



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M...../IP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie pétrochimique

Thème

**Evaluation des facteurs causaux le phénomène de bouchage de
l'échangeur E.504 EDM/MEA au complexe GL1/Z**

Présenté par :

- 1- BELMAGHNI Hamza
- 2- FATAH Mouhamed El Amine

Soutenu le 26/06/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Dr. DRIOUCH Aouatif	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Dr. BENALIOUA Bahia	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr. AGUEDAL Hakim	MAB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

Remerciements

Nous tenons à présenter nos vifs remerciements, ainsi que notre profonde gratitude :

A notre encadreur Dr. AGUEDAL Hakim de l'Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem pour toute sa disponibilité et ses conseils tout au long de la réalisation de ce travail.

A la présidente de jury Dr. DRIOUCH Aouatif de l'Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem de nous avoir fait le grand plaisir de présider le jury, et aussi le Dr. BENALIOUA Bahia de l'Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem d'accepter d'évaluer et enrichir ce travail.

A notre encadreur du complexe GL1/Z Mr Rézigui pour sa disponibilité et son suivie pratique tout au long de la réalisation de ce travail.

A tout le personnel du complexe GL1/Z pour leur accueil et leur aide tout au long de la réalisation de ce travail.

On remercie aussi toute personne ayant contribué de près ou de loin au bon déroulement de ce travail.

Liste des figures

Figure 1 : Les principales étapes de liquéfaction du gaz naturel.	7
Figure 2: Décarbonatation du gaz naturel.....	9
Figure 3: Schématisation du problème	18
Figure 4 : Excès de surface d'échange en fonction de la résistance d'encrassement.....	21
Figure 5 : Perte de flux de chaleur en fonction de la résistance d'encrassement.....	21
Figure 6 : Position de l'échangeur de chaleur E.504.	26
Figure 7 : Evolution de la vitesse de l'écoulement en fonction de débit d'eau de mer.....	31
Figure 8 : Les tartres formés sur la boite de distribution	32
Figure 9 : Bouchage des tubes de l'échangeur E.504	34
Figure 10 : Effet de la solution de MEA sur la surface des tubes.....	34
Figure 11 : Effet de la MEA sur la surface des tubes.....	35

Liste des Tables

Tableau 1: Compositions du GNL.....	5
Tableau 2: Conditions de stockage du GNL.	5
Tableau 3 : Quelques modèles de dépôt liés à l'encrassement particulaire	16
Tableau 4 : Valeurs des résistances d'encrassement.....	19
Tableau 5 : Paramètres de service de l'échangeur E.504 (design)	26
Tableau 6 : Paramètres de service de l'échangeur E.504 (actuels).....	27
Tableau 7 : Historique de l'échangeur E.504.....	28
Tableau 8: Débit d'eau de mer à travers les tubes du refroidisseur E.504	30
Tableau 9 : Composition chimique de l'eau de mer	33
Tableau 10 : Résultats des analyses des dépôts.....	34
Tableau 11 : Influence de la concentration sur la vitesse de corrosion.....	36
Tableau 12 : L'entretien des échangeurs E.504 pour six trains pendant 3 ans.....	37

Chapitre I

Description du complexe GL1/Z

Introduction	2
I. Situation géographique du complexe.....	3
II. Principales zones du complexe	3
II.1 Zone des utilités.....	3
II.2 Zone process	3
II.3 Zone terminal.....	4

Chapitre II

Description de la section de décarbonatation

Introduction	7
I. Fonctionnement de la section de décarbonatation	7
I.1 Principe de fonctionnement	7
I.2 Régénération de la solution MEA	8
II. Les modifications réalisées au niveau de cette section pendant la rénovation	8

Chapitre III

Les échangeurs de chaleur et phénomène d'encrassement

Introduction	10
I. Différents types d'échangeurs de chaleur.....	10
I.1 Les échangeurs tubulaires.....	10
I.2 Les échangeurs à plaques.....	11
I.3 Autres types d'échangeurs	12
II Notions sur l'encrassement des échangeurs	12
II.1 La corrosion	13
II.2 L'encrassement biologique	13
II.3 L'encrassement par réaction chimique	13
II.4 L'entartrage.....	14

II.5 L'encrassement particulaire	14
III Effets de l'encrassement sur les performances thermiques d'un échangeur de chaleur	14
IV Dimensionnement d'un échangeur et encrassement	19
V Prévention contre l'encrassement	22
V.1 Au moment de la conception de l'échangeur.....	22
V.2 Au moment de la fabrication de l'échangeur et de sa mise en route	22
V.3 Aspects économiques liés a l'encrassement	22
V.4 Coûts liés a la conception de l'échangeur	23
V.5 Coûts liés au fonctionnement de l'échangeur.....	23
V.6 Coûts liés à l'arrêt de l'installation	23

Chapitre IV

Etude du problème de l'échangeur E.504

Introduction	25
IV.1 Description et le rôle de l'échangeur E.504	25
IV.2 Problématique	27
IV.3 Historique de l'échangeur E.504	27
IV.4 Les causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E.504	29
IV.5 Analyse des causes.....	29
IV.6 Interprétation des résultats	36
IV.7 Les conséquences de ces problèmes	37
Conclusion	39
Recommandations.....	40
Annexes	
Références bibliographiques	

INTRODUCTION

Introduction générale

L'énergie occupe une place indispensable dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons, le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Cette industrie nécessite l'implantation de diverses unités de traitement avec l'installation d'équipements coûteux. Dans ces conditions, les progrès techniques permettant de réduire ces coûts qui devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international des combustibles.

Parmi les problèmes vécus au niveau des unités de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z), est le problème de bouchage de l'échangeur E-504. Ce dernier permet de régler la température finale de la MEA pauvre qui vient d'être régénérée à 38°C, c'est à dire la refroidir.

Notre travail consiste à déterminé les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'échangeur de chaleur ont trait aux phénomènes d'encrassement.

Pour cela notre mémoire est divisé en quatre grands chapitres :

- Chapitre I : Présentation générale du complexe GL1/Z.
- Chapitre II : Description de la section de décarbonatation.
- Chapitre III : Les échangeurs de chaleur et phénomène d'encrassement.
- Chapitre IV : La problématique, où les causes qui peuvent mener à l'apparition du problème de bouchage ont été décelées.

Le travail s'achève par une conclusion et quelques recommandations qui peuvent répondre à la problématique en occurrence.

Chapitre I

Description du complexe GL_1/\mathbb{Z}

Introduction

En 1917, le gaz naturel a été liquéfié pour la première fois dans l'industrie pour extraire l'hélium. Le gaz naturel liquéfié est un mélange liquide en équilibre avec sa phase vapeur sous une température de -160°C et une pression de 1,05 bars, il est composé d'hydrocarbures saturés dont la teneur de méthane est comprise entre 80 et 100% en volume, associé à un peu d'azote.

En novembre 1956, le forage du premier puits à HASSI R'MEL mettait en évidence la présence du gaz naturel.

La première pierre du complexe GL1/Z a été posée le 16 Juin 1973, mais le début de la production était en Février 1978 dans le but de liquéfier le gaz naturel GN, provenant de HASSI R'MEL. Un gazoduc de 42 pouces de diamètre, de 500 Km de longueur, doté de 5 stations de compression acheminant ce gaz au complexe; où il est traité, liquéfié et stocké.

Entre 1993-1995 le complexe GL1/Z a connu la première expérience au monde du GNL consistant à rénover les installations tout en exploitant. L'objectif de cette opération est d'améliorer la sécurité, la fiabilité et d'augmenter la capacité comme suit:

- Sécurité :
 - ✓ Les bras de chargement avec un système de déconnectent rapide.
 - ✓ Les systèmes d'arrêt d'urgence.
 - ✓ Détection.
- Exploitation :
 - ✓ Augmentation de capacité vapeur par le rajout de quatre chaudières de 400T/H.
 - ✓ Nouvelle pomperie de GNL.
 - ✓ Nouvelle unité d'électrochloration.
 - ✓ Source d'énergie électrique supplémentaire de 60 KVA.
- Contrôle :
 - ✓ Circuit fermé de télésurveillance des installations.
 - ✓ Système central d'intercommunication.
 - ✓ Une nouvelle salle de contrôle centralisée.

I. Situation géographique du complexe GL1/Z

Il est implanté entre le complexe GL2/Z à l'est, à l'ouest à 8Km de la ville d'ARZEW, au Sud à 2 Km de la ville de BETHIOUA et la mer au Nord, situé dans le Nord-Ouest du pays longeant la côte méditerranéenne à 40 Km de la ville d'ORAN. Le complexe s'étale sur une superficie de 72 hectares dont 56 sont occupés par les installations.

II. Principales zones du complexe

Le complexe GL1/Z se partage en plusieurs zones :

II.1 Zone utilité

La liquéfaction du GN est une grande consommatrice d'énergie, étant donné que la zone des utilités représente le cœur de l'usine, elle s'occupe de la production de :

- **Circuit d'eau potable** : l'eau potable est fournie par la SONADE, elle se déverse dans le réservoir de stockage d'eau potable, d'où elle est transférée par pompage dans le collecteur de distribution pour l'utilisation du complexe.
- **L'eau distillée**: avec six unités de dessalement d'une capacité totale de (45 tonnes/heure). Cette eau est utilisée pour alimenter les chaudières.
- **L'eau de refroidissement** : le réseau d'eau de refroidissement est destiné aux équipements pour lesquels l'utilisation d'eau de mer peut être nuisible (refroidissement des compresseurs,...).
- **La pomperie eau de mer** : qui se compose de six pompes d'alimentation en eau de mer chacune associée à un filtre et à un bassin où se déposent les sédiments. Cette eau est utilisée comme source de refroidissement des condensât et des différents gaz de process, comme source de production de l'eau distillée et aussi pour la lutte anti-incendie.
- **L'électricité** : par trois turbo-générateurs d'une capacité de 18 MW chacun, et une quatrième source externe d'une capacité de 60/20 MW et une source de secours de 30 KV.
- **L'air instrument et l'air service** : l'air instrument est utilisé pour l'alimentation de l'instrumentation de contrôle et des machines de régulation pneumatique, l'air instrument comprimé subit un séchage au préalable et cela pour éviter la corrosion des organes d'instrumentation. L'air service est utilisé pour le nettoyage. Le besoin du complexe est de 4600 m³ d'air, cet air est fourni par deux compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars.

- **L'azote** : utilisé pour les opérations d'inertage et entre dans la construction du MCR (fluide frigorigène).
- **Réseau de gaz combustible** : le réseau de gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.
- **La zone des chaudières** : qui comprend 21 chaudières de 136 tonnes de vapeur à 62 bars et 440°C alimentées par l'eau distillée, dont 17 à haute pression (la 18^{ème} a été rasée après son explosion) situées dans la zone process et 04 (dont une à basse pression) ainsi que 04 autres de 400 tonnes situées dans la zone utilité.

II.2 Zone process

Elle est composée de six trains identiques, indépendants fonctionnant en parallèle d'une capacité de production de 8870 m³ par jour chacun (la capacité contractuelle installée est de 17,6 millions m³ de GNL). Le gaz naturel d'alimentation arrivant aux limites de batterie de l'usine est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisations.

