



Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

Réf :...../U.M/F.S.T/2025

رقم:...../ج.م.ك.ع.ت//2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE  
MASTER ACADEMIQUE

Filière: GENIE DES PROCEDES

Option : GENIE DES PROCEDES DE L'ENVIRONNEMENT

## Thème

Etude de l'inefficacité des dessaleurs  
Électrostatiques et leurs impacts sur les  
Équipements en aval (TRT SUD HMD)

Présenté par : BELKACEM SOUMIA

Devant le jury :

Président:	TERKHI.M.C	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice:	BENADENIA.S	Pr	Université de Mostaganem
Rapporteuse:	BELHADJI.A.K	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2024/2025



## *Remerciements*

Je remercie **ALLAH** tout puissant qui m'a donné la force et le courage afin d'atteindre mon but. Je remercie infiniment tout le personnel de service traitement sud, les ingénieurs, les contremaitres, les opérateurs et les tableautistes pour le temps consacré tout au long de la période de mon stage, en particulier mon Examinatrice **Mm. BELHADJI Amel** pour la qualité de son encadrement, ses compétences, ses conseils, sa disponibilité et ses qualités humaines qui m'ont permis de mener à bien ce mémoire. Je tiens aussi à exprimer mon reconnaissance aux ingénieurs et aux techniciens des autres structures (maintenance, sécurité, inspection... pour leurs aides.

A la fin, tout ceux qui ont contribué de près ou de loin, « **MERCI BEAUCOUP** ».

## Résumé

Les effets indésirables causés par la présence des sels dues a un dessalage imparfait [encrassement au niveau des échangeurs, la corrosion au niveau des fonds des bacs de stockage] représentent un problème qui tourmente l'industrie depuis longtemps. Ils se traduisent par une perte de performance assez importante. Le contrôle et le suivi de la corrosion, le changement des pièces et pipes endommagée et les travaux d'entretien représente des dépenses supplémentaires au cours de la chaine de traitement qui influe directement sur le prix de revient du baril. Notre étude a mis en évidence le facteur qui nous conduit à un mauvais dessalage, il s'agit d'une température très basse, cette dernière joue un rôle primordial. Pour avoir un dessalage parfait, aboutir à une meilleur efficacité et réduire les endommagement , on est obligé de faire augmenter la température de fonctionnement de dessalage particulièrement en hiver, cela par la mise en place des préchauffeurs en amont des dessaleurs.

## Summary

The undesirable effects caused by the presence of salts due to imperfect desalting [such as fouling in heat exchangers, corrosion at the bottom of storage tanks] represent a long-standing problem troubling the industry. These effects result in a significant loss of performance. Monitoring and controlling corrosion, replacing damaged parts and pipes, and maintenance work represent additional expenses throughout the treatment chain, which directly affect the production cost per barrel. Our study highlighted the factor leading to poor desalting very low temperature, which play a key role. To achieve perfect desalting, better efficiency, and reduced damage, it is necessary to increase the operating temperature of the desalting process, especially in winter. This can be done by installing preheaters upstream of the desalters.

## المخلص

الأثار الغير مرغوب فيها الناتجة عن وجود الأملاح بسبب عملية التحلية الغير الكاملة (مثل الترسبات في المبادلات الحرارية و التآكل في قيعان خزانات التخزين ) تمثل مشكلة تؤرق الصناعة منذ وقت طويل. هذه الأثار تؤدي إلى فقدان كبير في الأداء. إن مراقبة و متابعة التآكل، وتغيير القطع و الأنابيب التالفة، و أعمال الصيانة تمثل نفقات إضافية في سلسلة المعالجة تؤثر مباشرة على تكلفة إنتاج البرميل. و قد أبرزت دراستنا العامل الذي يؤدي إلى سوء عملية التحلية، و هو درجة الحرارة المنخفضة جدا، حيث تلعب هذه الأخيرة دورا أساسيا. و للحصول على تحلية مثالية و تحقيق كفاءة أفضل وتقليل الأضرار، من الضروري رفع درجة حرارة تشغيل عملية التحلية، خصوصا في فصل الشتاء، و يتم ذلك من خلال تركيب سخانات مسبقة قبل وحدات التحلية.

# Table des Matières

## Chapitre 1 : Présentation du champ Hassi Messaoud

<b>I.1-Situation Géographique</b> .....	2
<b>I.2-Le Gisement de HassiMessaoud</b> .....	3
<b>I.3 -Historique</b> .....	4
<b>I.4-Description des installations</b> .....	5
I.5-Capacités annuelles de la production .....	5
<b>I.6.-Description du Département Traitement Sud</b> .....	5
I.6.1- Service de l'UTBS .....	5
I.6.2-Service BOOSTING .....	6
I.6.3-Service TRAITEMENT SUD.....	6

## Chapitre II : Théorie sur le dessalage

<b>Introduction</b> .....	20
<b>II-1 Définition de dessalage</b> .....	20
<b>II-2-Nature des sels</b> .....	20
II-2-1-Inconvénient des sels.....	21
<b>II-3-Objectif de dessalage</b> .....	21
<b>II-4-Généralités sur les émulsions</b> .....	21
II-4-1-Conditions de formation d'une émulsion .....	23
II-4-2 -Stabilité d'une émulsion .....	23
II-4-3-Objectif de dessalage .....	24
II-4-3-1-Principe de désintégration des émulsions .....	24
II-4-3-2-Action des agents chimiques .....	26
II-4-3-3-Action de la chaleur .....	26
II-4-3-4- Action électrique.....	26
<b>II-5- Mécanisme du dessalage</b> .....	27
<b>II-6- Paramètre de réglage du dessaleur et leur influence</b> .....	29
II-6-1- La Température .....	29
II-6-2- Niveau d'interface eau/brut.....	30
II-6-3- Taux d'injection d'eau de lavage.....	31
II-6-4- Perte de charge ( $\Delta P$ ) au niveau de la vanne de mélange .....	31
II-6-5- Action du champ électrique .....	32
II-6-6- Taux de désémulsifiant .....	33

