 3,14 \times 775 \times 25,4 \times 10^{-3} \times 3,05 = 188,619 \text{ m}^2$$

On note que : $A_{inst} < A_{calculée}$ ce qui impossible !!

Remarque :

Nous remarquons que les coefficients de film interne et externe sont relativement faibles par rapport au données du concepteur, car notre travail a été effectué avec des corrélations

classiques, on a du négligé les changements de phases des deux fluides circulant dans notre échangeur (par manque de corrélations spécifiques).

Ainsi, on prendra, h_i et h_e du concepteur pour la suite (voir tableau. V.3).

$$h_i = 4460,6 \quad h_e = 6640,5.$$

Tableau V.3 : Données du constructeur [12].

		Côté Cal		Côté Tubes	
Gaz (ent/sort)	kg/h	9060			68775
Liquides (ent/sort)	kg/h		9060	205965	137190
Température (ent/sort)	C	160,6	147,8	106,43	112,72
Point rosée ou Point bulle	C	147,8			106,43
Coefficient de film	kcal/(h*m ² *C)	6520,6		4460,5	
Encrassement	m ² *h*C/kcal	0,0001		0,0002	
Vitesse	m/s	4,55		2	
Perte charge (adm/calc)	kgf/cm ²	0,1 / 0,012		0,127 / 0,061	
Puissance totale échangée	kcal/h	4636544	Type BEM	vert	1 Ser 1 par
Coef. global - encrassé	kcal/(h*m ² *C)	1134,3	Diamètre	1120—3050	mm
Surface effective	m ²	177,49	Tubes Nb-DE	775—25,4	mm
MTD corrigée	C	38,14	Chicane	simple seg	43 % hor
Facteur de correction MTD			Nb passes c	1	

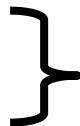
B. Détermination des coefficients du film :

B.1. Calcul de la différence de température logarithmique, DTLM :

La complexité de calcul de la différence de température logarithmique moyenne de notre cas est due au problème de changement de phase des fluides circulant au sein du rebouilleur au manque de données relatives aux températures de saturation de certains

fluides, en particulier, celle de l'hydrocarbure. Ainsi, on s'est penché sur la détermination du DTLM à l'aide d'abaques spécifiques (voir annexes). Pour la détermination du DTLM on doit calculer (voir annexe 4) :

$$\Delta t(\text{le plus petit}) = 160,6 - 106,43 = 54,17 \text{ }^\circ\text{C}$$



on déduit que : DTLM = 37 °C

$$\Delta t(\text{le plus grand}) = 147,8 - 112,72 = 35,08 \text{ }^\circ\text{C}$$

B.2. Calcul du coefficient d'échange global :

De l'équation 5.2. On déduit :

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{4460,5} \times \frac{25,4}{19,86} + \frac{1}{6520,6} + 10^{-4} + 2 \cdot 10^{-4} \times \frac{25,4}{19,86}$$

Après calcul, on trouve : $U_s = 1053,475(kcal / hm^2 \cdot C)$

B.3. Calcul de la surface d'échange :

$$A_{cal} = \frac{Q}{U_s \times F \times DTLM_{c.c}} \quad (5.21)$$

Après calcul, on trouve : $A_{cal} = 118,91 m^2$

Sachant que : $A_{inst} = 188,62 m^2$

Nous Remarquons : $A_{INST} > A_{CALCULEE}$ ce qui est normal.

B.4. Calcul des Pertes de charge, côté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{f_c \times G_{ct}^2 \times Dc \times (Nc + 1)}{1,271 \times 10^{15} \times \rho_v \cdot 10^{-3} \times d_h} \quad (5.22)$$

Détermination du coefficient de frottement, f_c :

Pour la détermination de la valeur du coefficient de frottement, on a utilisé un abaque spécifique pour le cas d'un écoulement à l'extérieur des tubes (**voir annexe V.4**)

Le facteur obtenu est : **$f_c = 0,18$**

Finalement, on aura : $\Delta P_c = \frac{0,18 \times (41944,20)^2 \times 1,16 \times (3 + 1)}{1,271 \times 10^{15} \times 2,3 \times 10^{-3} \times 0,03086} = 0,016(kg / cm^2)$

B.5. Calcul des pertes de charge, côté tubes :

On a [20]:

$$\Delta P_t = \frac{n_t * G_t^2}{1,271 \times \rho_m \times 10^{-3}} \left[f \times \frac{L}{di} + 2 \right] \quad (5.23)$$

Facteur de friction :

La valeur de friction est déduite de l'annexe 3. On trouve : **f=0,011**

Après calcul, on trouve :

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 858187,5^2}{1,271 \times 10^{15} \times 232,33 \times 10^{-3}} \left[0,011 \times \frac{3,05}{19,86 \times 10^{-3}} + 2 \right] = 0,0092 \text{ kg/cm}^2$$

V.3.2. Interprétation des résultats obtenus:

Durant notre période de stage au sein du complexe de liquéfaction, nous avons visité la salle de contrôle (DCS) de traitement du gaz naturelle et nous avons pu prendre plusieurs valeurs relatives aux différents paramètres, d'entrée et de sortie, de l'échangeur : tels que les températures et les débits pour un intervalle de dix jours.

V.3.2.1. Evolution de la température :

Les différentes valeurs de températures ont été prises, par moyenne d'une journée, pendant une période de dix jours.

La figure V. 10 montre les variations de la température journalière pour l'hydrocarbure, côté tubes, de l'échangeur. On note que pour une période de trois jour, la température reste stable une petite variation pour le cinquième jour due a la variation de la charge de l'hydrocarbure. La différence de température reste à peu près constante, avec : $\Delta t \approx 9.5^\circ\text{C}$.

La figure V.11 montre les variations de la température pour la vapeur d'eau. On remarque une très importante variation de la température. Ceci est dû au dysfonctionnement du circuit de vapeur, au dérèglement des vannes de contrôle et aux fuites aux sein du système de désurchauffe.

➤ Côté tubes :