II.3 Zone Terminal

C'est la zone de stockage et de chargement; elle est constituée de :

- trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100 000 m³ et deux réservoirs de gasoline d'une capacité de 14 500 m³.
- Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10 000 m³/h.
- Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement.

La composition et les conditions de stockage du GNL sont regroupées dans les tableaux 1 et 2.

Tableau 1: Compositions du GNL.

COMPOSANTS	% MOLAIRE MOYEN	
	Minimum	Maximum
N ₂	0,6	1,4
CH ₄	84	92,5
C ₂ H ₆	6	8,5
C ₃ H ₈	2,2	3
iC ₄ H ₁₀	0,3	0,5
nC ₄ H ₁₀	0,3	0,7
iC ₅ H ₁₂	0	0,02

Tableau 2: Conditions de stockage du GNL.

Masse molaire	18,2 g/mole
Pression	1,03 bars absolus
Température	-162 °C

La figure 1 représente les principales étapes de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z.

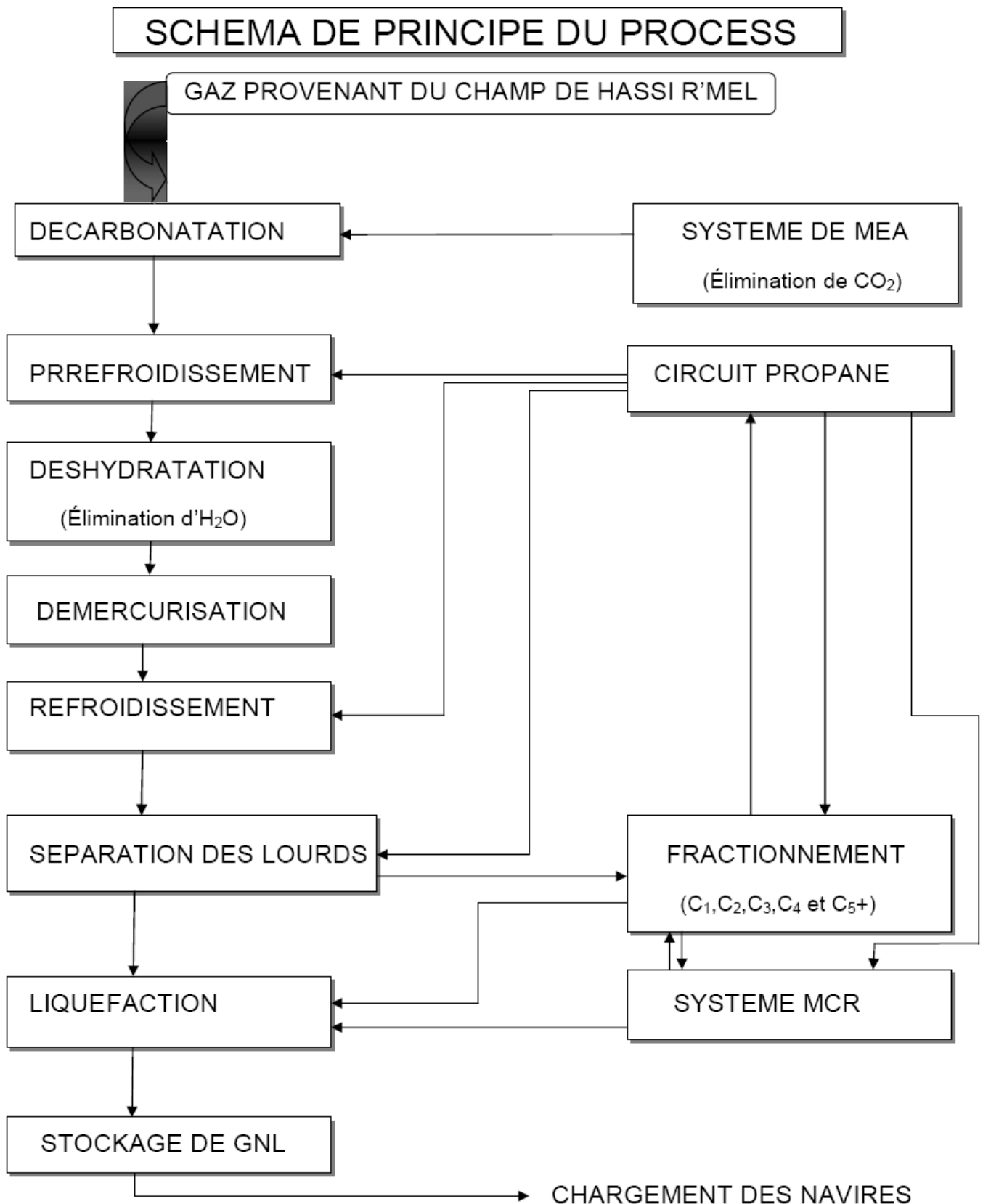


Figure 1 : Les principales étapes de liquéfaction du gaz naturel.

Chapitre II

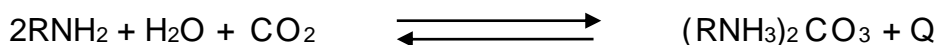
Description de la section de décarbonatation

Introduction

Les composants du gaz naturel tels que les gaz carboniques, les vapeurs d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser et à se solidifier à des basses températures qui sont supérieures à celles de la liquéfaction du gaz naturel (-162 °C) provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids. C'est pour cette raison qu'on doit éliminer ces composants.

I. Fonctionnement de la section de décarbonatation

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage chimique de celui-ci à contre courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% de monoéthanolamine (C₂H₅ON-H₂). Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



A une température ambiante et une pression de 40 bars, la solution de la MEA et le CO₂ forment un mélange correspondant au second membre de la réaction. Tandis qu'à chaud et sous une basse pression au premier membre de réaction.

Une solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de décarbonatation, pour la concentration du gaz carbonique dans le gaz est inférieur ou égale à 90 ppm.

I.1 Principe de fonctionnement

Le gaz naturel passe d'abord dans la section d'épuration située en bas de la colonne d'absorption afin d'éliminer les hydrocarbures comme les huiles lourdes qui sont dirigées vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires) pour entrer par le bas de la colonne sous une pression de 41,7 bars et une température de 38 °C.

Dans la colonne à 27 plateaux, le gaz naturel circule vers le haut à contre-courant avec la solution de MEA pour être débarrassé du CO₂, puis dirigé vers la section de déshydratation. La solution de MEA pénètre en haut de l'absorbeur pauvre en CO₂ au fur à mesure qu'elle descend pour quitter la colonne sous une forme de MEA riche.

I.2 Régénération de la solution de MEA

La solution de MEA riche, après être passée dans le ballon séparateur des hydrocarbures, est tout d'abord chauffée à 102 °C par un échange thermique avec la solution de MEA pauvre régénérée, et en suite introduite en tête de la tour de régénération fonctionnant à 110 °C et à 1 bar. La solution de MEA riche en CO₂ descend dans la colonne pour y être épurée par les gaz ascendants provenant de l'évaporation des produits de fond.

La solution de MEA au fond de la colonne s'appauvrit en CO₂ et renvoyé à l'absorbeur, après avoir réchauffé la solution de MEA riche et être refroidie à 38 °C.

Les gaz incondensables essentiellement le CO₂ sont évacués à l'atmosphère.

II. Les modifications réalisées au niveau de cette section pendant la rénovation

- Le système de lavage a été conçu à fin d'éviter l'entraînement de la solution MEA avec le gaz vers les sécheurs, un circuit fermé d'eau déminéralisée est utilisé pour le lavage.
- A fin de remédier au problème de détente de 40 Bar à 0,7 Bar qui était réalisé par la vanne (LV121) est le cause de l'érosion du siège de la vanne, le ballon de détente (G507) a été installé entre l'absorbeur et le régénérateur. Une première détente de 40 Bar à 8 Bar se fera dans le ballon ensuite une deuxième détente jusqu'à 0,7 Bar se fera à l'entrée du régénérateur par la (LV218), ceci afin éviter le problème d'érosion sur la (LV121) et l'endommagement de la plaque séparatrice du régénérateur de la MEA.

La figure 2 représente la section de décarbonatation du gaz naturel du complexe GL1/Z.

Chapitre III

Les échangeurs de chaleur et phénomène d'encrassement

Introduction

L'échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid sans contact direct entre les deux fluides. Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases : c'est le cas des condenseurs, évaporateurs, bouilleurs, ou des tours de refroidissement [Afgan et Schlunder 1974, Ozisik 1980, Sacadura 1993].

En principe, pour les échangeurs les plus courants dans l'industrie, les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi ou cloison à faible inertie thermique au travers de laquelle les échanges se font par conduction. En effet, la chaleur que l'un des fluides cède à la paroi par convection le long de la surface de contact est transférée par conduction et, est cédée à l'autre fluide par convection le long de l'autre face.

De par leurs différentes applications, les caractéristiques des échangeurs se situent dans une gamme très étendue en encombrement, en puissance échangée, en pression et en température. Les exigences de fonctionnement, les différentes normes imposées par le législateur pour la conception de tels appareils, les technologies ainsi que les matériaux utilisés sont inévitablement variés et difficilement comparables.

Il devient donc difficile d'établir une classification rigoureuse sans faire le choix incontestablement restrictif d'un critère. Le plus souvent, les échangeurs de chaleur sont classifiés selon la configuration d'écoulement des fluides considérés et selon leur type de construction.

I. Différents types d'échangeurs de chaleur

Les principaux types d'échangeurs de chaleur rencontrés sont les suivants :

- les échangeurs tubulaires ;
- les échangeurs à plaques ;

Compte-tenu des diverses applications dans lesquelles interviennent les échangeurs de chaleur et de leurs développements actuels, nous n'avons pas ici, la prétention de fournir une liste exhaustive des différentes configurations existantes.

I.1 Les échangeurs tubulaires

Les échangeurs tubulaires représentent encore près de la moitié des échangeurs thermiques vendus en France et en Europe [Finkbeiner et al 1993]. Ils présentent un certain nombre d'avantages : en particulier ils sont faciles à fabriquer, relativement bon

marché, de maintenance aisée et surtout ils peuvent être utilisés à des pressions élevées et à de fortes températures. Leur robustesse et leur fiabilité contrebalancent leur encombrement. On distingue, le plus souvent :

- les échangeurs monotubes pour lesquels le tube est placé dans un réservoir ;
- les échangeurs coaxiaux pour lesquels les tubes sont le plus souvent cintrés ;
- les échangeurs multitubulaires :
 - a) les échangeurs à tubes ailetés qui permettent d'améliorer le coefficient d'échange : lorsque l'un des fluides transitant dans l'échangeur s'avère moins bon caloporteur que l'autre, l'utilisation d'ailettes autour des tubes ou dans les tubes s'impose pour que la résistance thermique globale ne soit pas entièrement due au fluide ayant le plus petit coefficient d'échange thermique.
 - b) les échangeurs à tubes et calandre où la calandre est une enveloppe métallique cylindrique entourant un faisceau de tubes : ils possèdent une boîte de distribution c'est à dire un dispositif qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes. Ils peuvent être à boîte fixe, à boîte flottante, ou à tubes en U avec une boîte à chaque extrémité de l'échangeur. Les tubes peuvent être supportés par des chicanes.