## Chapitre III : Présentation de l'unité de dessalage au niveau du service TRT

<b>Introduction</b> .....	36
<b>III-1-Spécifications du brut entrant</b> .....	36
<b>III-2-Spécifications du brut sortant</b> .....	37
<b>III-3 Les équipements de l'unité</b> .....	37
III-3-1 Le dessaleur .....	37
III-3-2 Spécifications de l'équipement .....	37
III-3-3 Les accessoires internes du dessaleur électrostatique .....	38
<b>III-4 Le Dégazeur</b> .....	40
III-4-1 Spécification de l'équipement .....	40
<b>III-5-Système d'eau de lavage</b> .....	40
<b>III-6-Skid d'injection du produit chimique</b> .....	41
III-6-1-Spécification de l'équipement .....	41
III-6-2 Identification de désémulsifiant CHIMEC R898 .....	41

## Chapitre IV : Partie calcul

<b>Contexte et problématique du projet</b> .....	45
<b>IV: L'étude de l'inefficacité des dessaleurs</b> .....	46
IV-1 L'influence des paramètres opératoires sur le procédé de dessalage .....	46
IV-1-1- Influence de la température .....	47
IV-1-2-Influence de taux d'injection d'eau de lavage.....	48
IV-1-3-Influence de débit de l'agent désémulsifiant .....	49
IV-1-4- Influence de la Perte de charge dans la vanne mélangeuse .....	50
IV-1-5- Influence du champ électrique e .....	51
IV-1-6-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la température .....	51
IV-1-7-Variation de l'efficacité en fonction de taux de lavage .....	52
IV-1-8-Variation de l'efficacité en fonction de débit de désémulsifinat .....	53
IV-1-9-Variation de l'efficacité en fonction de la perte de charge .....	55
IV-1-10-Variation de l'efficacité en fonction du tension du transformateur .....	56
IV-1-11- Interprétation de graphe .....	57
<b>Conclusion</b> .....	58
<b>IV-2 Calcul et Vérification de l'unité de dessalage du pétrole brut</b> .....	59
IV-2-1- Comparaison des paramètres actuels et celles du design .....	69
IV-2-2-Bilan de matière .....	71
IV-2-3-Calcul de la vitesse de décantation .....	63
IV-2-4-Calcul du temps de séjour .....	68
IV-2-6-1-Calcul du champ électrique entre les deux électrodes .....	68
IV-2-6-2-Calcul du champ électrique entre le niveau d'eau et l'électrode inférieure .....	69
IV-2-6-3-Calcul du champ critique .....	69
IV-2-7-Calcul de la distribution de la charge .....	71
IV-2-7-1-Calcul du nombre de trous du distributeur .....	72
IV-2-8-Calcul de la vitesse d'écoulement .....	74
IV-2-9-Calcul de l'efficacité du dessaleur .....	75

## Chapitre V : Impact de l'inefficacité des dessaleurs sur les équipements en aval

<b>Introduction</b> .....	77
<b>V- L'impact d'un mauvais dessalage sur les équipements en aval</b> .....	77
<b>V-1- La corrosion</b> .....	77
V-1-1-Définition .....	77
V-1-2-Les facteurs de corrosion .....	78
V-1-3Les types de corrosion .....	79
V-1-4-CaLutte contre la corrosion .....	79
V-1-4-1-La protection électrochimique .....	80
V-1-4-2-La protection cathodique .....	81
V-1-4-3-La protection anodique .....	81
V-1-4-4-La protection par revêtement et traitement de surface .....	81
V-1-4-5-Traitement des surfaces par voie chimique .....	82
V-1-4-6-L'action sur le milieu corrosif .....	82
V-1-4-7--Le choix des matériaux .....	83
V-1-4-8-La conception et le tracé des assemblages .....	83
V-1-5-Aspect économique de la corrosion.....	84
<b>V-2-L'encrassement</b> .....	85
<b>V-2-1-Effet de l'encrassement sur le fonctionnement des échangeurs</b> .....	85
V-2-2-Aspects économiques liés à l'encrassement .....	85
<b>V-3-Détection des zones corrodées par la méthode MFL</b> .....	86
V-3-1-Principe de la méthode MFL.....	86
V-3-2- Inspection par la méthode MFL .....	86
V-3-3-Inspection visuelle.....	85
V-3-4-Identification les pertes d'épaisseurs par Ultrason.....	85

## Chapitre VI: Etude Technico-économique

<b>VI-Etude economique</b> .....	93
<b>VI-1-Estimation du cout d'installatuon de l'appareil--</b> .....	93
A-Estimation du cout de l'Appareil.....	95
B-Matériel .....	93
C-Main d'ouvre .....	98
D-Moyen Matériel .....	99
E-Travaux génie civil.....	99

## Liste des tableaux

Tableau I-Production annuelle au niveau du CIS et CINA .....	05
Tableau III-1-Spécifications du brut entrant .....	36
Tableau III-2-Spécifications du brut sortant.....	37
Tableau III-3-Spécifications du Dessaleur .....	37
Tableau III-4-Spécifications du Dégazeur Tableau .....	40
Tableau III-5-Spécifications des pompes de lavage d'eau .....	40
Tableau III-6-Spécifications des pompes d'injection du produit chimique .....	41
Tableau IV-1-Variation de la salinité de sortie en fonction de la variation de la température.....	47
Tableau IV-2-Variation de la salinité de sortie en fonction de taux d'eau de lavage.....	48
Tableau IV-3-Variation de la salinité de sortie en fonction de débit désémulsifiant .....	49
Tableau IV-4-Variation de la salinité de sortie en fonction de la perte de charge dans la vanne mélangeuse .....	50
Tableau IV-5-Variation de la salinité de sortie en fonction de tension du transformateur .....	51
Tableau IV-6-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la température.....	52
Tableau IV-7-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de taux d'eau de lavage.....	53
Tableau IV-8-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de débit de désémulsifiant .....	54
Tableau IV-9-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la perte de charge dans la vanne mélangeuse .....	55
Tableau IV-10-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la tension du transformateur.....	56
Tableau IV-11-Comparaison des paramètres actuel et ceux du design.....	60
Tableau IV-12-Diamètre de la particule d'eau en fonction de la teneur en BSW <sub>e</sub> + taux d'eau de lavage .....	65
Tableau IV-13-Coefficient (A') en fonction de la teneur en eau de l'émulsion .....	70
Tableau VI.1 - Influence du type de l'échangeur.....	95
Tableau VI.2 -Influence de la longueur du faisceau .....	95
Tableau VI.3 - Influence du nombre de passe coté tube .....	96
Tableau VI.4 : Influence de la pression maximale.....	96
Tableau VI.5 : Influence de la température.....	96
Tableau VI.6 : Influence de la nature de matériau .....	96
Tableau VI.7 : Tableau récapitulatif des résultats.....	97