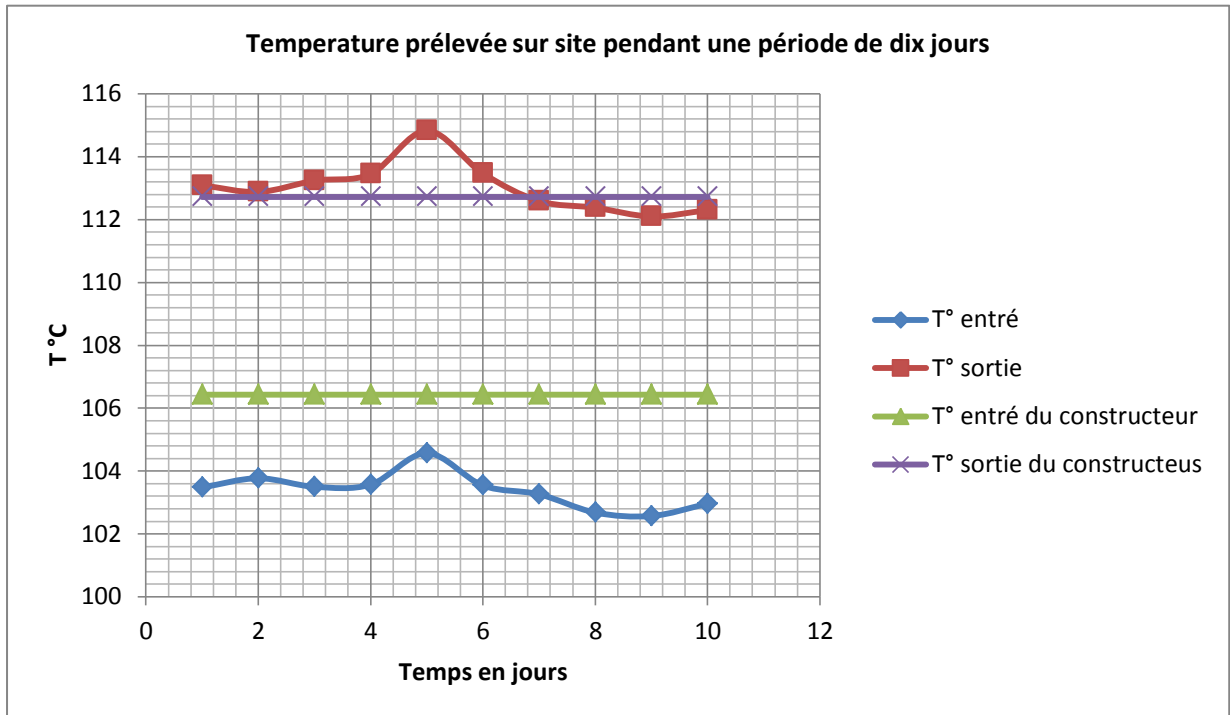


Figure V.10 : Variations de la température journalière pour l'hydrocarbure.

➤ Côté calandre :

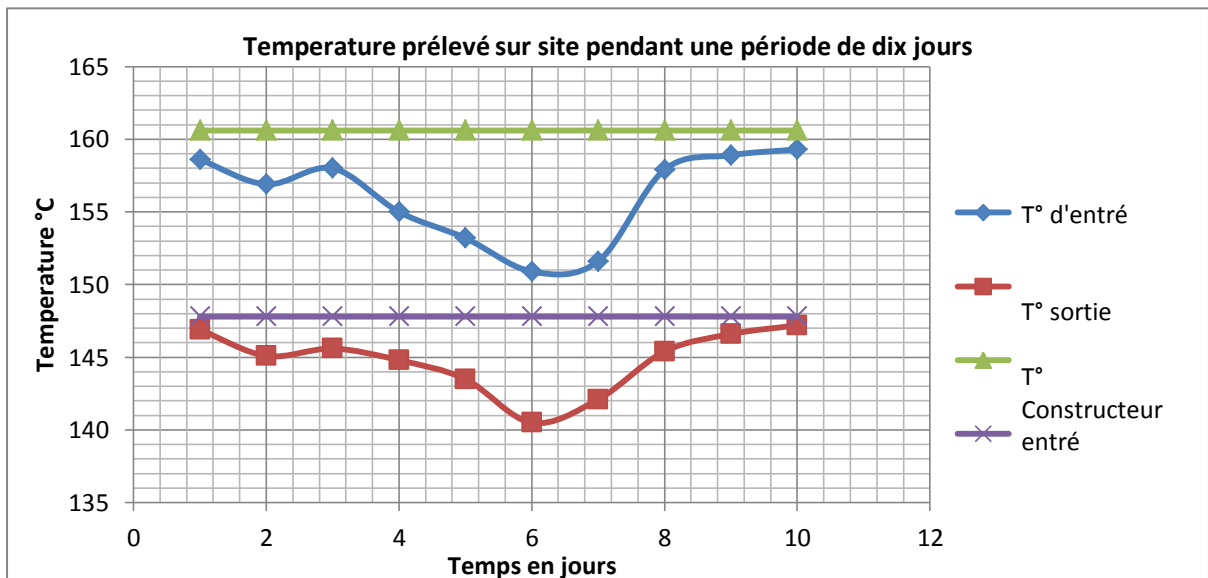


Figure V.11: Variations de la température pour la vapeur d'eau.

V.3.2.2. Evolution de débit :

La figure V.12 montre l'évolution du débit de vapeur. On note que le débit de vapeur pour les conditions « design », est de **9060 kg/h**. Le débit de vapeur entrant pour les conditions de travail est au-dessus, voir même très loin des conditions favorables. Ceci dû à la variation de la charge de l'hydrocarbure circulant au sein du système. Hélas, ces variations son trop importantes pour les conditions de travail de l'échangeur installé.

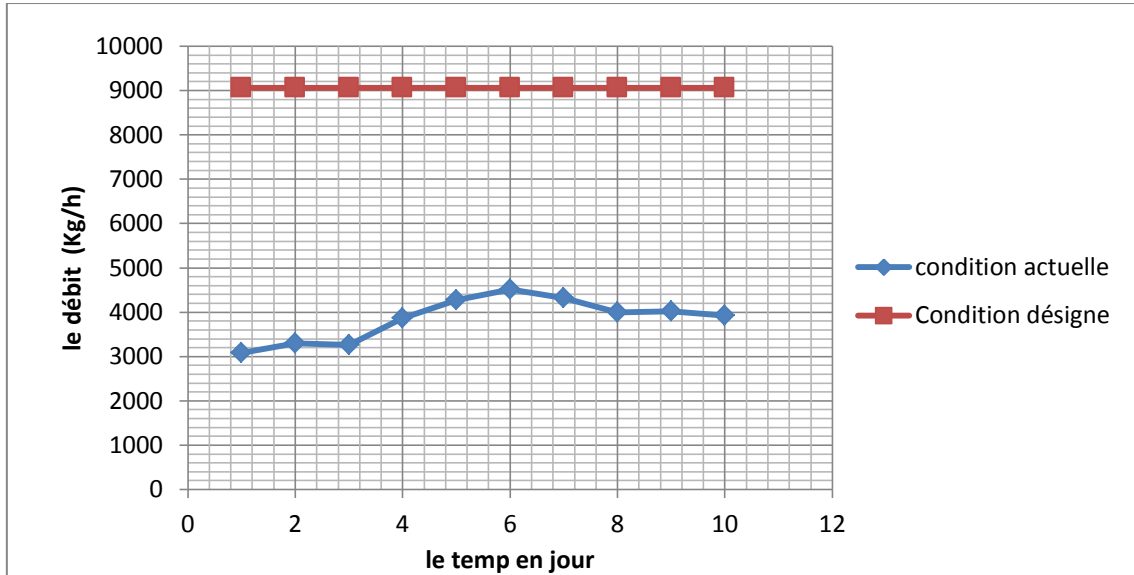


Figure V.12. Evolution de débit de vapeur.