I.2 Les échangeurs à plaques

De création plus récente que les échangeurs tubulaires, les échangeurs à plaques ont subi depuis leur création, il y a environ 60 ans, des améliorations substantielles. Ils sont formés par l'empilement d'un ensemble de plaques métalliques embouties, au travers desquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides. S'ils ne peuvent pas toujours être utilisés pour les températures élevées et les fortes pressions, les échangeurs à plaques bénéficient d'avantages tenant notamment à leur meilleur rendement et à leur compacité. Plusieurs technologies sont en concurrence. La principale, et la plus ancienne, est celle des échangeurs à plaques avec joints. Un joint par plaque assure l'étanchéité de l'échangeur ainsi que la répartition des fluides dans les canaux formés par deux plaques. Ces échangeurs ne peuvent être utilisés que pour des pressions maximales de 30 bars et des températures maximales de 200 degrés Celsius.

D'autres technologies plus récentes permettent de remédier aux inconvénients de l'existence de joints, comme les échangeurs à plaques soudées. Les échangeurs à plaques soudées sont adaptés à l'utilisation de fluides encrassants corrosifs, chauds, sous pression, présentant des débits très différents de part et d'autre de la surface d'échange.

Il existe d'autres échangeurs à plaques dont la diffusion est moins importante tels que les échangeurs à spirales et les échangeurs à plaques brasées. Les échangeurs à plaques brasées sont formés de plaques embouties, mais sans joints, qui forment ainsi un appareil compact et résistant à hautes pressions. Les échangeurs à spirales sont constitués de deux rubans de tôle gaufrée, enroulés et maintenus parallèles et où la circulation du fluide est de type monocanal à courants parallèles ou croisés.

I.3 Autres types d'échangeurs

Parmi les échangeurs thermiques, il convient également de citer les échangeurs où l'un des deux fluides change de phase. Il s'agit du cas particulier des évaporateurs tubulaires ou à plaques où le fluide froid passe de l'état liquide à l'état gazeux, et des condenseurs tubulaires ou à plaques où le fluide chaud passe de l'état gazeux à l'état liquide. Ils sont généralement utilisés pour concentrer une solution, refroidir un fluide ou produire de la vapeur.

Pour résoudre ses problèmes d'échanges thermiques, l'utilisateur se trouve devant une grande variété de produits, dont les principales catégories sont, rappelons le, les échangeurs tubulaires et les échangeurs à plaques. Toutefois, la technologie de ces types d'échangeurs porte surtout sur l'utilisation de nouveaux matériaux ainsi que sur les conditions d'amenée des fluides. Les matériaux les plus utilisés dans les échangeurs sont les aciers inoxydables et le titane, mais d'autres matériaux sont également employés, notamment pour limiter l'effet des phénomènes de corrosion, comme le graphite, la céramique, le verre et les plastiques. L'objectif est d'améliorer la résistance des échangeurs afin de les rendre plus fiables lorsqu'ils sont utilisés dans des cycles thermiques.

II Notions sur l'encrassement des échangeurs

L'encrassement qui, sous sa forme la plus générale, peut être défini comme l'accumulation d'éléments solides indésirables sur une interface, affecte un grand nombre d'opérations industrielles. Selon la classification établie en 1978 par Epstein [*Epstein 1978*], il existe cinq grands types d'encrassement différents :

- La corrosion ;
- l'encrassement biologique ;
- l'encrassement par réaction chimique ;
- l'entartrage ;
- l'encrassement particulaire ;

Quel que soit le phénomène d'encrassement considéré, il est plus ou moins critique selon la nature des fluides employés et/ou la conception des échangeurs. Dans les situations réelles d'encrassement, il est bien évident que ces différents mécanismes interagissent ou se superposent de manière plus ou moins complexe.

II.1 La corrosion

L'encrassement par corrosion est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement [Laque et Copson 1963]. Les produits qui se forment et s'accumulent sur la surface créent l'encrassement. Il s'agit là d'un mécanisme de corrosion *in situ*. Lorsque l'encrassement est dû à des produits de corrosion générés *ex situ*, l'encrassement correspondant est de type particulaire. Il existe différents types de corrosion :

- la corrosion uniforme caractérisée par une perte d'épaisseur régulière mais dont la vitesse n'est pas forcément proportionnelle au temps ;
- la corrosion par piqûres où l'attaque est limitée à des zones de très petites surfaces
- la corrosion fissurante à l'échelle microscopique intergranulaire ou transgranulaire ;
- la corrosion sélective où seul un élément d'un alliage subit une attaque sélective ;

II.2 L'encrassement biologique

L'encrassement biologique est dû au développement de micro-organismes qui créent un film encrassant au contact de la surface d'échange [Duffau et al 1991]. Il peut être causé par trois grands types de micro-organismes :

- les bactéries dont le développement est dû à un apport nutritif de type hydrocarbures ;
- les algues dont le développement est dû à la présence d'énergie solaire avec photosynthèse ;
- les champignons dont le développement est dû aux changements des conditions ambiantes telles que l'humidité, la température ou le pH.

Dans certains cas extrêmes, il peut même être caractérisé par l'apparition de coquillages.

II.3 L'encrassement par réaction chimique

L'encrassement par réaction chimique est dû à la présence d'une réaction chimique au voisinage d'une surface d'échange [Lund et Sandhu 1981]. Les produits solides ainsi formés s'y déposent. Il s'agit le plus souvent d'une réaction de polymérisation qui implique la formation d'un dépôt de haut poids moléculaire. Les vitesses de telles réactions chimiques dépendent fortement de la température, de la pression, de la concentration et

de la présence d'éléments catalyseurs. Toutefois, la vitesse globale du mécanisme de dépôt dépend aussi de la dynamique des phénomènes de surface et de transfert.

II.4 L'entartrage

L'entartrage d'une surface d'échange est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide [Rodier 1971]. Il dépend donc fortement de la composition des eaux industrielles. L'entartrage se matérialise par une formation d'incrustations adhérentes et dures sur les surfaces d'échanges généralement métalliques. Pour qu'il y ait entartrage, deux conditions doivent être remplies :

- la limite de solubilité du sel contenu dans l'eau doit être dépassée ;
- la vitesse de dépôt doit être suffisamment rapide.

II.5 L'encrassement particulaire

Il s'agit du dépôt puis de l'accumulation, sur les surfaces d'échange, de particules transportées par l'écoulement de fluides industriels tels que :

- l'eau des chaudières contenant des produits de corrosion ;
- l'eau des tours de refroidissement ;
- Les écoulements gazeux chargés de particules tels les résidus solides de combustion, ou les poussières résultant de l'incinération de déchets ménagers.

Toutefois, les types d'encrassement les plus fréquemment rencontrés dans l'industrie sont l'encrassement particulaire et l'entartrage [Epstein 1983].

III Effets de l'encrassement sur les performances thermiques d'un échangeur de chaleur

Phénoménologiquement, l'encrassement est un problème transitoire de chaleur et de masse qui nécessite l'action simultanée de plusieurs processus complexes. Epstein [Epstein 1983] a décomposé les mécanismes d'encrassement selon 4 événements séquentiels :

- L'initiation comme étant le temps nécessaire avant la formation du dépôt sur une surface propre. Il faut signaler que, dans la grande majorité des études expérimentales traitant de l'encrassement particulaire sur des tubes d'échangeurs [Glen et al 1992, Grillot 1989, Grillot et Icart 1997], la phase d'initiation du processus d'encrassement n'est pas détectée.
- L'adhésion des particules sous l'effet des forces de Van der Waals, des forces électrostatiques ou capillaires.

- Le réentraînement des particules déposées dû aux forces de cisaillement s'exerçant sur le dépôt, à l'érosion ou à l'écaillage.
- Le vieillissement du dépôt caractérisé par un changement de texture et une usure dudit dépôt.

De ces quatre mécanismes, le transport à la paroi est celui qui a été le plus étudié.

Il dépend fortement de la nature de l'écoulement et de la taille des particules. En effet, le diamètre des particules joue un rôle important dans la détermination du régime de transport à la paroi. L'interaction entre les particules et l'obstacle se trouvant dans l'écoulement est généralement caractérisée par le nombre de Stokes Stk . Ce nombre est un paramètre sans dimension qui dépend du diamètre de la particule et qui rend compte de sa facilité à suivre l'écoulement. Il s'écrit comme le rapport entre les forces d'inertie et de traînée auxquelles est soumise la particule :

$$Stk = \frac{\rho_p d_{part}^2 u}{18 \mu_{gaz} L_s}$$

Où L_s est la dimension caractéristique de la surface de collecte.

Ainsi, une classification des différents régimes de dépôt a été établie :

- Si $0,004 < Stk < 0,125$, le dépôt se fait par les fluctuations turbulentes de l'écoulement, les particules sont encore de petites dimensions ;
- Si $Stk > 0,125$, l'impaction inertielle contrôle le transport des particules puisque les effets de la turbulence de l'écoulement s'atténuent pour des particules de grandes dimensions.

D'autre part, un travail considérable a déjà été réalisé dans le domaine de la modélisation des phénomènes de dépôt. Le Tableau 3 présente une liste chronologique, loin d'être exhaustive, des modèles de dépôt proposés dans la littérature pour l'encrassement particulaire :

Tableau 3 : Quelques modèles de dépôt liés à l'encrassement particulaire

Référence	Densité de flux de dépôt
[Kern et Seaton 1959]	$\Phi_d = cste.\bar{u}.[C]$
[Watkinson et Epstein 1970]	$\Phi_d = cste.k_m.([C] - C_{paroi})$
[Beal 1970]	$\Phi_d = \frac{[C]}{\frac{1}{k_m} + \frac{1}{u_{part}}}$
[Thomas et Grigg 1974]	$\Phi_d = \Phi_{d0}e^{(-cste.m_d)}$
[Glen et Howarth 1988]	$\Phi_d = \eta_{tot}(\rho_g u_0 W_{part} S_{proj})$
[Bouris et Bergeles 1996]	$\Phi_d = m_d \varpi (1 - e^{(-cste.\varpi t)})$

Ces modèles laissent tous apparaître que le flux de dépôt est fonction de la concentration de particules dans l'écoulement.

En revanche, beaucoup moins d'attention a été portée sur la détermination de méthodes prédictives de l'encrassement sur les surfaces d'échange. En effet, très peu d'équations existent pour prédire les résistances d'encrassement et les pertes de charge des échangeurs de chaleur sous conditions encrassantes. Kern et Seaton [Kern et Seaton 1959] ont proposé un modèle simple décrivant l'évolution des résistances d'encrassement telle que :

$$\frac{dR_d}{dt} = \Phi_d - \Phi_r \quad \dots\dots (1)$$

Où Φ_d est la densité de flux massique de dépôt considérée comme constante, et Φ_r est la densité de flux massique de réentraînement proportionnelle à R_d .

En intégrant l'équation (1), il vient :

$$R_d = R_d^* (1 - e^{-At})$$

où R_d^* est la résistance d'encrassement asymptotique et A une constante qui est fonction des propriétés du système. Ce type de comportement est caractéristique des dépôts fragiles s'écaillant facilement sous l'influence des forces de cisaillement provoquées par le passage du fluide. Le comportement asymptotique de cette résistance a été observé de nombreuses fois dans des situations d'encrassement particulaire. Dans la pratique, les

courbes expérimentales présentent une évolution en dents de scie due au réentraînement d'une partie du dépôt par paquets. Lorsque la densité de flux massique de dépôt Φd est constante et qu'il n'y a pas de réentraînement, ou lorsque la différence entre Φd et Φr est constante, alors la résistance d'encrassement s'écrit :

$$R_d = Ct$$

Où C représente le taux d'accroissement de la résistance d'encrassement.