## Liste des figures

Figure I-2 -Schéma représentatif d'un séparateur HP -----	08
Figure I-3- Schéma représentatif d'un séparateur 2ème étage-----	09
Figure I-5- Schéma descriptif d'un dessaleur -----	11
Figure I-6- Schéma descriptif de la pomperie -----	13
Figure I-7- Schéma représentatif de l'unité de stabilisation -----	15
Figure I-8 Schéma représentatif de l'unité Topping -----	17
Figure I-9 -Schéma représentatif de l'unité de fractionnement des condensats -----	19
Figure II-1- Emulsion eau dans l'huile -----	22
Figure II-2 - Emulsion huile dans l'eau.....	23
Figure II-3- Courbe de Variation de la viscosité du brut en fonction de la température.....	29
Figure II-4- Courbe de variation de la densité du brut en fonction de la température.....	29
Figure II-5-Courbe de variation du facteur caractérisant la vitesse de décantation en fonction de la température -----	29
Figure II-6-Courbe de la salinité de sortie en fonction de $\Delta P$ -----	31
Figure II-7-Vue en coupe d'un dessaleur électrostatique -----	33
Figure II-8- Dessaleur électrostatique type HOWMAR-----	34
Figure II-9 - Dessaleur type low Velocity -----	35
Figure II-10-Dessaleur type Bilectric-----	35
Figure III-1-Les accessoires internes du dessaleur électrostatique -----	39
Figure IV-1-Graphe de variation de la salinité de sortie en fonction de la variation de la température -----	43
Figure IV-2-Graphe de variation de la salinité en fonction de taux de lavage-----	48
Figure IV-3-Graphe de variation de la salinité de sortie en fonction de débit de désémulsifiant injecté -----	49
Figure IV-4- La variation de la salinité en fonction de la variation de la perte de charge dans la vanne mélangeuse-----	50
Figure IV-5-Graphe de variation de la salinité en fonction du tension du transformateur-----	51
Figure IV-6-Graphe de variation de l'efficacité en fonction de la température -----	52
Figure IV-7-Graphe de Variation de L'efficacité en fonction de la variation de taux d'injection d'eau de lavage-----	53
Figure IV-8-Graphe de Variation de l'efficacité en fonction de la variation de débit de l'agent désémulsifiant -----	54
Figure IV-9-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la perte de charge dans la vanne mélangeuse -----	55
Figure IV-10-Bilan de matière du dessaleur -----	61
Figure IV-11-Graphe de diamètre de la particule d'eau en fonction de taux d'eau de lavage et BSW -----	63
Figure IV-9-Représentation de la distance entre les électrodes et la phase d'eau -----	64
Figure IV-10-Graphe de coefficient A' en fonction de la teneur en eau de l'émulsion-----	66
Figure IV-11-Représentation du distributeur-----	68
Figure IV-12-La disposition des orifices -----	69
Figure IV-13-Schéma représentatif des dimensions de trous de distributeur -----	70
Figure V-1- La protection cathodique par courant imposé -----	81
Figure V-2-Appareil de détection des zones corrodées. -----	87
Figure V-3-les différents défauts détectés par la méthode MFL -----	87
Figure V-4-Schéma représentatif d'une tôle scannée par la méthode MFL -----	88
Figure V-5-Schéma représentatif des tôles du fond du bac scannées par MFL-----	89
Figure V-6-Schéma représentatif d'arrachement de revêtements des tôles -----	90
Figure V-7-Schéma représentatif des percements des tôles -----	91
Figure VI -I-Schéma représentatif d'intégration d'un train de préchauffage -----	100

## Liste des annexes

Annexe A : Le prix d'un échangeur en fonction de sa surface d'échange

Annexe B : Abaque déterminant la viscosité du brut en fonction de la température à différent degré API°

## Nomenclature

Symbole	Définition	Unité
$S_e$	Salinité d'entrée	mg/l
$S_s$	Salinité de sortie	mg/l
$Q_b$	Quantité de brut à dessaler	$m^3/h$
$Q_w$	Quantité d'eau de lavage	$m^3/h$
$Q_d$	Quantité de brut dessalé	$m^3/h$
$Q'_w$	Quantité d'eau de purge	$m^3/h$
$X$	Taux d'eau de lavage	%
$Q_{wext}$	Quantité d'eau dans le brut à dessalé	$m^3/h$
$V_d$	Vitesse de décantation	m/s
$D$	Diamètre de la gouttelette d'eau	m
$\rho_1$	La masse volumique de la phase dispersée	$kg/m^3$
$\rho_2$	La masse volumique de la phase continue	$kg/m^3$
$\mu_2$	La viscosité dynamique de la phase continue	Pa.s
$\nu_2$	La viscosité cinématique de la phase continue	$m^2/s$
$g$	Accélération de la pesanteur	$m/s^2$
$d^t_4$	La densité de la phase continue à une température quelconque	/
$\alpha$	Coefficient caractérisant la variation de la densité en fonction de la température	/
$T$	La température	$C^\circ$
$^\circ API$	La densité en degré API	/
$BSW_e$	La teneur en Basic, sédiment ,water	%
$T_s$	Temps de séjour	mn
$V$	Volume de la capacité	$m^3$
$Q$	Débit volumique de la charge.	$m^3/h$
$T_d$	Temps de décantation	sec
$L_2$	Distance entre l'électrode inférieure et l'interface	m
$E_s$	électrode supérieure	/
$E_I$	électrode inférieure	/