V.3.2.3. Calcul thermique :

La différence de température moyenne (pour dix jours) a été déterminée. Pour une valeur moyenne calculée de la température on a eu les valeurs suivantes :

$$\begin{array}{l}
 \text{*Côté calandre : } \left\{ \begin{array}{l} T1=156 \text{ }^\circ\text{C} \\ T2=144.7 \text{ }^\circ\text{C} \end{array} \right. \quad ; \quad \text{Côté tubes : } \left\{ \begin{array}{l} t1=103.39^\circ\text{C} \\ t2=113.114^\circ\text{C} \end{array} \right.
 \end{array}$$

On trouve : DTLM=40°C

La valeur du DTLM et déduite des abaques (voir annexe.4)

La moyenne pour le débit d'hydrocarbure est :

$$m_{hyd} = \rho_l \times Q_l = 416,19 \times 41,9 \quad ; \quad m = 17438,361 \text{ kg/h}$$

La moyenne pour le débit de vapeur est :

$$M(\text{vap}) = 3445 \text{ kg/h}$$

Le flux de chaleur échangé est :

$$Q_{vp} = [3340 \times 0.5411 \times (156 - 144,7)] + [3340 \times 504,68] = 1706053,396 \text{ Kcal / h}$$

Le tableau V.4 donne la comparaison entre les paramètres calculés pour les conditions, design et mesures sur site.

Tableau V.4. Récapitulatif des paramètres calculés pour les conditions, design et mesures sur site.

Paramètre a calculé	Condition design				Condition actuelle	
	Coefficient du film calcules		Coefficient du film du constructeur		Coefficient du film du constructeur	
	Cotes tubes	Cotes calandre	Cotes tubes	Cotes calandre	Cotes tubes	Cotes calandre
M(débit) kg/h	205965	9060	205965	9060	17438,361	3445
Q kcal/h	4635151,085				1706053,396	
DTLM	44,55		37		40	
Gt kg/hm ²	858187,5	41944,20	858187,5	41944,20	75818,96	15462,96
Re	131509,28	3360,34	131509,28	3360,34	11618,55	1238,08
Pr	1,96	0,966	1,96	0,966	Non cal	
Nu	357,55	29,7	357,55	29,7	Non cal	
hi / he	855,169	298,317	4460,5	6520,6	4460,5	6520,6
Us kcal/hm ² °C	192,179		1053,475		1053,475	
A _{cal} m ²	545,20		118,91		40,486	
A _{inst} m ²	188,619				180,1	
ΔP kg/cm ²	0,092	0,016	0,092	0,016	0,0001	0,0027

V.3.2.4. Conclusion :

L'un des points les plus sensibles de notre application est la bonne connaissance de la composition du mélange d'hydrocarbures à l'entrée de l'échangeur.

D'après ces résultants, on remarque que la surface installée, $188,62 \text{ m}^2$, est plus grande que la surface nécessaire pour l'échange. Les pertes de charge au niveau des tubes (0,0092 bars) et au niveau de la calandre (0,016 bars) sont inférieures aux pertes de charge admissibles (0,5 bars). Ce qui confirme le surdimensionnement de l'échangeur.

En ce qui concerne les pertes de charges pour les conditions de travail, on remarque que ces résultats sont faibles, ce qui est tout fait logique : pour les faibles débits, la surface d'échange diminue et donc un aura de faibles pertes de charges.

La première conséquence à tirer de cette étude est que les **performances thermiques souhaitée ne sont pas atteintes**, et la deuxième, compromettant la pérennité de l'échangeur, est un débit de vapeur trop important pour l'échangeur tel que conçu. Ce dernier point a pour effet la corrosion susceptible **d'endommager à terme l'échangeur**.

Les modifications que nous avons préconisées ici afin d'améliorer le comportement des échangeurs sont les suivantes :

- En premier lieux faire une étude complète sur la vapeur circulante au sein du complexe afin de savoir sa composition et déduire la nature des particules causant la corrosion.
- Faire le revêtement juste pour la première rangée.
- **Mise en place d'une chambre de vapeur** à l'entrée côté et cela en augmentant le diamètre afin de diminuer la vitesse d'entrée de la vapeur et minimiser l'impact direct de la vapeur sur le déflecteur (**voir figure V.14**).
- Réaliser un avant projet de revamping du complexe pour remplacer les équipements qui entrent dans la production de la vapeur d'eau et qui contrôlent ces paramètres physiques.
- **Mise en place d'un système d'adoucissement d'eau** : Les adoucisseurs sont des appareils agissant sur la composition physico-chimique de l'eau, en réduisant le calcium et le magnésium responsables de l'entartrage.
L'action chimique provoque l'adoucissement de l'eau, principe qui consiste à appauvrir l'eau en calcium et en magnésium.

L'eau à adoucir circule à travers des résines échangeuses d'ions (résines cationiques fortes) qui vont échanger le calcium et/ou le magnésium par du sodium. A la sortie de l'appareil, l'eau n'est plus entartrante. Adoucie, elle est devenue «douce».

Au fur et à mesure du passage de l'eau, les résines se saturent en calcium et en magnésium. L'adoucisseur nécessite alors une «régénération» de façon à recharger ses résines en ions sodium à partir d'une solution de chlorure de sodium ou saumure (sel et eau) qu'il puise dans le bac à sel. (voir la figure V.15)