Ce type de comportement caractérise les dépôts dits durs et adhérents.

Dans un échangeur classique constitué d'un fluide chaud et d'un fluide froid séparés par une paroi, le transfert de chaleur du fluide chaud vers le fluide froid peut être décomposé comme suit :

- convection fluide chaud – paroi (coefficient d'échange convectif h_{ext} supposé constant)
- conduction à travers la paroi (de conductivité thermique λ , d'épaisseur e , et de surfaces externe et interne S_{ext} et S_{int})
- convection paroi fluide froid (coefficient d'échange convectif h_{int} supposé constant)

Le flux de chaleur ϕ_p transmis du fluide chaud au fluide froid s'écrit alors :

$$\phi_p = \frac{\Delta T}{\left(\frac{1}{h_{int} S_{int}} + \frac{e}{\lambda S} + \frac{1}{h_{ext} S_{ext}} \right) S_{ext}} = (h_g)_p S_{ext} \Delta T$$

où ΔT est la différence moyenne de température entre les fluides chaud et froid. Le coefficient d'échange global $(h_g)_p$ en conditions propres rapporté à la surface extérieure est alors obtenu par :

$$\left(\frac{1}{h_g} \right)_p = \left(\frac{1}{h_{int} S_{int}} + \frac{e}{\lambda S} + \frac{1}{h_{ext} S_{ext}} \right) S_{ext} = R_p$$

Ce coefficient d'échange global correspond à l'inverse d'une résistance thermique R_p .

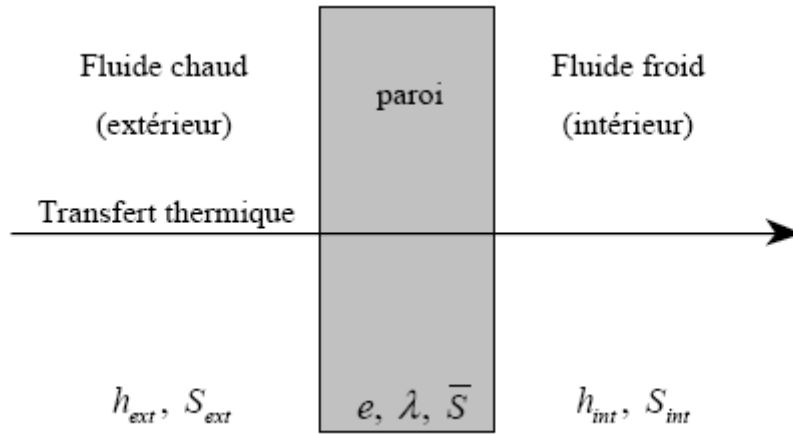


Figure 3: Schématisation du problème

Au bout d'un certain temps de fonctionnement de l'échangeur, la paroi d'échange se recouvre d'un film d'encrassement. Ces dépôts ont une conductivité thermique faible et constituent des couches isolantes supplémentaires s'opposant à l'échange. En considérant que le coefficient d'échange convectif $(h_{ext})_p$ ne varie pas avec l'encrassement, le coefficient d'échange global $(h_g)_d$, ou en d'autres termes la conductance, en conditions encrassantes rapporté à la surface extérieure est alors obtenu par :

$$\left(\frac{1}{h_g}\right)_d = R_p + R_d = \left(\frac{1}{h_{int} S_{int}} + \frac{e}{\lambda \bar{S}} + \frac{1}{h_{ext} S_{ext}}\right) S_{ext} + R_d$$

En soustrayant les équations:

$$R_d = \left(\frac{1}{h_g}\right)_d - \left(\frac{1}{h_g}\right)_p$$

Les effets de tels dépôts peuvent alors être déterminés en connaissant les valeurs de la résistance d'encrassement et du coefficient d'échange global $(h_g)_p$. Dans le but de quantifier les effets de l'encrassement sur le transfert de chaleur, une approche alternative [Miller 1967] a été proposée. Elle consiste à définir un paramètre de dégradation des échanges H comme une fonction des coefficients d'échange globaux en conditions propres et en conditions encrassantes tel que :

$$H = \frac{(h_g)_d}{(h_g)_p}$$

IV Dimensionnement d'un échangeur et encrassement

Lors de la conception d'un échangeur de chaleur, il est nécessaire de connaître les valeurs des résistances d'encrassement dans les conditions d'utilisation souhaitées. Les valeurs de $(h_g)_p$ et de $(h_g)_d$ sont déterminées à partir de méthodes plus ou moins élaborées. Les résistances d'encrassement sont soit extraites de tables, soit issues de l'expérience même de l'utilisateur. Le Tableau 4 rassemble des valeurs de résistances d'encrassement [Marner et Webb 1982] conseillées pour le dimensionnement des échangeurs sur fumées industrielles :

Tableau 4 : Valeurs des résistances d'encrassement conseillées pour le dimensionnement des échangeurs sur fumées industrielles

Nature de l'effluent	Résistance d'encrassement ($10^3 \text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$)
Gaz Propre	
Gaz naturel	0,09 – 0,53
Propane	0,17 – 0,53
Butane	0,17 – 0,53
Turbine à gaz	0,17
Gaz moyennement encrassant	
Fuel n°2 (% soufre < 1 %)	0,35 – 0,70
Turbine à gaz	0,26
Moteur diesel	0,53
Gaz fortement encrassant	
Fuel n°6 (% soufre < 4 %)	0,53 – 1,23
Pétrole brut	0,70 – 2,64
Pétrole résiduel	0,90 – 3,52
charbon	0,90 – 8,80

Ces valeurs font abstraction complète de l'influence des conditions de fonctionnement réelles et de la nature des surfaces d'échange :

- Alors que le processus d'encrassement est évidemment une fonction du temps, une valeur constante de la résistance d'encrassement est utilisée.
- Le fait qu'au temps $t = 0$, l'échangeur soit propre et qu'il fonctionne, par la suite, sous des conditions drastiques, est rarement pris en compte.
- Les tubes lisses ne subissent pas l'encrassement de la même façon que les tubes ailetés, pourtant la même valeur de la résistance d'encrassement leur est attribuée.

- Ces valeurs sont indépendantes des niveaux de températures de l'échangeur ainsi que des vitesses d'écoulement des fluides.

Ainsi, la mauvaise connaissance de ces résistances conduit à un surdimensionnement des surfaces d'échange de l'échangeur par rapport à celui effectué en conditions propres. L'affectation d'une valeur exagérément grande à la résistance d'encrassement ne garantit pas un temps plus long d'utilisation, bien au contraire. Dans la plupart des cas, cela peut même entraîner une détérioration plus rapide. De la même façon, la sous estimation de la valeur de la résistance d'encrassement conduit à un trop faible échange thermique lorsque la surface est encrassée.

Le calcul d'un coefficient d'excès de surface C_s permet de vérifier que le surdimensionnement reste dans des limites acceptables :

- ✓ $C_s \cong 10\%$ représente la valeur minimale de surdimensionnement pour la prise en compte de l'encrassement
- ✓ $15\% < C_s < 25\%$ représentent les valeurs usuelles pour un grand nombre de cas
- ✓ $30\% < C_s < 50\%$ représentent un surdimensionnement extrême à utiliser dans les cas sévères d'encrassement ou quand il y a risque de pénalités si l'échangeur ne réalise pas les performances escomptées.

Ce coefficient d'excès de surface est tel que :

$$C_s = \left(\frac{(h_g)_p}{(h_g)_d} - 1 \right) \cdot 100$$

En exprimant ce coefficient en fonction de la surface d'échange en conditions propres S_p et de la surface d'échange nécessaire en conditions encrassantes S_d , il vient :

$$\left(\frac{S_d}{S_p} - 1 \right) = (h_g)_p R_d$$

Il faut remarquer que plus le coefficient d'échange thermique en conditions propres est grand, plus la surface d'échange à mettre en œuvre est importante (Figure 4).

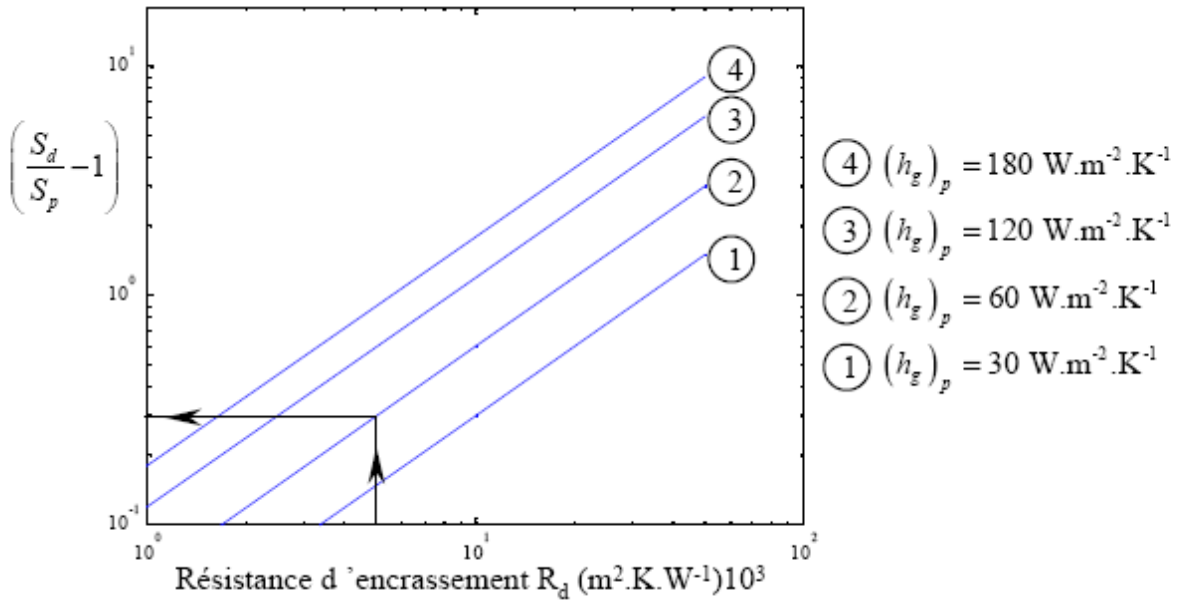


Figure 4 : Excès de surface d'échange en fonction de la résistance d'encrassement R_d

Pour une résistance d'encrassement $R_d = 0,005 \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ et pour un coefficient d'échange global en conditions propres $(h_g)_p = 60 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, le rapport de surface à prendre en compte est de 1,3. Le coefficient d'excès de surface C_s est alors de 30 %. En aucun cas, ce coefficient ne doit excéder 50 %, sinon il faut envisager d'autres solutions pour pallier les conséquences de l'encrassement.