<b>E<sub>1</sub></b>	<b>Champ électrique entre les électrodes</b>	<b>volts/cm</b>
<b>U</b>	Tension du courant	Volts
<b>L<sub>1</sub></b>	Distance entre les électrodes	cm
<b>E<sub>2</sub></b>	Champ électrique entre le niveau d'eau (interface) et l'électrode inférieure	volts/cm
<b>L<sub>2</sub></b>	Distance entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau	cm
<b>E<sub>c</sub></b>	champ critique	volts/cm
<b>δ</b>	Tension interfacial entre l'eau et le pétrole	g/cm <sup>2</sup>
<b>A'</b>	Coefficient qui dépend de la teneur en eau de l'émulsion	/
<b>N<sub>t</sub></b>	Nombre totale de trous	/
<b>A</b>	Nombre de rampes	/
<b>n</b>	Nombre de trous de chaque rampes	/
<b>n'</b>	Nombre de trous de chaque rangée	/
<b>L</b>	Distance séparant les deux trous extrêmes de chaque rangée	m
<b>l</b>	Distance séparant les deux trous adjacents	
<b>W</b>	Vitesse d'écoulement	m/s
<b>f</b>	Surface de passage d'un trou	m <sup>2</sup>
<b>d</b>	Diamètre des orifices	m
<b>E</b>	Efficacité de dessaleur	%



# **Introduction générale**

## Introduction générale

Le pétrole a pris une place considérable dans la civilisation, non seulement parce qu'il est un producteur d'énergie qui avec le gaz naturel fournit les 60 % des besoins énergétiques mondiaux, de plus les hydrocarbures qui le composent permettent en outre la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et des produits pétrochimiques à savoir les caoutchoucs synthétiques, matières plastiques, fibres synthétiques, solvants, détergents ... et, dont la variété ne cesse d'augmenter. Les échanges internationaux en matières pétrolières, que ce soit brut ou produit fini, sont régis par des contrats ou des réglementations de vente répandant à des spécifications assurant le transport, l'exploitation et l'utilisation des produits finis. En effet, ces spécifications offrent à l'utilisateur une garantie de qualité [1].

Les hydrocarbures issus des puits de production ne peuvent pas être vendus tels quels aux différents utilisateurs. Ils doivent subir un certain nombre de traitements sur le champ de production afin de répondre aux spécifications de qualité souhaitées par les clients. De ce fait, l'Algérie figure sur l'échelle internationale avec des réserves moyennes en pétrole brut contenu dans une multitude de gisements éparpillés à travers le bassin saharien. Le principal d'entre eux est le gisement de Hassi-Messaoud. Suite aux développements et aux recherches qui ont été effectuées sur le pétrole, un certain nombre de spécifications ont été fixées par les transporteurs et les raffineurs en vue d'évaluer sa qualité et son mode de traitement [2]. Donc l'objectif de ce travail est l'étude de l'inefficacité du dessaleur et leur impact sur les équipements en aval. Notre étude est limitée à la section du traitement du brut « le dessaleur ». Ce mémoire est organisé selon les chapitres suivants :

Chapitre I : Présentation du champ Hassi Messaoud

Chapitre II : Généralité sur le dessalage

Chapitre III : Présentation de l'unité de dessalage au niveau du service TRT

Chapitre IV : Partie Calcul

Chapitre V : L'impact de l'inefficacité des dessaleurs sur les équipements en aval

Chapitre VI : Etude technico- économique

Nous finalisons notre travail par une conclusion générale.



**Chapitre I: Présentation du champ  
Hassi Messaoud**

## Chapitre I : Présentation du champ Hassi Messaoud

### I.1-Situation Géographique

Le champ de Hassi Messaoud est considéré comme l'un des plus grands gisements dans le monde. Il se situe à environ 850 Km au sud-sud-est d'Alger, à 250 Km au sud-est du gisement de gaz-condensat de Hasse R'mel et à 350 km à l'Ouest de la frontière tunisienne [3]. Ils étendent sur 2500Km<sup>2</sup>, il a pour coordonnées Lambert :

X = (790.000 – 840.000) Est.

Y= (110.000–150.000) Nord.



Figure I.1: Situation géographique du Champs HMD [4].

### I.2-Le Gisement de Hassi Messaoud

Le gisement a été découvert le 16 janvier 1956 par le premier sondage MD1 réalisé par SNREPAL suite à une campagne de sismique réfraction. Le 15 juin de la même année, furent découverts les grès cambriens productifs d'huile. En mai 1957, la société CFPA réalise un puits OM1 à environ 7 km au Nord-Nord-Ouest du puits MD1, ce forage confirmait l'existence d'huile dans les grès du Cambrien [5].

Par La suite le champ Hassi Messaoud fut divisé en deux concessions distinctes : C.F.P.A pour le champ Nord, SN. REPAL pour le champ Sud. La mise en production avait commencé en 1958 avec 20 puits d'exploitation [6].