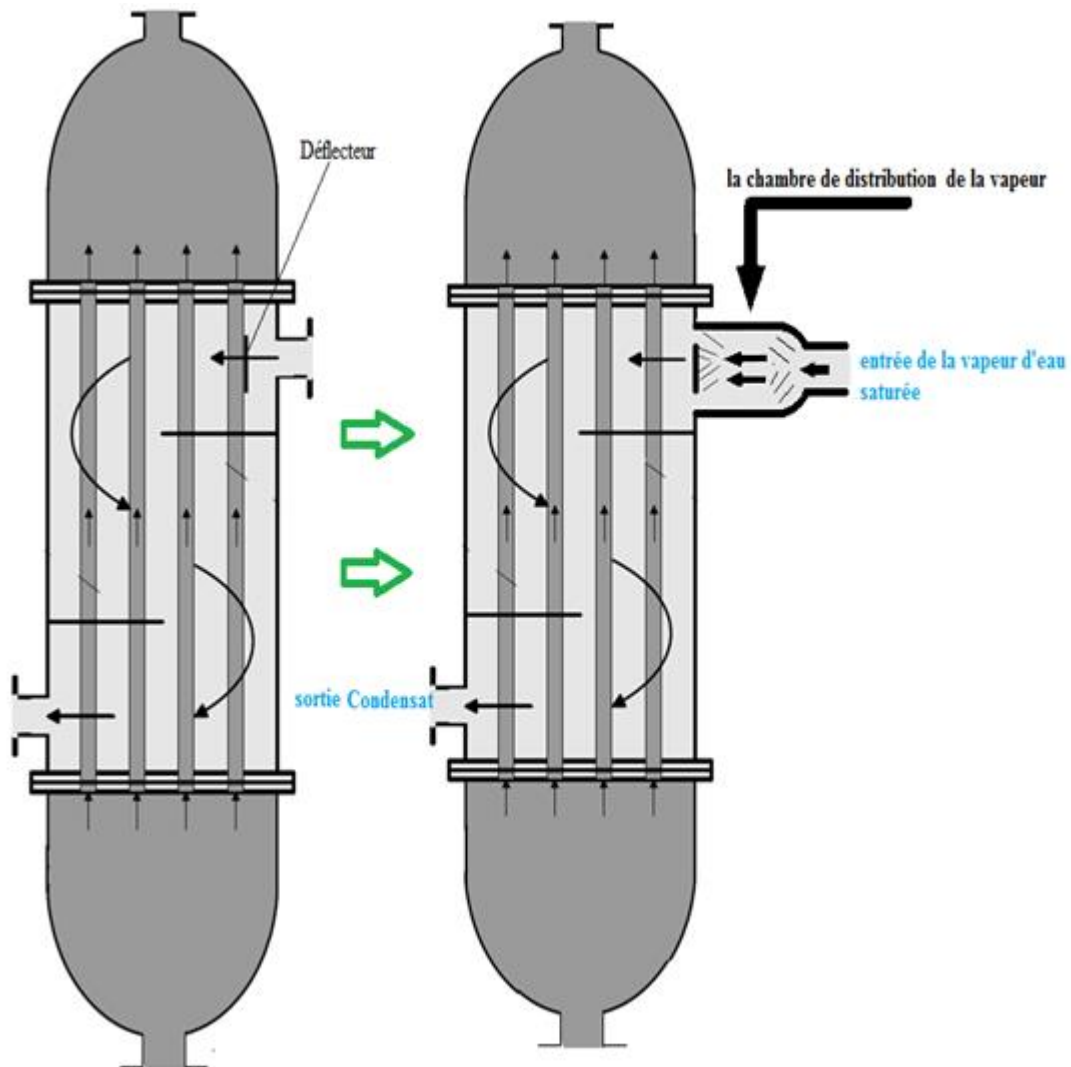


Figure V.14: Représentation schématique de la mise en place d'une chambre de vapeur.

Adoucisseurs :

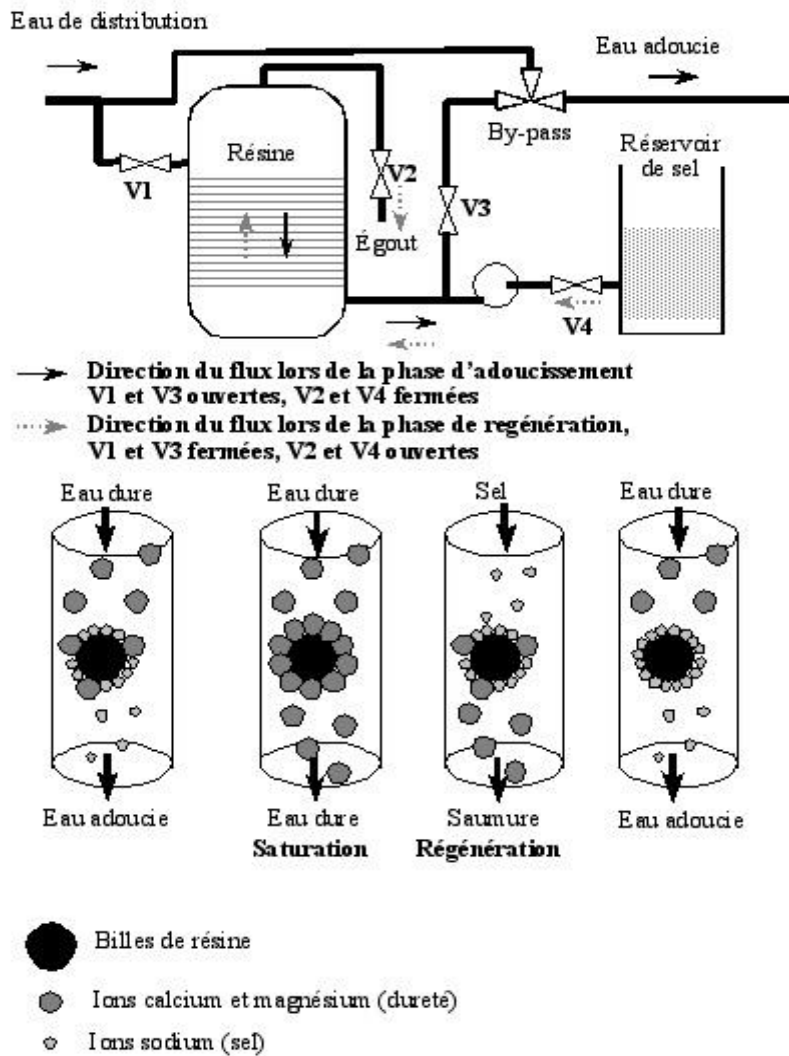


Figure V.15 : Système de fonctionnement d'un adoucisseur d'eau.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le projet de fin d'études qui nous a été confié est relatif à une analyse des performances énergétiques d'un rebouilleur thermosiphon destiné à réchauffer le fond d'une colonne à une température donnée. La vapeur circule du côté calandre du rebouilleur tandis que le gaz s'écoule du côté tube afin de séparer deux produits de densités différentes. Suite aux conditions de fonctionnement de l'échangeur, des problèmes de percements de quelques rangées ont été décelées. Nous avons essayé dans le cadre de ce projet, de mieux cerner la problématique, de diagnostiquer le problème en proposant les solutions adéquates afin d'y remédier.

Lors de l'exploitation des échangeurs de chaleur, les industriels sont le plus souvent confrontés à des phénomènes de corrosion, d'encrassement et de vibration, influant négativement sur la tenue mécanique des appareils. La tenue mécanique des échangeurs peut être considérée comme un problème à part entière dans l'étude des échangeurs de chaleur.

Dans le cadre de notre stage, au sein de l'entreprise **Sonatrach**, notre intérêt était particulièrement porté sur les problèmes rencontrés lors de l'utilisation de l'échangeur **X152C**. Soucieux d'éviter les mêmes problèmes, pour d'autres échangeurs de chaleur, dans les mêmes conditions de fonctionnement que le précédent, nous nous sommes fixé comme objectif de diagnostiquer son dysfonctionnement et de proposer la solution pour y remédier.

Il est important d'assurer en permanence un fonctionnement efficace du procédé de liquéfaction et de refroidissement par un bon entretien selon un plan de maintenance planifié et bien déterminé. Le percement et l'encrassement des tubes, présentent un problème majeur qui affecte l'efficacité des rebouilleurs du process de liquéfaction. Ce qui a pour conséquence une perte de production due à l'élimination des tubes endommagés en les condamnant, causant ainsi une perte de rendement des rebouilleurs présent dans le système de fractionnement de l'usine.

L'étude du rebouilleur **X52C** a été structurée en deux étapes : la première consiste à déterminer le problème majeur qui affecte le rebouilleur causant ainsi la

diminution de son rendement ; la seconde étape est relative à la détermination de l'évolution thermodynamique du mélange d'hydrocarbure considéré dans sa phase de vaporisation et la vapeur d'eau dans sa phase de condensation. A cet effet, des calculs d'échanges thermiques ont été établis pour l'échangeur de chaleur du complexe de liquéfaction.

L'observation et l'analyse du rebouilleur lors son fonctionnement ont révélé que les performances thermiques souhaitées ne sont pas atteintes et qu'un débit trop important de vapeur pourrait conduire à des vibrations importantes susceptibles de compromettre son bon fonctionnement à long terme.