De la même façon, la perte de flux de chaleur due à l'encrassement au niveau de l'échangeur est représentée sur la Figure 5 :

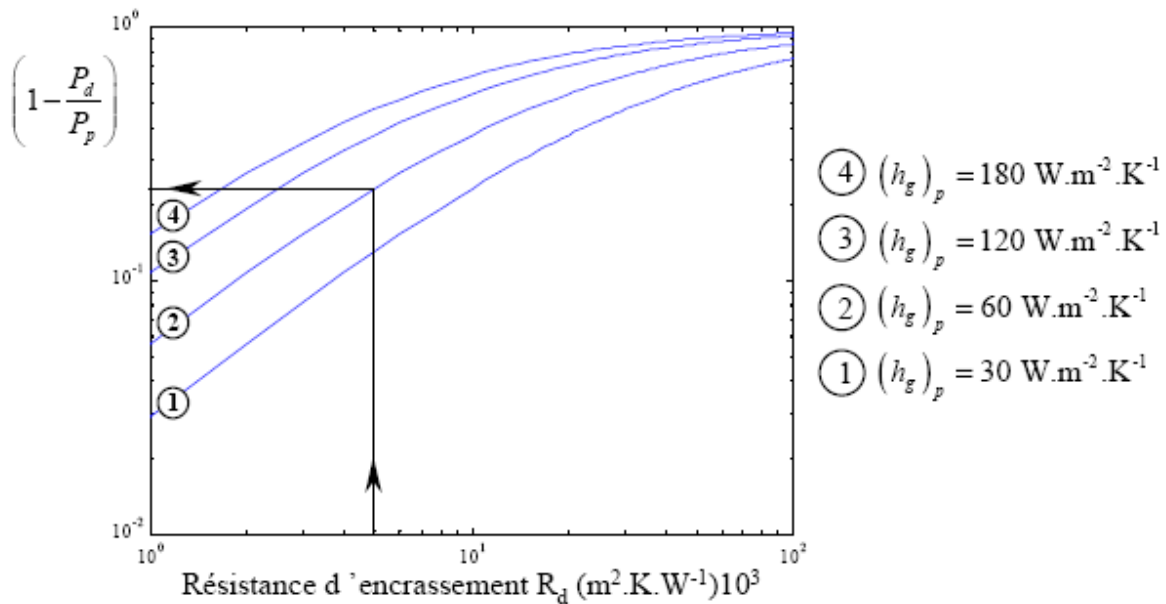


Figure 5 : Perte de flux de chaleur en fonction de la résistance d'encrassement R_d

V Prévention contre l'encrassement

Face au problème de l'encrassement des échangeurs thermiques, pour lequel aucune solution miracle ne semble exister, il est néanmoins possible d'utiliser une ou plusieurs des nombreuses méthodes en vigueur [Grillot et Icart 1997, Tech 1993]. Le choix de l'une ou de plusieurs d'entre elles est conditionné par la nature de la surface d'échange et par le type d'encrassement auquel sera soumis l'échangeur.

V.1 Au moment de la conception de l'échangeur

Dans un premier temps, il faut choisir parmi les différents types d'échangeurs, leurs coûts, leurs encombrements et leurs niveaux de température et de pression, celui qui est le mieux adapté au problème posé. Dans ce choix, il ne faut pas négliger les échangeurs tels que ceux en graphite, en verre ou en plastique, qui possèdent des comportements avantageux vis-à-vis de certaines formes d'encrassement. Dans un second temps, il faut choisir des configurations et des modes de fonctionnement tels que la disparition des zones stagnantes, des points chauds ou froids, l'état des surfaces, l'optimisation des vitesses ou le choix des matériaux pour limiter au maximum les effets néfastes de l'encrassement. La prise en compte de techniques d'intensification des échanges thermiques par des actions simultanées sur les matériaux, ou sur l'hydrodynamique du système paraît essentielle lors de cette étape [Luo et al 2003]. Pour finir, le choix de la résistance d'encrassement est primordial.

V.2 Au moment de la fabrication de l'échangeur et de sa mise en route

Dans cette phase, des précautions doivent être prises telle que la protection des surfaces d'échange de tout l'environnement favorisant le dépôt ou la corrosion. Lors de la mise en service de l'installation, compte-tenu de l'excès de surface attribuée pour tenir compte de l'encrassement, l'échangeur ne fonctionne pas dans des conditions optimales. En effet, des vitesses de circulation plus lentes et des températures de surface plus importantes favorisent l'encrassement. Ainsi, des efforts doivent être faits au démarrage de l'installation pour atteindre les valeurs nominales de fonctionnement.

V.3 Aspects économiques liés à l'encrassement

L'appréciation du coût supplémentaire que représente l'encrassement des échangeurs thermiques n'est pas facile à évaluer de manière directe [Sheikh et al 2000]. Les différentes études réalisées sur le sujet [Bott 1992, Bott 1995, Goyhenetche 1991, Pritchard 1988] sont d'accord pour répartir les dépenses relatives à l'encrassement selon quatre grandes catégories :

- investissement supplémentaire en surface d'échange lors du dimensionnement (20 %) ;
- coût de maintenance incluant les phases de nettoyage (18 %) ;
- non récupération d'énergie sur les effluents encrassants (41 %) ;
- coûts supplémentaires en énergie nécessités par l'encrassement pendant les phases de production (21 %).

V.4 Coûts liés à la conception de l'échangeur

Il s'agit surtout, dans cette phase, de surdimensionner les surfaces d'échange par l'affectation d'une valeur, le plus souvent empirique, de résistance d'encrassement. Dans de nombreux procédés industriels, l'utilisation d'échangeurs thermiques fonctionnant avec une efficacité continuellement proche d'une efficacité optimale est souvent requise. Dans ce cas, l'échangeur considéré est dupliqué. Ainsi, lorsque l'échangeur en place est encrassé, il est retiré de l'installation pour entretien, et remplacé par son duplicata. Le coût engendré par la nécessité d'avoir une réserve de répliques vient alors s'ajouter au surcoût lié au surdimensionnement des surfaces d'échange. Le phénomène de corrosion est aussi pris en compte lors de la conception d'un échangeur. Un des moyens de le minimiser est d'utiliser des matériaux plus onéreux que l'acier, tel que le titane. Il faut donc s'attendre à ce que le coût d'un tel échangeur soit plusieurs fois plus élevé que celui d'un échangeur classique.

V.5 Coûts liés au fonctionnement de l'échangeur

Si le problème de l'encrassement n'est pas anticipé correctement lors de la phase de conception, des coûts supplémentaires dus aux arrêts intempestifs pour maintenance et entretien viennent s'ajouter. En effet, des arrêts non planifiés de l'installation peuvent mener à une perte complète de production qui représente à son tour un manque à gagner pour les industriels. Outre ces dépenses, les démontages et remontages répétés peuvent aboutir à une détérioration plus rapide du matériel, ainsi qu'à une réduction de la durée de vie des échangeurs.

L'encrassement des surfaces d'échange entraîne une perte d'énergie non négligeable due à la diminution du transfert de chaleur et à l'augmentation de la perte de charge. Généralement, cette perte d'énergie au niveau de l'échangeur doit être compensée par une utilisation accrue d'énergie primaire.

V.6 Coûts liés à l'arrêt de l'installation

Le nettoyage des échangeurs thermiques entraîne des coûts de main d'oeuvre supplémentaires et exige un équipement adéquat surtout si un traitement chimique est requis. Dans ce cas, un circuit complémentaire impliquant des pompes et des réservoirs

peut être nécessaire. Les produits chimiques doivent être achetés et les effluents issus du processus de nettoyage doivent être traités. Les processus de nettoyage plus conventionnels, tels que la projection de vapeur ou d'air comprimé, ou la circulation de boules ou de ressorts dans l'installation, exigent des dépenses supplémentaires à celles liées à la main d'œuvre.

Chapitre IV

Etude du problème de l'échangeur

E.504

Introduction

Au début des années 90, SONATRACH a entamé une vaste opération de rénovation, l'objectif était de minimiser les opérations de maintenance tout en assurant une exploitation fiable et conforme aux normes.

Après plusieurs années d'exploitation suite à cette rénovation, plusieurs problèmes sont apparus tels que le refroidisseur de la solution de MEA (E.504). Le complexe GL1/Z a renouvelé plusieurs équipements durant la rénovation ce qui a permis d'avoir une augmentation de la capacité de production des six trains.

IV.1 Description et le rôle de l'échangeur E.504

L'échangeur E.504 est un échangeur tubulaire (faisceaux calandres) placés horizontalement, la solution MEA pauvre à 15% passant coté calandre et l'eau de mer passant coté tubes, leurs caractéristiques sont comme suit :

La MEA pauvre sortant du fond de la colonne de régénération X01-F-501, à une température de 116 °C, passe à travers les échangeurs intermédiaires MEA riche/MEA pauvre (X01-E503 A et B), où la température est diminuée à 68 °C. Pour des raisons de transfert de masse dans l'absorbeur, la solution MEA pauvre à 15% est refroidie à l'eau de mer dans le refroidisseur E-504 jusqu'à la température de contact de la colonne d'absorption à 38 °C.

1. les tubes :

- Nuance : 70-10 CuNi
- Nombre de tube 410 tubes
- Diamètre extérieur 3/4 in BWG2
- Longueur 6096 mm
- Nombre de passe 02

2. la calandre : (en acier de carbone)

- Diamètre extérieur 76 in
- Couvercle de la calandre avec tête flottante
- Nombre de passe 01

3. boîte de distribution : (en acier de carbone)

La figure 6 représente la position de l'échangeur de chaleur E.504 dans la section de décarbonatation.