### **I.3-Historique**

Fondée le 31 Décembre 1963, la Société nommée SONATRACH chargée de la recherche et l'exploitation des hydrocarbures, aujourd'hui devenue un groupe pétrolier assurant les missions stratégiques axées sur la recherche, la production, le transport, le traitement et la commercialisation des hydrocarbures. A partir de 1968 le rythme des forages s'est développé avec une moyenne de 32 puits par an, et la production a atteint le seuil de 32,2 millions de tonnes en 1970. Après la nationalisation des hydrocarbures le 24 Février 1971, les forages n'ont cessé de se multiplier, pour atteindre en 1977 une moyenne de 34 puits par an. De 1978 à 1984 : SONATRACH investit dans la récupération des gaz torchés en réalisant des stations de compression des gaz séparés aux étages intermédiaires et ce, dans les deux complexes Sud et Nord. Depuis ce temps, 900 puits ont été forés sur tout le champ de Hassi Messaoud. Plusieurs années après la mise en production et également, après la nationalisation des hydrocarbures le 24 février 1971 par Monsieur le président de la République Algérienne Houari Boumediene, il y a eu abstraction des différences entre le champ nord et le champ sud, les efforts ont été concentrés surtout sur le développement du champ entièrement et de la production, pour cela le champ a été délimité en zones. Chacune de ces zones est un groupement de puits présentant les mêmes caractéristiques. Le gisement de Hassi Messaoud a été exploité longuement et fortement toutes les premières années de sa découverte, malgré cela un long et vaste programme de développement encore plus important est tracé, vu l'importante capacité du gisement.

### **I-4-Description des installations**

La production d'un puits est un mélange triphasique composé d'hydrocarbures liquide et gaz, d'eau et impuretés. Cette production subit un traitement niveau des complexes industriels CIS, CINA, UTBS et ZCINA avant d'être expédiée. Les quatre complexes assurent la totalité des traitements set opérations auxquels doit être soumis le brut pour répondre aux normes et spécifications[7].

Ces procédés sont faits pour prendre en charge :

- Le traitement du pétrole brut : séparation huile-eau gaz, dessalage et stabilisation pour la production d'un pétrole brut conforme aux normes commerciales (TVR, Salinité, Densité et BSW).
- Le traitement des gaz associés pour la production des GPL et condensats.
- Le traitement des eaux huileuses générées lors du processus traitement de pétrole brut pour la protection de l'environnement.
- Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants ;
- La réinjection des gaz résiduel set l'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement [6].

### 1-5-Capacités annuelles de la production :

Le tableau suivant représente la production annuelle (Année 2023) au niveau du CIS et CINA

Tableau I.1: Production annuelle au niveau du CIS et CINA [8].

PRODUITS	PRODUCTION EN TONNE	
	CIS	CINA
PETROLE BRUT	8060 206,701	8870 981,295
CONDENSAT	322855,030	1004 000,799
GPL	1046 232,469	1236 061,446
PRODUIT RAFFINES	1070 000,794	—

### I-6-Description du Département Traitement Sud

Le département traitement sud se compose de trois services :

- ✓ Service de l'UTBS
- ✓ Service Boosting :
- ✓ Service traitement sud

#### Service de l'UTBS

L'UTBS (Unité du Traitement du Brut Sud), mise en service en Aout 2010, est destinée à recevoir et traiter l'huile non stabilisée provenant de six champs satellites sud (W1C, W1A, W2A, S1A, E1C, et E2A).

Le brut hors norme (TVR élevée) du centre industriel sud (CIS)et à expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage HEH (Haoud El Hamra) via la pipe 24'' CIS-HEH. Le traitement consiste à dessaler et stabiliser le brut. L'unité a été conçue pour produire 300000 barils par jour (47700m<sup>3</sup>/j) [9].

### **Service BOOSTING**

Les gaz issus des différents étages de séparation et après avoir été comprimé jusqu'à une pression de 28 bars dans les différentes unités de compression, sont envoyé vers le manifold gaz 28 bars pour alimenter les unités de production de GPL1 et GPL2ou les stations de réinjection après que ce gaz est comprimé jusqu'à 400 bars. Les condensats récupérés sont envoyés vers l'unité de séparation 2ème étage [10]. Ce service est constitué de ces unités suivantes :

- ❖ Séparation LDHP.
- ❖ Unité de compression 2ème étage.
- ❖ Unité de compression 2ème étage bis.
- ❖ Unité de compression 3ème étage.
- ❖ Unité de compression 3ème étage bis.
- ❖ Unité de compression LDBP1.
- ❖ Unité de compression LDBP2.
- ❖ Unité de compression LDBP3.
- ❖ Manifold Sud.
- ❖ Centrale d' Air.
- ❖ Bassin traitement des eaux huileuses API1 et API2.
- ❖ Réseau torche.

### **I-6-3-Service TRAITEMENT SUD**

Le service traitement sud est le premier service du complexe sud. Il a été érigé après la découverte du premier puits de pétrole MD1 en juin 1956 [5]. Il est composé essentiellement de : (Manifolds. - Séparation LDHP. -Séparation GAZ FTS. -Séparation LDBP, 2ème étage et 3<sup>ème</sup> étage. -Réservoirs dégazeurs. -Pomperie d'expédition. -Unité de dessalage. -Unité de stabilisation. -Unité de topping. - Parc de stockage du brut traité et produits finis-Unité de fractionnement des condensât).

#### ➤ **Manifolds nord :**

Le manifold nord est constitué de 10 arrivés et 7transversales ces dernières sont banalisées avec celles du manifold huile sud. Donc le service traitement reçoit la production des différents puits par des lignes directes LDHP, LDBP et de 2ème étage provenant du manifold SUD et NORD

Dans chaque manifold, on a des transversales qui sont liées avec toutes les arrivées à l'aide des vannes manuelles, où on fait connecter les arrivées qui ont les mêmes propriétés dans la même transversale. Parmi ces propriétés : la pression (qui varie de 05 à 30 bars) [9].

Ces transversales sont : LDHP, LDBP, 2<sup>ème</sup> étage, dessalage, P4000, TEST, condensât,

### ➤ **Séparation LDHP :**

La nouvelle unité de séparation LDHP est une extension de l'ancienne LDHP (séparation 1<sup>er</sup> étage) du centre, elle est conçue pour traiter les effluents à haut GOR (plus de 1 000), elle comprend quatre séparateurs identiques qui travaillent sous une pression de 28 bars, un ballon d'air instrument, un puisard avec deux pompes, et une torche d'écrêtage sud.