A cet effet, nous préconisons la mise en place d'une chambre de distribution de la vapeur de manière à éviter un risque d'abrasion due à une trop grande vitesse d'écoulement de la vapeur ou à la présence de particules solides dans cette dernière, qui, projetée à grande vitesse pourrait endommager les tubes. Les avantages de cette chambre par rapport à un déflecteur sont d'une part une meilleure distribution et répartition de la vapeur, une protection du faisceau sur tout le diamètre et contrairement à un déflecteur ne risque pas d'être arrachée durant la durée de vie de l'échangeur.

Une seconde proposition consiste en la mise en place d'une vanne de régulation en amont de l'entrée de vapeur afin de diminuer la pression ainsi que la vitesse d'écoulement de la vapeur.

Enfin une recommandation aussi importante que les propositions précédentes est que la bonne connaissance des conditions de service et de la composition du mélange permettra de garantir le bon fonctionnement de l'échangeur proposé.

Pour terminer, il est important de souligner que l'équipement que nous avons présenté ne couvre qu'une infime partie de ce que comporterait réellement un complexe de liquéfaction. En effet, toute personne franchissant l'enceinte du complexe **GL2/Z** est frappée par l'importance et la complexité de ses unités.

Références Bibliographiques

Références bibliographiques

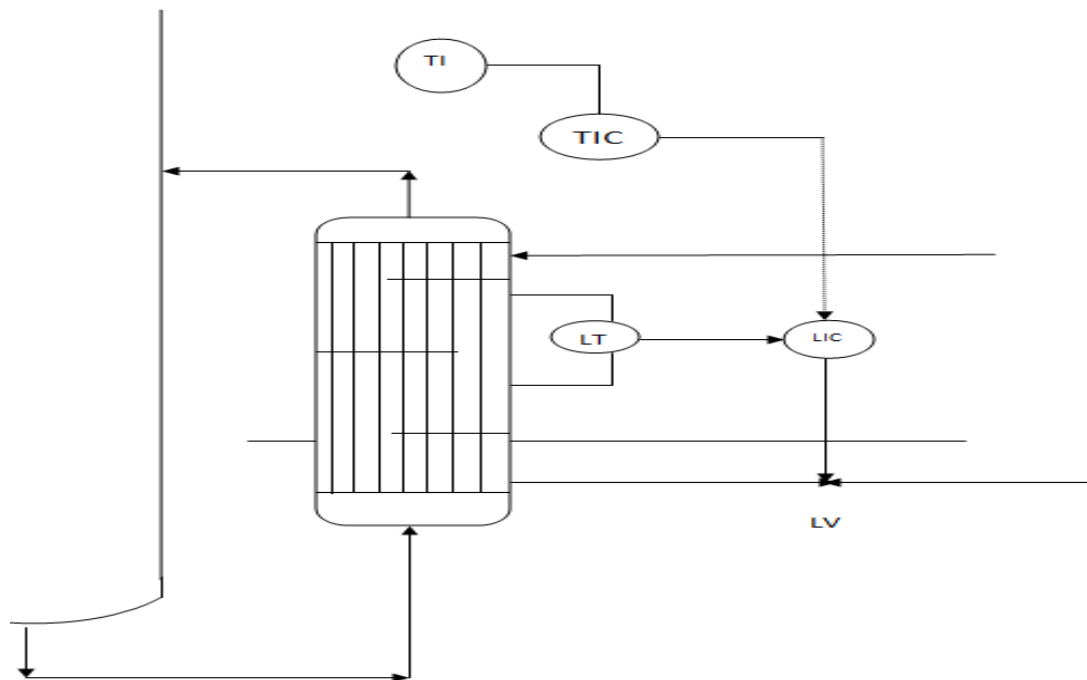
- [1] **Manuel d'organisation I**, "Description du procédé de fabrication de GL2/Z", Rapport interne de Sonatrach, pages 1-17, 2006.
- [2] <http://www.sonatrach-dz.com/presentation.html>.
- [3] **André BONTEMPS**, "Technique de l'ingénieur," Échangeurs de chaleur Définitions et architecture générale" , B 2340.
- [4] **Manuel opératoire des utilités**, "Production de vapeur", Rapport interne du complexe GL2Z de Sonatrach, Numéro 2. 2, pages 54-92, 1978.
- [5] **Kellogg, M.**, "Process unit book annex". Houston Company, Volume 42, Texas, USA, 1999.
- [6] **Manuel opératoire des utilités**, "Stockage du GNL", Document interne du complexe GL2Z de Sonatrach , Numéro 2.5, pages 16-22, 1978.
- [7] **Rojey, A., Durand, B., Jaffret, C., Jullian, S., Valais, M.**, "Le gaz naturel, production, traitement et transport ", pages 335- 344, 1980.
- [8] **Manuel d'organisation II**, "Description du procédé de fractionnement de GL2/Z", Rapport interne de Sonatrach, pages 1-60, 2006.
- [9] **Bontemps, A.**, "Echangeurs de chaleur Définitions et architecture générale", Technique de l'ingénieur, B 2340.
- [10] **Saccadura, J. F.**, Initiation aux transferts thermiques, Paris, 1993.
- [11] **Mezmiz, A.**, "Différents types d'échangeurs", Mini- projet, Département de Génie Mécanique, Université de Constantine, 2006.

- [12] **Banque de Données**, complexe GL2Z, départements, technique et contrôle, Sonatrach.
- [13] **Technid, W.**, "Raffinage et génie chimique", Tomes 1 et 2, Paris, 1965.
- [14] **Padet, J.**, "Echangeurs thermiques", Edition Masson, Paris, 1994.
- [15] **TEMA**, "Standards of Tubular Exchangers Manufacturer's Association", New York, 1968.
- [16] **Battaglia, J. L.**, "Introduction aux transferts thermiques", Edition Dunod, Paris, 2010.
- [17] **Uhlig, H.**, "Corrosion et protection", Edition Dunod, Paris, 1970.
- [18] **Lignon, J., Mijon, M.**, "Matériaux", Edition Delagrave, Paris, 1967.
- [19] **Incropera, F. P.**, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", Edition Mc Graw Hill, New York, 1997.
- [20] **Wuithier, P.**, "Le pétrole raffinage et pétrochimie", Tome I, Edition Technip, Paris, 1972.
- [21] **Kreith, F.**, "Heat and Mass Transfer", CRC Press LLC, 1999.
- [22] **John H, Lienhard IV.**, "A Heat Transfer Textbook", Edition Third, 2008.