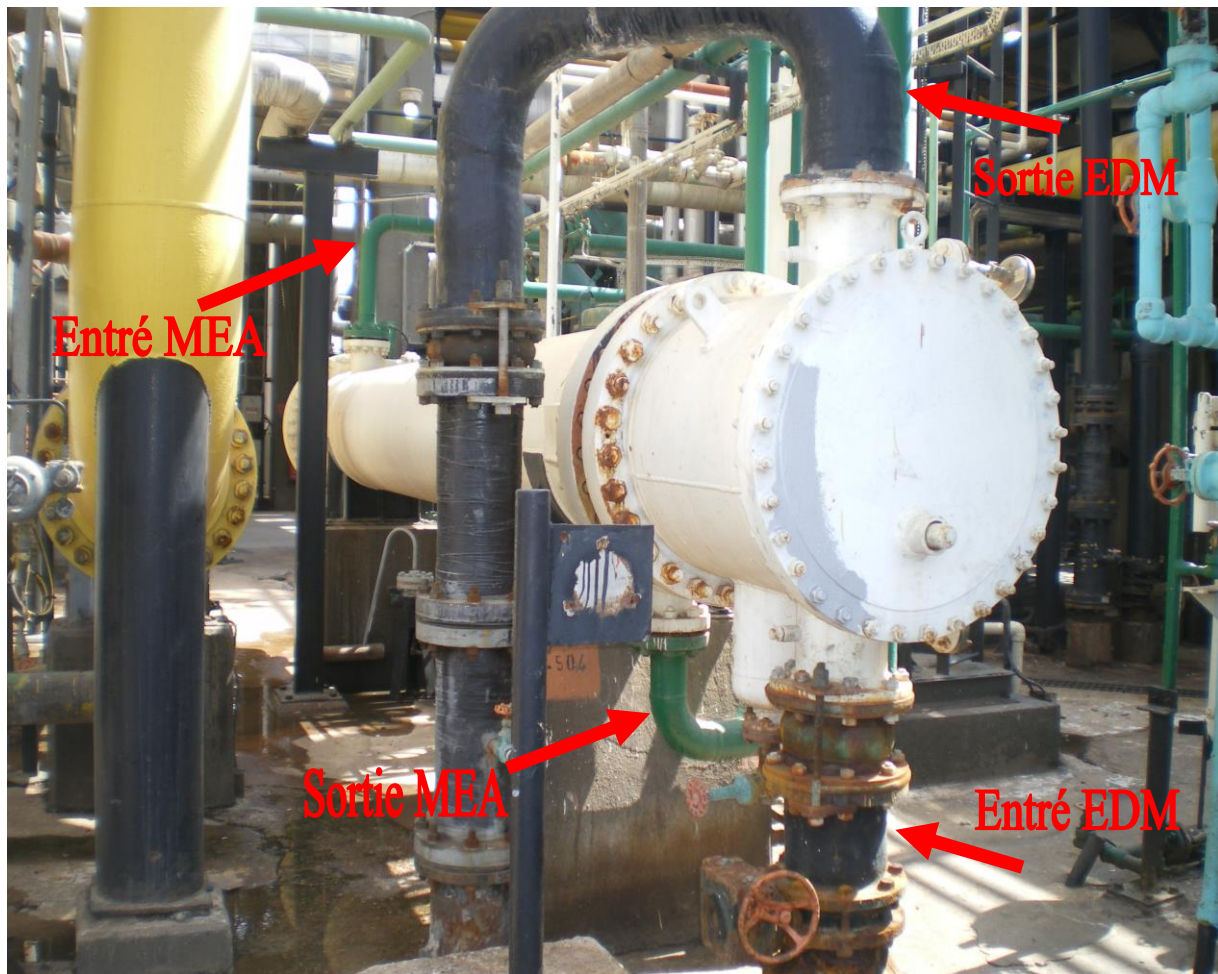


Figure 6 : Position de l'échangeur de chaleur E.504 dans la section de décarbonatation.

Le tableau 5 représente les paramètres de service de l'échangeur E.504.

Tableau 5 : Paramètres de service de l'échangeur E.504 (ancien)

	MEA (coté calandre)	EDM (coté tube)
Température entrée (°C)	72,2	25
Température sortie (°C)	37,7	38,4
Débit (Kg/h)	54964	147871
pression entrée (bar)	63	3,5

La perte de charge à travers les tubes de l'échangeur est de 0,689 bar.

IV.2 Problématique

Depuis le démarrage du train 200 en mars 1996, après sa rénovation, le refroidisseur à eau de mer de la solution de MEA pauvre (E.504) a fonctionné correctement jusqu'au mois de novembre 2002 où une augmentation de la température de la solution de MEA à la sortie de cet échangeur pour atteindre parfois 50 °C a été enregistrée, de ce fait un mauvais transfert de chaleur a été également enregistré.

Le tableau 6 représente les paramètres de service de l'échangeur E.504.

Tableau 6 : Paramètres de service de l'échangeur E.504 (actuels)

	MEA (coté calandre)	EDM (coté tube)
Température entrée (°C)	72,9	25
Température sortie (°C)	43	38
Débit (Kg/h)	42780	97579
pression entrée	63	3,5

La perte de charge à travers le faisceau tubulaire est de 0,28 bar.

IV.4 Les causes du mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E.504

Le mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E.504 a été causé par :

- 1- Un débit d'eau de mer insuffisant de refroidissement.
- 2- Un encrassement de la boîte de distribution de l'eau de mer.
- 3- Un encrassement la paroi interne.
- 4- Dégradation de la surface externe des tubes.

IV.5 Analyse des causes

L'analyse des causes fait ressortir ce qui suit :

1- Débit d'eau de mer insuffisant de refroidissement

Le débit d'eau de mer de refroidisseur de la solution MEA du train 200 a été calculé selon les paramètres de fonctionnement actuels.

Une comparaison entre les paramètres de fonctionnement du E-504 du train 200 et ceux du design a été effectuée.

La perte de charge à travers les tubes du train 200 de l'ordre de 0,28 bar est considérée basse, comparée avec celle de design qui était 0,68 bar.

Le tableau 8 représente le débit d'eau de mer à travers les tubes du refroidisseur E.504 de la solution de MEA du train 200.

Tableau 8 : débit d'eau de mer à travers les tubes du refroidisseur E.504

Désignation	Unité	Par actuel	T1	T2	T3	T4	T5	T6	T7
Perte de charge	bar	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28
Longueur	m	6.096	6.096	6.096	6.096	6.096	6.096	6.096	6.096
Diamètre	m	0.015749	0.015749	0.015749	0.015749	0.015749	0.015749	0.015749	0.015749
Longueur / Diamètre		387.0718	387.0718	387.0718	387.0718	387.0718	387.0718	387.0718	387.0718
Masse volumique	kg/m ³	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55
Nombre de passe		2	2	2	2	2	2	2	2
Viscosité dynamique	kg/m*s	0.000709	0.000709	0.000709	0.000709	0.000709	0.000709	0.000709	0.000709
Vitesse	m/s	1.189738	0.771633	0.703782	0.697328	0.696674	0.696610	0.696604	0.696603
Nombre de Reynolds		26414.4	17131.9	15625.2	15481.9	15467.4	15496.04	15495.9	15465.8
Surface	m ²	0.038926	0.038926	0.038926	0.038926	0.038926	0.038926	0.038926	0.038926
Débit massique EDM	kg/h	166656.4	108088.8	98584.3	97680.3	97588.7	97579.7	97578.8	97578.7

En résumé :

Désignation	
La perte de charge (design)	0,689 bar
La perte de charge (actuelle)	0,28 bas
débit massique EDM (design)	147871 kg/h
débit massique EDM (actuelle)	97579 kg/h

La Figure 7 représente l'évolution de vitesse de l'écoulement en fonction de débit d'eau de mer.

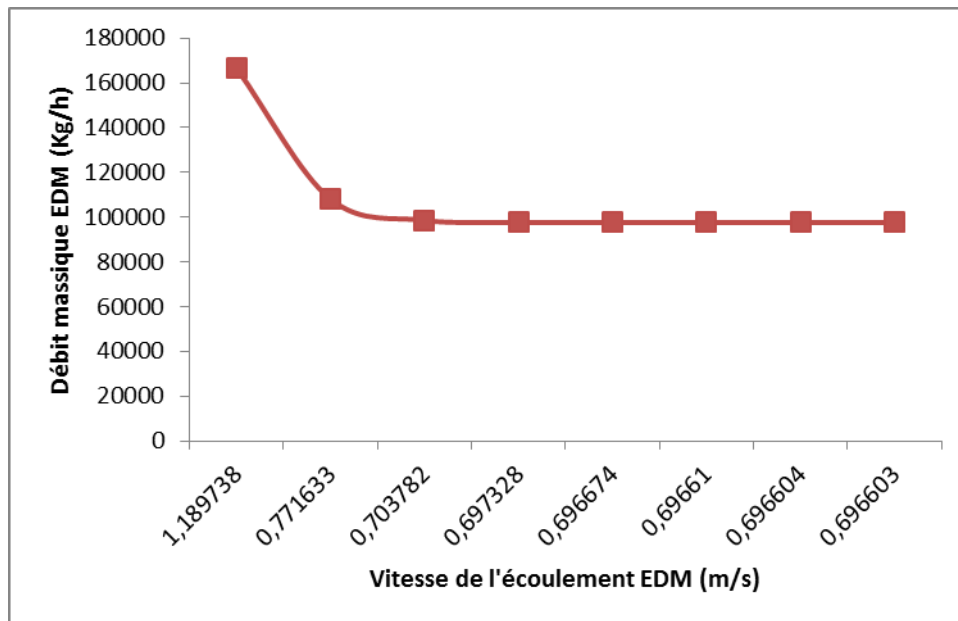


Figure 7 : Evolution de la vitesse de l'écoulement en fonction de débit d'eau de mer

Les résultats obtenus ont montré que le débit d'eau de mer à travers les tubes du refroidisseur E-504 est de l'ordre de 97579 kg/h est insuffisant, comparé à celui du design qui est de l'ordre de 147 870 kg/h.

Un faible débit de l'eau de mer de refroidissement dû à :

- Réduction de la section de passage à travers les plaques à orifice RO13.1/13.2
- Le bouchage de l'un des quatre trous des plaques à orifice installées à la sortie de la ligne d'eau de mer du refroidisseur E-504 fait réduire le débit d'écoulement à travers les tubes.

Toutefois, la température de la solution MEA pauvre à la sortie du refroidisseur E-504 n'atteint pas le seuil alarmant qu'après l'encrassement des parois internes des tubes.

Le fonctionnement de cet échangeur avec un débit d'eau de mer insuffisant, favorise l'augmentation de la température de la MEA pauvre.

2- Encrassement de la boîte de distribution de l'eau de mer

Nous avons remarqué après l'ouverture de l'échangeur durant l'inspection, et comme montré sur la figure 8, que :

- Un dépôt de tartre important dans la boîte de l'eau de mer ainsi que sur les plaques tubulaire.
- Une peinture dans un état dégradé.



Figure 8 : Les tartes formées sur la boîte de distribution

3- Encrassement de la paroi interne des tubes

Comme bien illustré sur les figures 9 et 10, l'examen visuel révèle que la paroi interne et le faisceau tubulaire de l'échangeur E.504 sont bouchés par un dépôt de tartre, ce dépôt formé à un faible débit de l'eau de mer et la température de sortie de la solution de MEA.



Figure 9 : Bouchage des tubes de l'échangeur E.504



Figure 10 : Tête flottante -faisceau tubulaire coté tête flottante

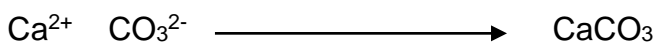
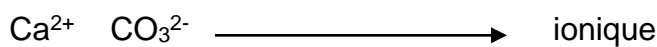
Les résultats d'analyse du dépôt des faisceaux tubulaires de l'échangeur E-504, données par le laboratoire du complexe du GNL mettent en évidence la présence d'une quantité importante de sels de calcium, de magnésium et d'une quantité moins importante de cuivre, de nickel et de fer.

Tableau 10 : Résultats des analyses des dépôts

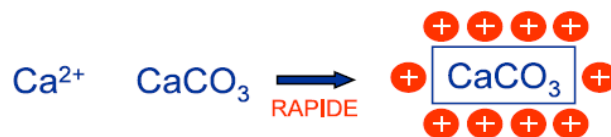
	Calcium	Magnésium	cuiivre	Fer	Nickel
masse (kg)	49,22	30,88	3,99	0,89	1,94

Les résultats des analyses de la masse des composants du dépôt montrent que le dépôt est carbonaté, formé de 50% de carbonate de calcium.