Les quatre (04) séparateurs sont de type cylindrique horizontal et traitent 4 000 m<sup>3</sup>/ j d'huile et 5 Millions Sm<sup>3</sup>/ j de gaz chacun à partir d'une alimentation triphasique (huile, eau et gaz), la séparation est réalisée du fait des différences de densité entre les trois phases [11].

### ➤ **Unité de séparation GAZ FTS :**

La série A est composée des séparateurs Horizontaux (FA3101 (A, B, C, D)), elle est réservée au gaz issus des différents champs satellites (gaz FTS) sous une pression de 7-8bars, afin de récupérer le liquide entraîné par le gaz) avant d'être envoyé vers compresseur LDBP [11].

### ➤ **Unité de séparation LDBP :**

Les deux séries B et C comprennent 8 Séparateurs FA2101 (A, B, C et D), FA1101(A, B, C et D). Elles sont alimentées par le brut venant de la ligne directe basse pression (LDBP). la séparation s'effectue à 11 bars. Le brut subit une séparation biphasique. Le gaz sortant au sommet est envoyé vers les stations de compression LDBP1, LDBP2 ou LDBP3. L'huile salée passe vers les dessaleurs pour éliminer les sels ou directement vers 2<sup>ème</sup> étage de séparation [11].

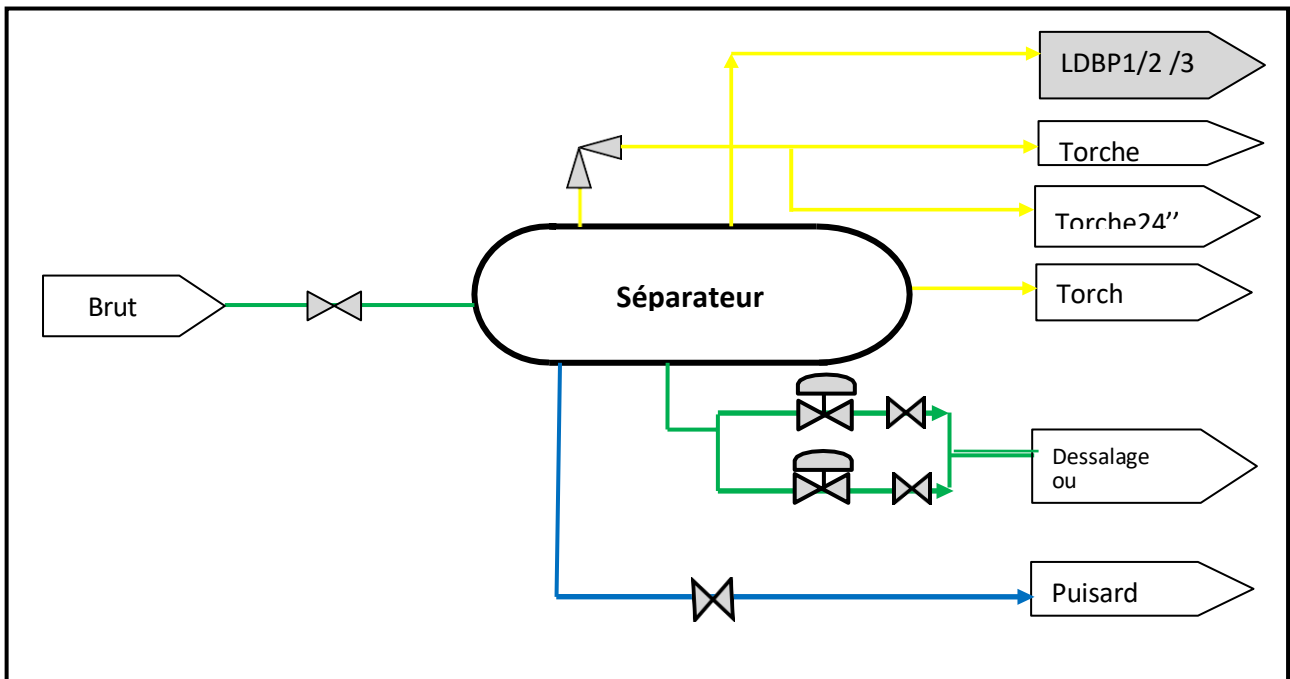


Figure I-2 : Schéma représentatif d'un séparateur HP [12].

➤ **Unité de Séparation 2ème étage :**

Le deuxième étage de séparation est composé de trois série A, B, C dont chacune est Constituée de quatre séparateurs, travaillant à une pression de service 04 bars : FA1102 (A, B, C et D), FA2102 (A, B, C et D) et FA3102 (A, B, C et D). Ils sont alimentés par les lignes de Moyenne pression, par les trois dessaleurs et par les condensats des stations de compression, le condensat de l'UFC, les condensats des unités de GPL. Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 2 724 m<sup>3</sup>/j d'huile et de 75600sm<sup>3</sup>/j de gaz [3]. Le gaz sortant est envoyé vers les unités de compression 2ème étage ou 2ème étage bis alors que le brut est acheminé vers les séparateurs BP du 3<sup>ème</sup> étage par les lignes « L1...L7 » [11].