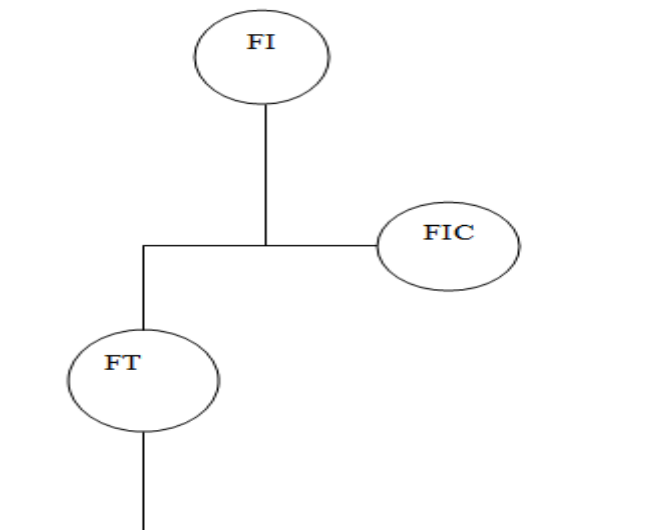
Annexes

Annexe 1

Représentation des Indices de la Section de fractionnement :



Boucle de régulation de débit (en cascade) :



Annexe 2

Système de désurchauffe

Le désurchauffeur à pulvérisation de vapeur adopte le système de contact direct par la moyenne de mélange de l'eau de refroidissement. Ce type de désurchauffeur est utilisé pour le désurchauffage des gaz (la vapeur pour notre cas) par son condensat ou par un autre liquide. Le liquide réfrigérant abaisse la température en contact direct avec le corps gazeux et en recevant la chaleur de vaporisation du corps gazeux et de sa propre vaporisation, celle qui entraîne la vaporisation du liquide pour augmenter, l'ensemble du volume du corps gazeux. La figure 1 montre le schéma du désurchauffeur.

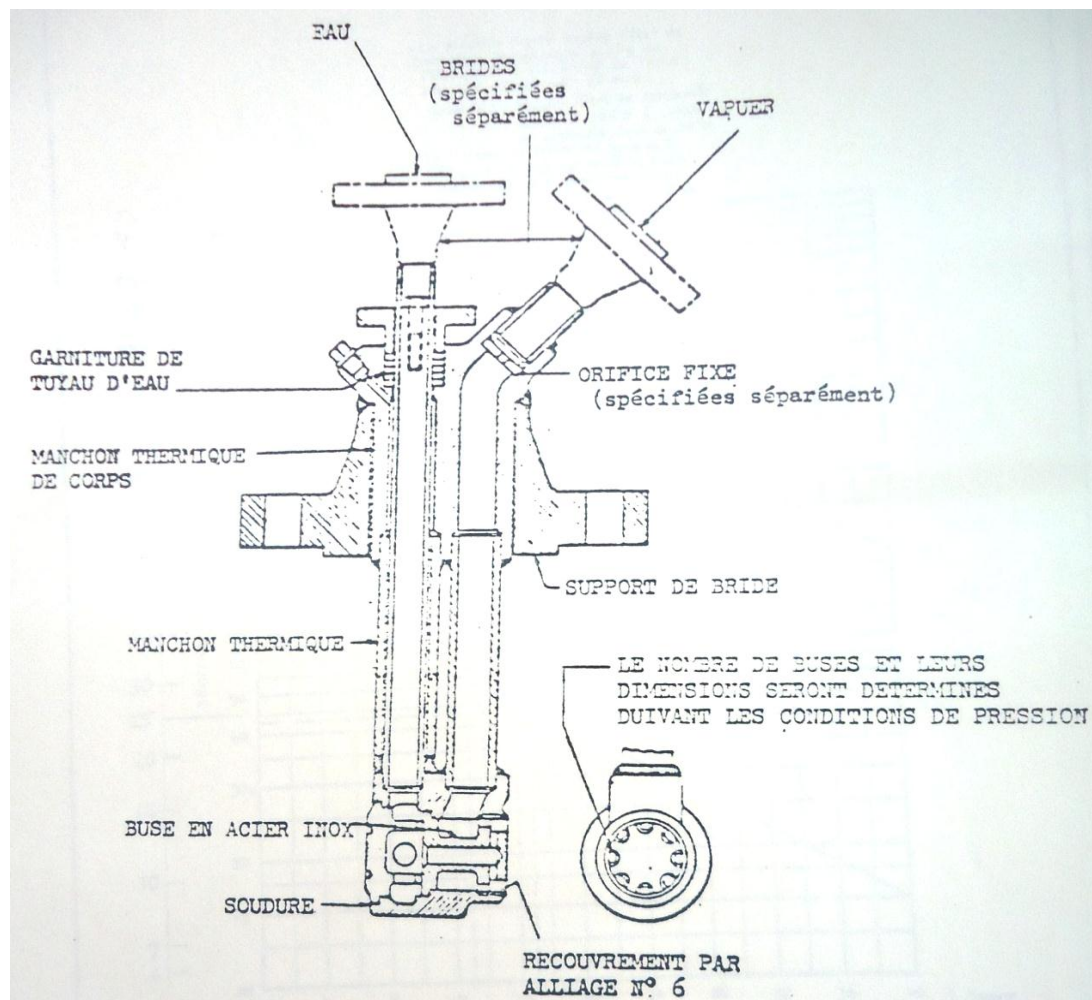
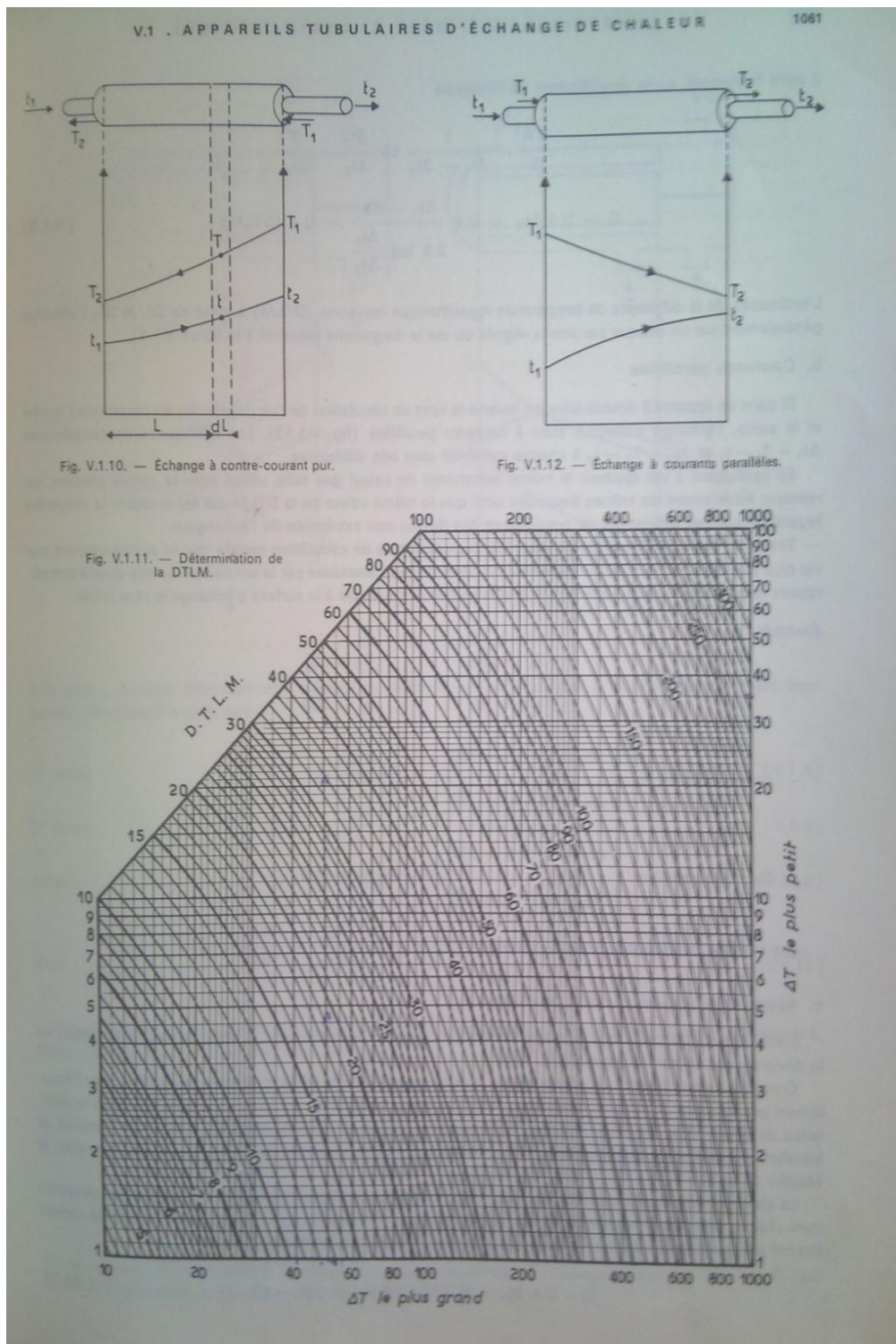