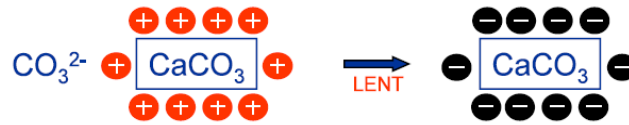
- Mécanisme de formation du tartre



- Adsorption des ions Ca^{2+} sur CaCO_3



- Début de précipitation

**4. Analyse de la paroi externe du faisceau des tubes**

La paroi extérieure des tubes de l'échangeur est en contact avec un fluide corrosif (MEA), nous avons observé que la surface des tubes est sévèrement corrodée. La figure 10 montre l'effet de la solution de MEA sur les tubes de l'échangeur E.504



Figure 11 : Effet de la MEA sur la surface des tubes

D'après une expérience faite sur des échantillons des tubes en cupronickel, il a été démontré que la solution MEA est responsable de la corrosion des tubes. La vitesse de corrosion augmente avec l'augmentation de la concentration de la solution de MEA.

Le tableau 11 montre l'influence de la concentration de la solution de MEA sur la vitesse de corrosion.

Tableau 11: Influence de la concentration sur la vitesse de corrosion

(Bockris, J. O'M. and Drazic)

% MEA	vitesse de corrosion (mm/an)	Rapport de vitesse $V(\text{MEA}) / V(\text{MEA}=0)$ (mm/an)
0	0,012	1
5	0,047	4
10	0,14	11,66
20	0,21	17,5
25	0,74	61,66

Les résultats du tableau montre que la solution de MEA n'est pas seule responsable de la corrosion, en effet la vitesse de corrosion est non nulle pour une concentration nulle de la solution de MEA, ceci montre qu'il existe une corrosion à des faibles vitesses.

Traitement d'eau de mer de refroidissement :

Vu à l'agressivité de l'eau de mer, nous donnons ci-dessous une brève présentation du traitement requis pour l'eau de refroidissement :

L'eau de mer contient des particules solides, organiques et minérales qui peuvent altérer l'état des équipements, elle subit certains traitements avant son utilisation dans les unités notamment :

- Dégrillage

Cette opération permet de protéger la station de traitement contre l'arrivée intempestive de gros objets susceptibles de provoquer des bouchages dans des différents tubes de l'installation ou de détériorer des coups en pompe.

Le dégrillage retient des matières volumineuses chargées par l'eau de mer et qui pourraient nuire à l'efficacité des traitements ultérieurs. Cette opération est assurée par des grilles fixes ; qui doivent être nettoyées périodiquement.

Ainsi l'eau de mer est filtrée et aspirée à partir d'un bassin de rétention puis refoulée vers l'utilisation grâce aux six pompes d'eau de mer.

- Electrochloration

L'unité d'électrochloration installée lors de la rénovation a pour objet la production de chlore destiné à la désinfection des micro-organismes qui sont responsables de bouchages de tuyauteries et de corrosions de type bactérien, son principe est basé sur

l'électrolyse de l'eau de mer ; avec production de chlore ou d'hypochlorite de sodium et injection dans le bassin d'eau de mer.

- Constituants chimiques de l'eau de mer

Les résultats d'analyse chimique de l'eau de mer effectuée au GL1/Z sont regroupés dans le tableau 9.

Tableau 9 : Analyse chimique de l'eau de mer

Anions	ppm	Cations	ppm
Chlorure (Cl ⁻)	18980	Sodium (Na ⁺)	10556,1
Sulfate (SO ₄ ²⁻)	2646	Magnesium (Mg ²⁺)	1272
Bicarbonate (HCO ₃ ⁻)	13970	Calcium (Ca ²⁺)	400,1
Fluorure (F ⁻)	64,8	Potassium (K ⁺)	380
Bromure (Br ⁻)	1,3	Strontium (Sr ⁺)	13,3
°F			
Dureté totale (TH)	650	Alcalinité libre	0
Dureté carbonatée	15	Titre alcalimétrique (TA)	0
Dureté permanente	635	Titre alcalimétrique complet (TAC)	15
Dureté calcique (TCA)	110	salinité totale	3100
Dureté magnésienne	540		

IV.6 Interprétation des résultats

Les différents constats enregistrés au niveau des tubes de l'échangeur E.504 lors des ouvertures de ces équipements ont révélé que la paroi interne est colmatée par des dépôts de tartre, la cause principale de ces tartres est le débit de l'eau de mer faible et la température de sortie de la solution MEA.

Un autre phénomène a été relevé est la présence de corrosion sur la surface des tubes de l'échangeur, cette dernière peut être provoquée par la concentration élevée du MEA.

Conclusion

Conclusion

Notre passage au complexe GL1/Z, nous a permis d'étudier le phénomène de bouchage de l'échangeur E.504 EDM/MEA de la section de décarbonatation.

Les principales causes d'un mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E.504 sont dues aux :

- 1- Débit d'eau de mer insuffisant de refroidissement.
- 2- Encrassement de la boîte de distribution de l'eau de mer.
- 3- Encrassement la paroi interne.
- 4- Dégradation de la surface externe des tubes.

Les résultats d'analyse des dépôts des faisceaux tubulaires de l'échangeur E.504, donnés par le laboratoire du complexe GL1/Z montrent la présence d'une grande quantité de sels de calcium et magnésium. Ces dépôts formés ont été la cause du bouchage des tubes ainsi la diminution du transfert de chaleur par l'eau de mer d'où un échauffement local du métal, ayant pour conséquence une baisse des caractéristiques mécaniques de l'échangeur.

Du fait d'un encrassement important, les performances de ces réfrigérants s'en trouvent fortement affectées. La section de décarbonatation dépendant de cette échangeur et par suite pénalisée du fait du mauvais fonctionnement de ces appareils.

Les conséquences de ces problèmes provoquent une diminution de production, une baisse du rendement thermique et un arrêt complet des installations.

Vue à l'importance du problème, il est à noter qu'il faut prendre en charge cette préoccupation qui risque de s'aggraver dans le futur car il s'avère que ce phénomène d'encrassement est évolutif sur le refroidisseur E.504 de ce fait nous prévoyons les recommandations suivantes :

Recommendations

Recommandations

L'échangeur de chaleur E.504 à un rôle très important dans le procédé de traitement de gaz, Pour résoudre les problèmes qui ont été cités, certaines recommandations ont été proposées comme :

- Faire fonctionner l'unité d'électrochloration à fin de stopper les débris qui se trouve dans l'eau de mer. Le non fonctionnement du système de dosage de choc, l'endommagement des parties internes des vannes d'injection continue et la mauvaise répartition de la teneur de l'hypochlorite de sodium dans le système de refroidissement d'eau de mer :
 - ❖ Installer des transmetteurs qui résistent au champ magnétique.
 - ❖ Il y a des parties endommagées telles que les vannes de dosage de choc continu donc il faut les remplacer par des matériaux conformes à l'utilisation d'hypochlorite de sodium.
 - ❖ Installer les débitmètres d'hypochlorite de sodium sur les lignes d'injection au niveau des baies d'aspiration des pompes principale d'eau de mer.
- A fin d'empêcher l'obturation totale des tubes de cet échangeur avec des tartres, on recommande ce qui suit :
 - ❖ Respecter les fréquences de vidange des encrassements de piège à moules.
 - ❖ Déboucher mécaniquement les tubes totalement obturés (actuellement), par la méthode hydro-blaste à l'aide jet cleaner.
 - ❖ Procéder au lessivage chimique des faisceaux tubulaires dans le cas ou l'inspection révèle un bouchage partiel des tubes par le tartre.
 - ❖ Faire une inspection systématique des faisceaux tubulaires de cet échangeur chaque six mois.
- Respecter les conditions d'exploitation de l'échangeur.
- Injecter dans le circuit de refroidissement de l'eau de mer des inhibiteurs antitartres pour retarder la formation des tartres.
- Respecter la dose de la MEA pour éviter la dégradation des surfaces extérieures des tubes.

Références bibliographiques

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Afgan, V., Schlunder, E. U., Heat Exchangers ; Design and Theory, Source book, Editions Mac Graw – Hill, 1974.
- Ozisik, M. N., Heat Conduction, Editions John Wiley and Sons, New-York, 1980.
- Finkbeiner, F., Gonard, T. & Filiol, B., Echangeurs thermiques: Enjeux, marchés, technologie et politique d'innovation., Editions européennes Thermique et Industrie (EETI), France, 1993.
- Epstein, N., Fouling in heat exchangers, Heat Transfer 1978 : 6th International Heat Transfer Conference, 6, p 235-253, 1978.
- Laque, F. L., Copson, H. R., Corrosion resistance of metals and alloys. Reinhold Publishing Corporation, 1963.
- Duffau, C., Grillot, J. M., Navarro, J. M., Vidil, R., L'encrassement dans les échangeurs : description, prévention, remèdes, GRETh Technique et Documentation, Diffusion Lavoisier, 1991.
- Lund, D., Sandhu, C., Chemical reaction fouling due to foodstuffs, Editions Summerscales, Hemisphere Washington DC, p 437, 1981.
- Rodier, J., L'analyse chimique et physicochimique de l'eau, Editions Dunod, 1971.
- Epstein, N., Thinking about heat transfer fouling : a5x5 matrix, Heat Transfer Engineering, 4 (1), p 43-56, 1983.
- Glen, N. F., Flynn, S. F., Grillot, J. M., Mercier, P., Measurement and modelling of fouling on finned tubes. Fouling mechanisms : Theoretical and Practical aspects, Eurotherm Seminar 23, Grenoble, p 181-188, 1992.
- Grillot, J. M., Etude du dépôt de particules en phase gazeuse dans des canaux d'échangeurs thermiques à plaques, Thèse de l'Institut Polytechnique de Grenoble, 1989.
- Grillot, J.M., Icart, G., Fouling of a cylindrical probe and a finned tube bundle in a diesel exhaust environment, Experimental Thermal and Fluid Science, 14, p 442-454, 1997.
- Kern, D.Q., Seaton, R.E., A theoretical analysis of thermal surface fouling., Britanic Chemical Sciences4, Volume 5, p 258-262, 1959.