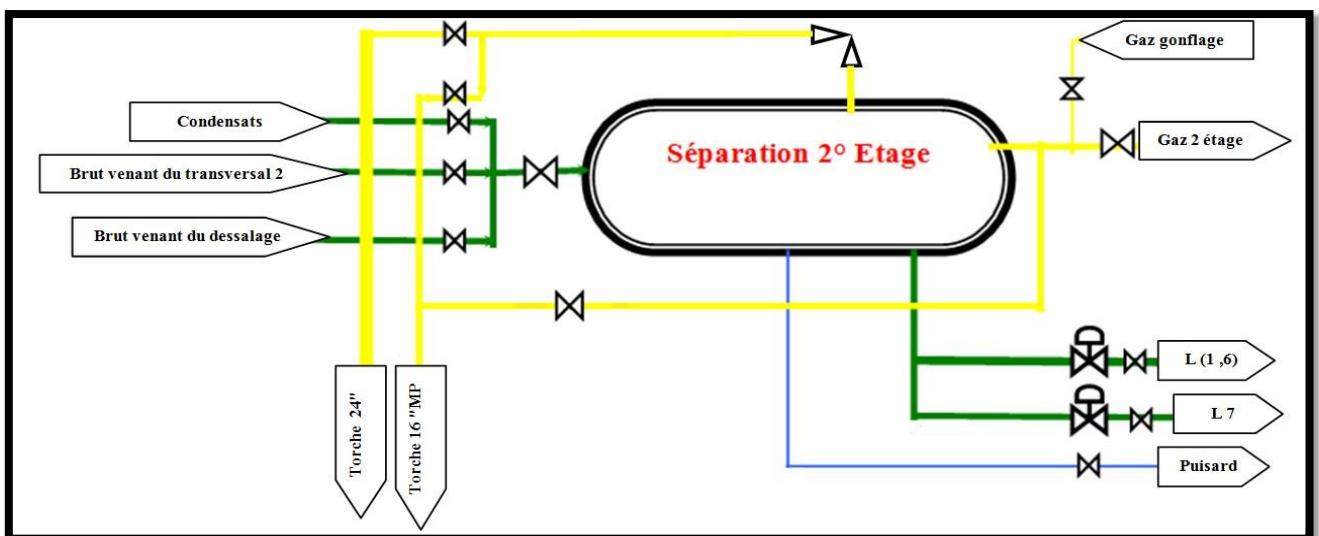


Figure I-3 : Schéma représentatif d'un séparateur 2ème étage [12].

### ➤ Unité de séparation 3ème étage :

Cette unité est composée de 05 séparateurs cylindriques et verticaux FB1103 (A, B, C, D et E), travaillant à une pression de 120 gr/ cm<sup>2</sup> (0.12 bars) .et ayant une capacité de traitement de 5625m<sup>3</sup>d'huile et 508440Stdm<sup>3</sup>/j de gaz. L'huile issue de cette séparation est envoyée aux réservoirs de dégazage tandis que le gaz alimente les unités de compression 3°étage ou 3°étage bis par la conduite 42'' [11].

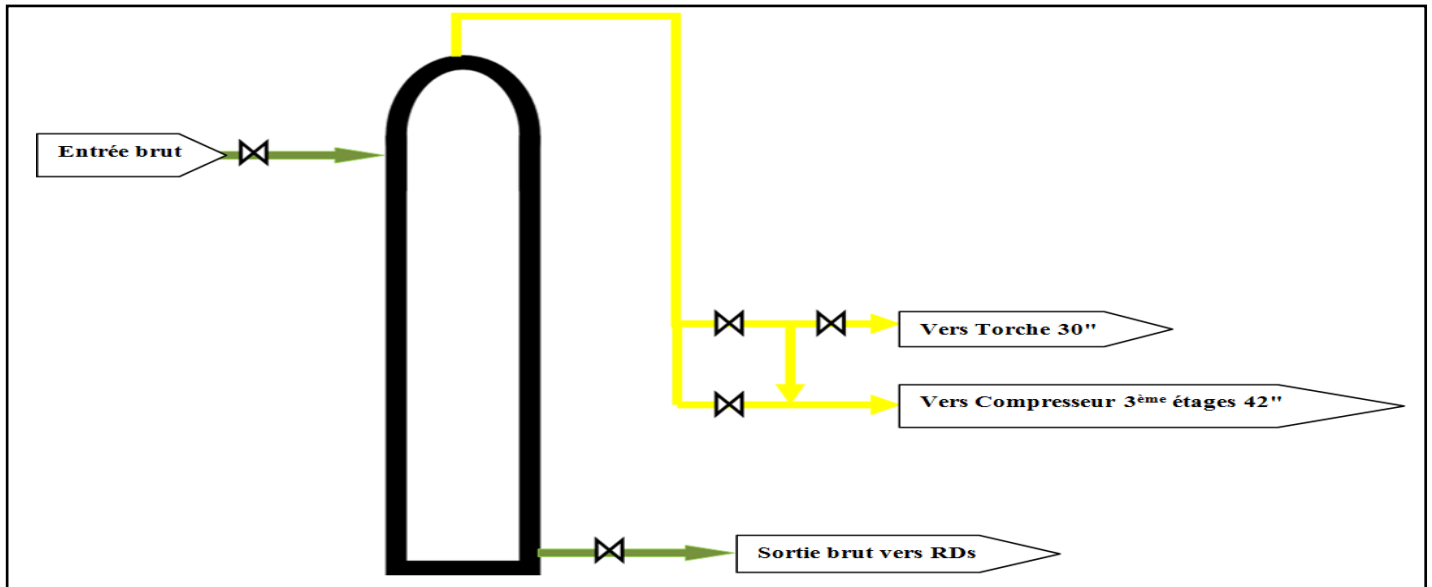


Figure I-4 : Schéma représentatif d'un séparateur 3ème étage [12].

### ➤ Unité de dessalage

Dans le but de réduire la salinité de la brute et autre impureté (dissoutes ou en suspension), six dessaleurs [3 anciens (1.2.3) et 3 nouveaux (4.5.6)] sont installés au service traitement sud. Les dessaleurs (N°1 et N°4), (N°2 et N°5), (N°3 et N°6) peuvent travailler soit en série ou en parallèle [9]. La charge venant de séparation LDHP ou LDBP est mélangée avec de l'eau et de désémulsifiant par des pompes doseuses avant d'être passé à travers la vanne mélangeuse puis vers le dégazeur et le dessaleur [11]. Le brut sortant alimente le 2<sup>ème</sup> étage de séparation, le gaz est Réinjecté dans les conduites menant à la séparation 2ème étage pour y maintenir une certaine Pression permettant d'écouler le brut. L'eau salée ainsi récupérée est évacuée vers le bassin API [11].