Figure 1 : Schéma descriptif du système de désurchauffage.

Annexe 3

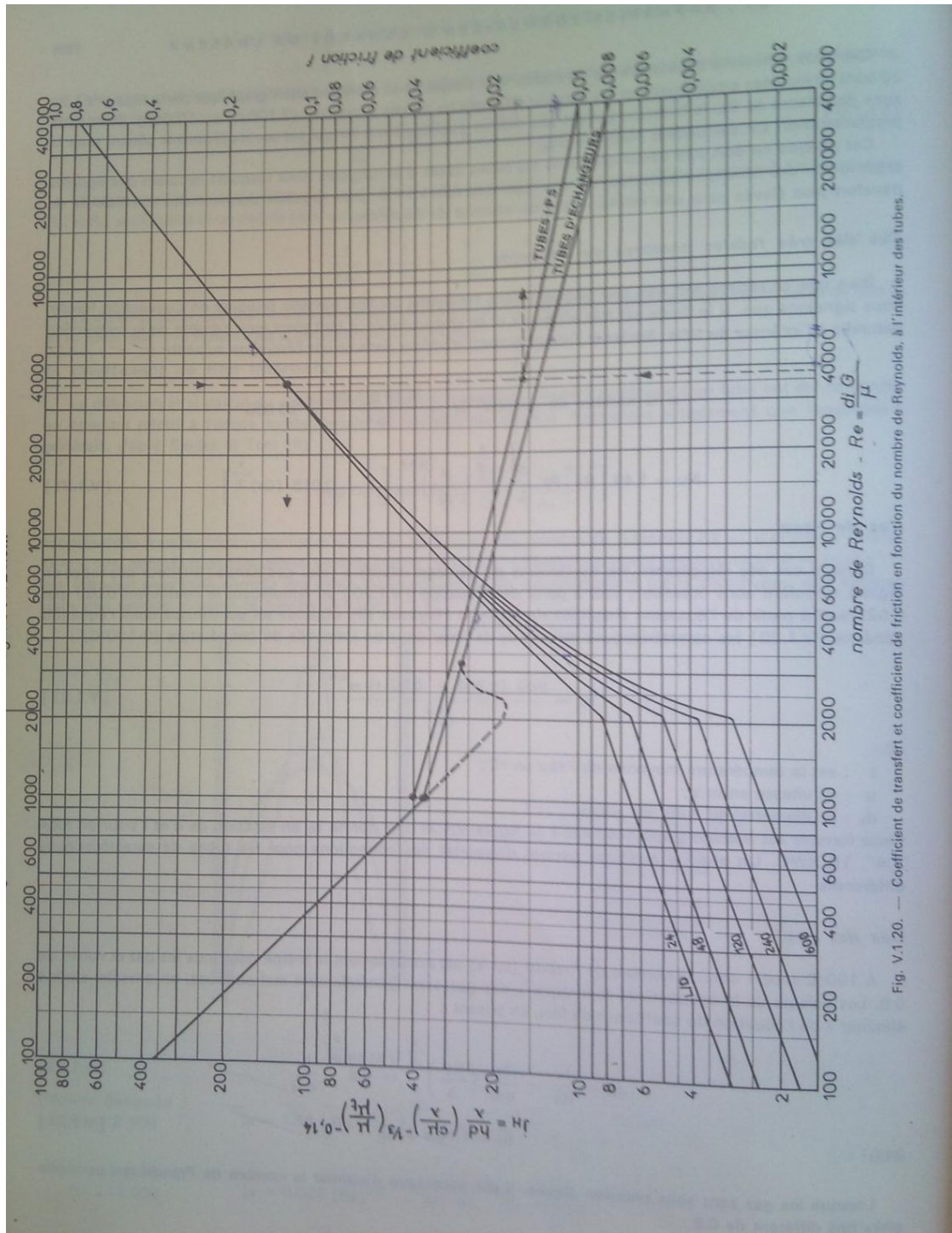
Détermination de DTLM



Abaque 1 : Détermination du DTLM en fonction de la température.

Annexe 4

Coefficient de Frottement



Abaque 2 : Détermination du coefficient de frottement interne.