- Watkinson, A. P., Epstein, N., Particulate fouling of sensible heat exchangers, 4th International Heat Transfer Conference, 1, p 1-12, 1970.
- Beal, S. K., Deposition of particles in turbulent flow on channel or pipe walls, Nuclear Science and Engineering, 1970.
- Thomas, D., Grigull, U., Experimental investigation of the deposition of suspended magnetite from the fluid flow in steam generating boiler tubes, Brennst- Warme Kraft, p 109-115, 1974.
- Bouris, D., Bergeles, G., Particle-Surface Interactions in Heat Exchanger Fouling, J. Fluids Engineering, 118, p 574-581, 1996.
- Miller, J.A., Mechanisms of gas turbine regenerator fouling, n°67-LGT-26, ASME, New York, 1967.
- Luo, L., Tondeur, D., Gruss, A., Intensification des transferts et conception des échangeurs multiéchelles, Congrès Français de Thermique, SFT 2003, Grenoble, p 39-46, 2003.
- Sheikh, A. K., Zubair, S. M., Younas, M., Budair, M. O., A risk based heat exchanger analysis subject to fouling : Economics of heat exchangers cleaning, Energy 25, Elsevier Editions, p 445-461, 2000.
- Bott, T.R., Heat exchanger fouling. The Challenge. Fouling Mechanisms : Theoretical and Practical Aspects, Eurotherm Seminar 23, Grenoble, p 3-10, 1992.
- Bott, T.R., Fouling of Heat Exchangers, Editions Elsevier, Amsterdam-Lausanne-New-York-Oxford- Shannon-Tokyo, 1995.
- Goyhenetche, M., Diagnostic technique et économique de l'encrassement des équipements de transfert thermique dans l'industrie française, Michel Goyhenetche Consultants, France, 1991.
- Pritchard, A.M., The economics of fouling, Fouling Science and Technology, Editions L.F. Melo et al, p31-43, 1988.
- Marner, J., Webb, R., L., Workshop on an assesment of gas-side fouling in fossing fuel exhaust environment, DOE/ID :12138, 1982.
- Bockris, J. O'M. and Drazic, D.. Electro-chemical Science. Taylor and Francis, London 1972

Annexes

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET (S.I. UNITS)

REQ'N No 20784-E-014
ITEM No X01-E-504
PLANT

Customer **SONATRACH**

Project location **GL1-Z PROJECT RENOVATION**

Manufacturer **STRUTHERS INDUSTRIES**

Item No

Service of Unit **REPLACEMENT TUBE BUNDLES FOR M.E.A. SOLUTION COOLERS**

Size: x Type: Posn: Connected in: Series Parallel
Surf./Unit (Eff) m² No. of Shells/Unit Surf/Shell (Eff) m²

		PERFORMANCE OF ONE UNIT				No OF UNITS REQ'D			
		Shellside		Tubeside					
Fluid Circulated		15% MEA LEAN SOLUTION				SEA WATER (CHLORINATED)			
Total Fluid Entering	Kg/S	IN		OUT		IN		OUT	
Liquid	Kg/S								
Vapour	Kg/S/MW								
Noncond	Kg/S/MW								
Steam	Kg/S								
Water	Kg/S								
Fluid Vap./Cond.	Kg/S								
Density	Kg/m ³	LIQ.	VAP.	LIQ.	VAP.	LIQ.	VAP.	LIQ.	VAP.
Viscosity	cP								
Therm. Cond.	W/m °C								
Specific Heat	KJ/Kg °C								
Temperature	°C								
Operating Press.	bar A								
No. passes / Shell									
Velocity	m/sec								
Press. Drop, Allow / Calc.	bar								
Fouling Resistance	m ² °C/W								
Heat Exchanged	MW								
Transfer Rate	W/m ² °C								
		Service:		Clean:					

		Shellside		Tubeside	
Design / Test Press.	bar G	63.8	TO CODE	5.17 @ F.Vac	TO CODE
Design Temperature (Max / Min)	°C	93	-		
Corrosion Allowance	mm				
Connections	Inlet / Outlet	ins / No.	N.B.	No.	N.B.
Rating (ANSI) / Facing Ref:		LB		LB	
Tubes No: 410	OD: 19.05 mm THK(MIN) (1)	mm	Length: 6.096 M	Pitch: 25.4 mm	Flow: →
Tube Material: CS / 70.30 Cu Ni BIMETALLIC (2)	Tube-Tubesheet Joint: EXPANDED				
Shell: ID: mm	Shell Cover: mm				
Channel / Bonnet: mm	Channel Cover: mm				
Tubesheet Stationary: FORGED CS. + 10mm AL BRZE CLAD.	Tubesheet Floating: FORGED CS + 10mm AL BRZE CLAD.				
Floating Head Cover: mm	Impingement Plate: mm				
Baffles - Cross: C.S.	Type: HORIZ SEG	% Cut (DIA) 20%	Spacing 152 mm		
Baffles - Long: mm	Seal: Pairs: mm	Tube supports: mm	Expansion Joint: mm		
Insul. Thk : Shell: mm	Chan: mm				
Gaskets: Shellside: STEEL DOUBLE JACKETED - NON ASBESTOS FILLED	Tubeside: COPPER DBL JKTD - NON ASBESTOS FILLED.				
Code Requirements: ASME 8, DIV 1	Stamp: N2	TEMA Class: 'R'	Specs: SEE M/R		
Weight: Each Shell: Kg	Bundle: Kg	Full Of Water: Kg			

Remarks: (1) BIMETALLIC TUBES, OUTER TUBE CS 1.65mm THK, INNER TUBE 70/30 Cu Ni x 1.65mm THICK.
(2) OUTER TUBE TO BE FITTED WITH SUITABLE 70/30 Cu Ni FERREULE FOR FITTING TO TUBESHEET.
(3) BUNDLES SHALL BE CONSTRUCTED IN ACCORDANCE WITH THE DRAWINGS REFERENCED IN MATL REQUISITION, EXCEPT TUBE MATL SHALL BE AS ABOVE.

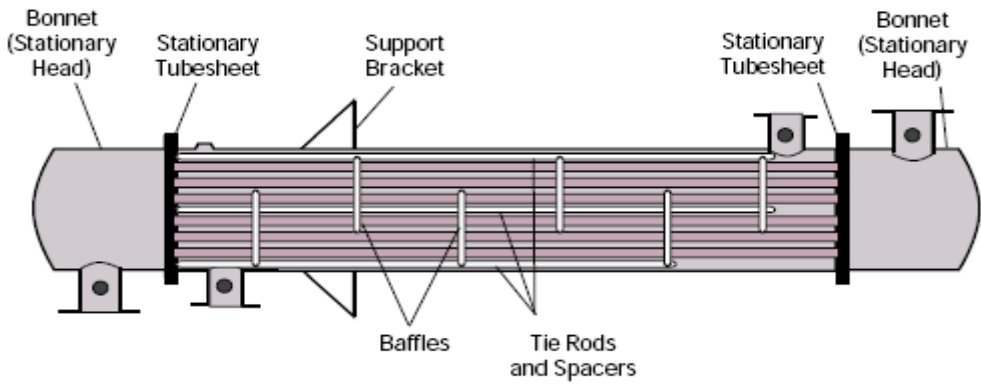
3	23/6/93	ISSUED FINAL	SK	CHK			
2	2/2/93	ISSUED FOR PURCHASE	S.K	CHK			
1	7/8/92	ISSUED FOR PURCHASE	SK	CHK			
0	29/05/91	ISSUED FOR QUOTATION	SK	CHK			
No	DATE	REVISION	BY	CHK	APP		

DATASHEET PREVIOUSLY ISSUED AS X01-DS-E-001

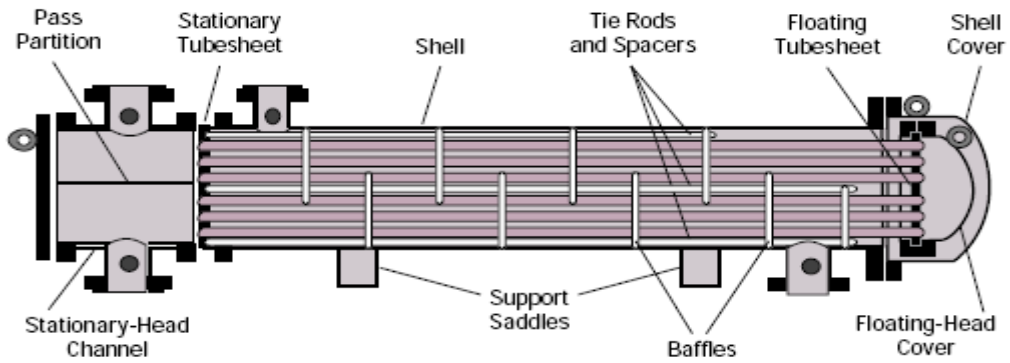
(LON) E-158 (S.I) FEB'90

Sonatrach Approval	23/11/92	MB/11/11/92	VAL
Revision	2		

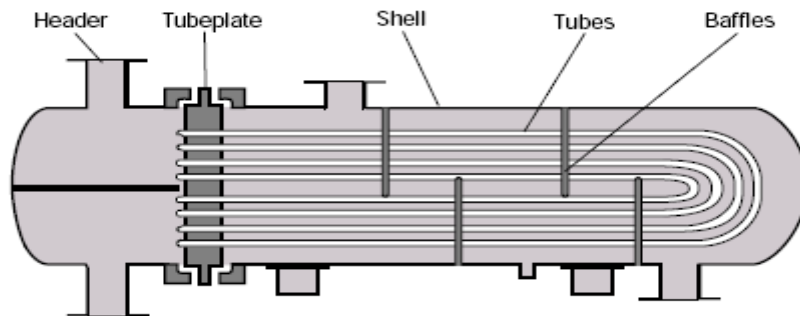
Encrassement augmente



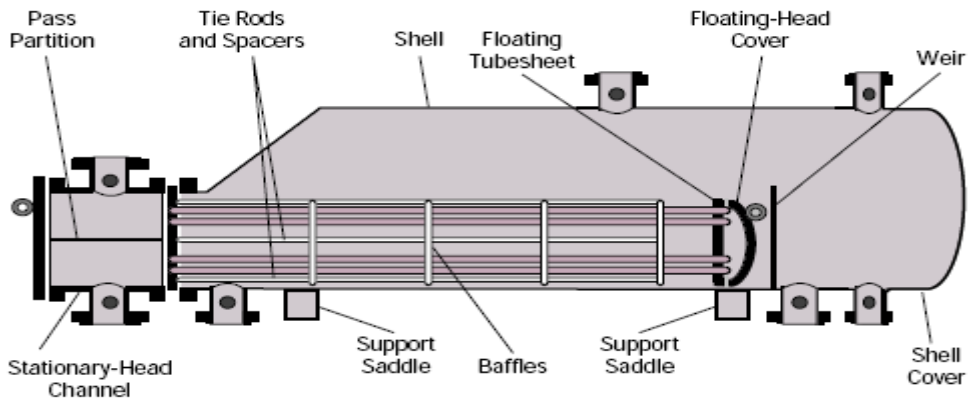
A boite fixe



A boite flottante



A tube en U



Pull-through floating-head exchanger (TEMA T).

Procédure de nettoyage chimique

Cette procédure est élaborée pour le nettoyage chimique des tubes du refroidisseur de la solution MEA E.504, pour l'élimination du tartre produit.

-L'installation étudiée pour le nettoyage chimique se compose de :

- ✓ Une citerne d'une capacité 2000 litres.
- ✓ Une pompe centrifuge
- ✓ Un système de mesure de pH.

- La solution de nettoyage est une solution à 5% d'acide sulfamique, obtenu par le mélange de l'acide avec des condensats.

-La quantité d'acide sulfamique nécessaire est de 500 Kg.

-La quantité d'inhibiteur de corrosion RODINE 141M nécessaire est de 22,5 Kg.

-La quantité de soude caustique NaOH est de la moitié de la masse d'acide résiduelle.

Préparation et circulation de la solution

- Connecter le flexible de refoulement de la pompe acide au niveau de la connexion.
- Remplir le bac 80% avec de condensat.
- Ajouter 100 Kg acide sulfamique.
- Ajouter 4,5 Kg d'inhibiteur de corrosion.
- Démarrer la pompe acide.
- Arrêter la pompe acide lorsque le niveau chute dans le bac.
- Répéter l'opération 5 fois, jusqu'à ce que la ligne déborde au niveau de la prise d'impulsion.
- Fermer les évènements et disposer la ligne de retour vers le bac.
- Démarrer la pompe et faire circuler la solution.
- Faire des analyses de la solution en circulation toutes les 30 minutes.
- Arrêter la circulation lorsque la concentration d'acide se stabilise.
- Vidanger le système et rincé avec des condensats.