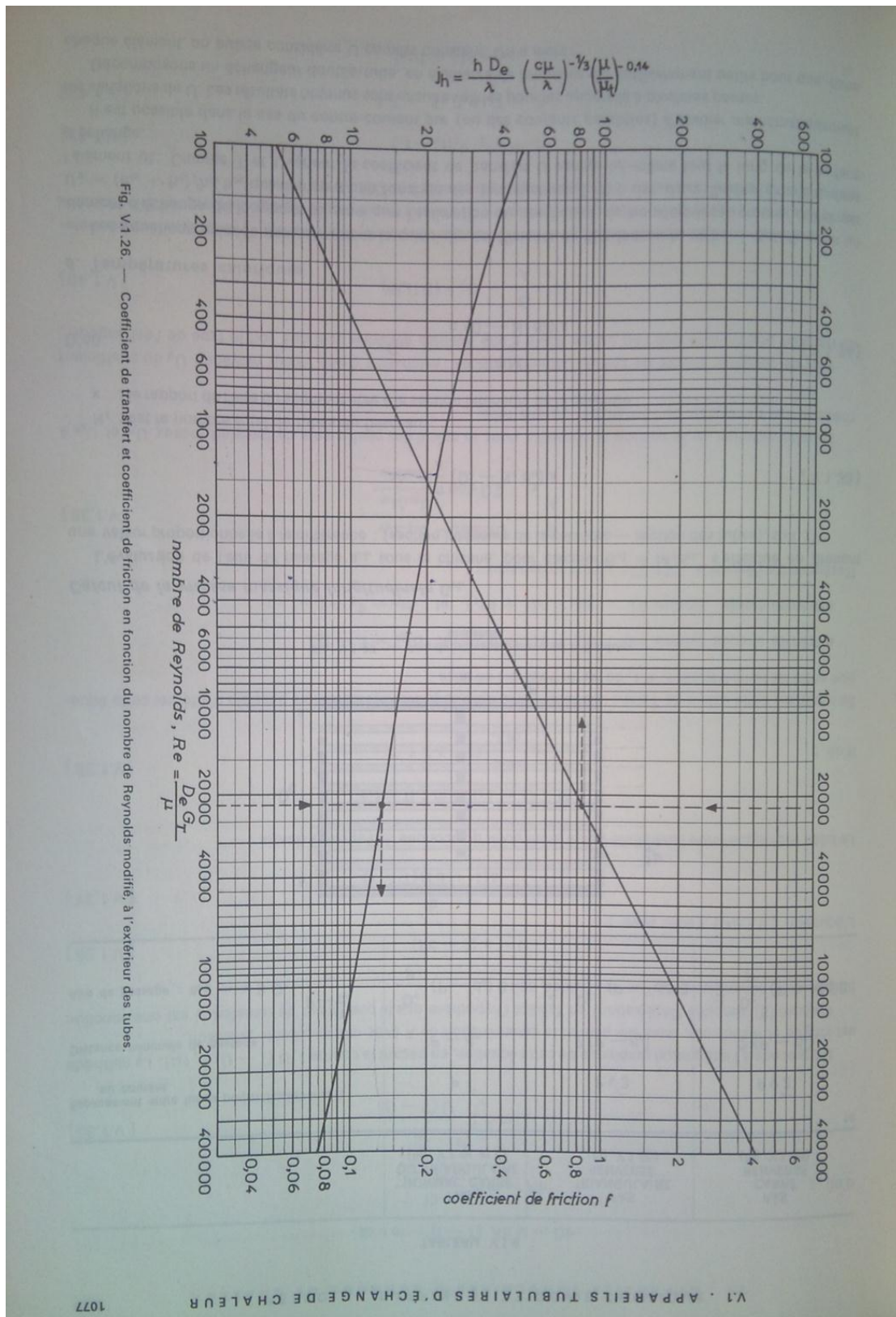


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Abaque 3 : Détermination du coefficient de frottement externe.

Annexe 5

Calcul de la différence de la température logarithmique moyenne DTLM

Le calcul du DTLM se fait par la méthode du **DTLM pondéré**

$$DTLM(1) = \frac{(T_1 - t_2) - (T_1 - t')}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_1 - t')}\right)}$$

$$DTLM(2) = \frac{(T_1 - t') - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t')}{(T_2 - t_1)}\right)}$$

$$DTLM(\text{pondéré}) = \frac{Q_{total}}{\frac{Q_1}{DTLM(1)} + \frac{Q_2}{DTLM(2)}}$$

Avec :

T1-T2: différence de température à l'extrémité chaude ;
 T2-T1 : différence de température à l'extrémité froide ;
 T' : température de saturation de l'hydrocarbure.

- Cas 1 :
- Mc Cc < Mf Cf

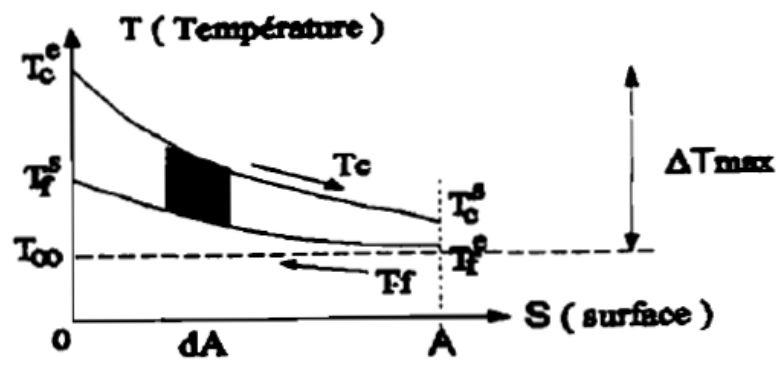


Figure 2: Distributions de température dans un échangeur à contre courant lorsque la capacité calorifique du fluide froid est supérieure à celle du fluide chaud.

- Cas 2 :
- $M_c C_c = M_f C_f$

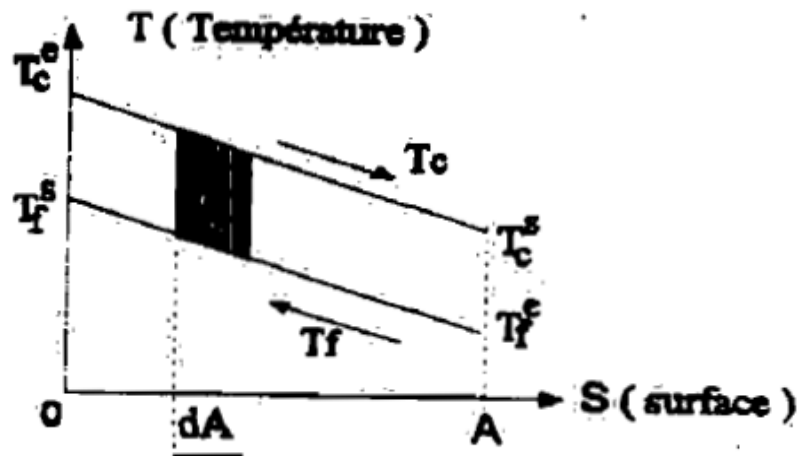


Figure 3: Distributions de température dans un échangeur à contre courant lorsque les fluides ont la même capacité calorifique.

- Cas 3 :
- $M_c C_c > M_f C_f$

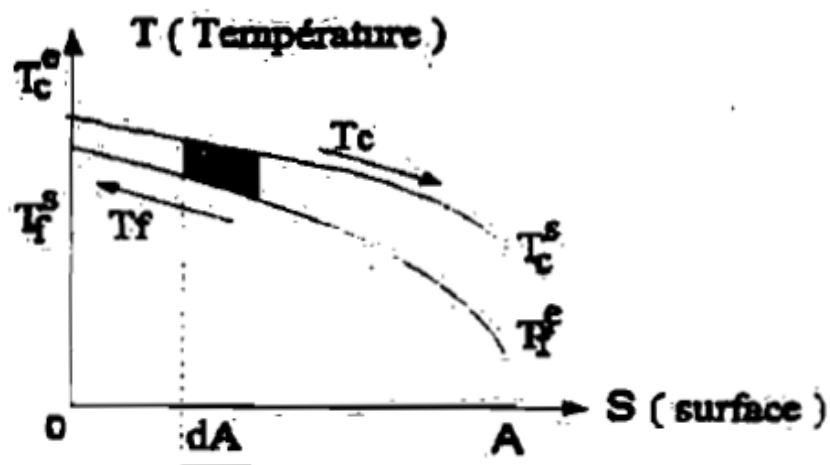


Figure 4: Distributions de température dans un échangeur contre courant lorsque la capacité calorifique du fluide chaud est supérieure à celle du fluide froid.