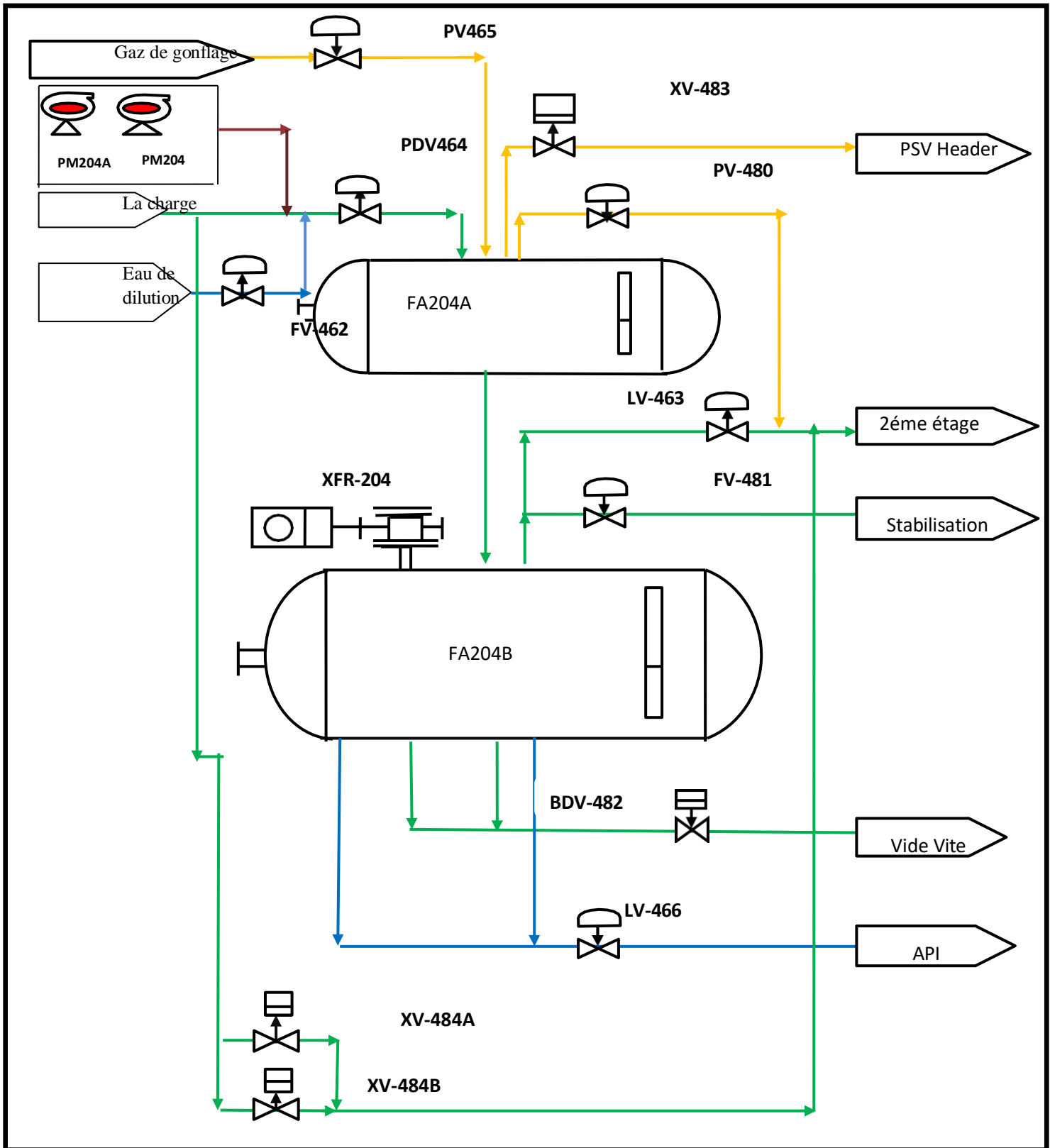


Figure I-5 : Schéma descriptif d'un dessaleur [12]

### ➤ **Réservoirs dégazeurs :**

C'est la dernière opération de séparation. où le brut venant des séparateurs BP se débarrasse des dernières traces du gaz y compris (élimination du gaz entraîné par le brut). Cinq réservoirs (A, B, C, D et E) à toit fixe travaillant à une pression de 20 gr/ cm<sup>2</sup> (0.02 bars) sont mis en œuvre avec une capacité de 2500 m<sup>3</sup> chacun. L'huile est transférée par la pompe GA1103 A/B/S (pompes de transfert) vers les réservoirs de stockage (RS), la petite quantité du gaz récupéré est envoyée vers la torche [9].

### ➤ **Stockage :**

Le parc de stockage du brut est constitué de cinq réservoirs à toit flottant RS (A, B, C, D et E) D'une capacité de 15000 m<sup>3</sup>chacun [10]. Pour le stockage des produits finis est constitué de :

- Une sphère à butane FB201
- Trois bacs d'essence FB202A, B et C
- Trois bacs de lampant FB203 et FB204 A et B
- Deux bac de gasoil FB205 A et B.

### ➤ **Pomperie d'expédition :**

L'unité de pomperie est destinée en principe à assurer l'écoulement de brut dans chemin d'expédition. Elle est composée de deux parties :

#### • **Pomperie 1 :**

Elle se compose de :

- Trois pompes de transfert GA1103 A, B et S. ayant une capacité de 1090 m<sup>3</sup>/h chacune. Ces pompes.
- Deux pompes de suralimentation (nourricières) GA 1101/S qui assurent la pression d'aspiration des pompes d'expédition, elles aspirent des RD et refoulent vers l'aspiration des pompes d'expédition.
- Quatre pompes d'expédition GA 1102 A, B, C et S ayant une capacité de 1350 m<sup>3</sup>/h chacune, leur rôle est l'expédition du brut vers HEH à travers les conduites 20'' et 16 ''.
- Une pompe de décantation GA 1104(qui peut servir comme une pompe de transfert).son rôle est l'évacuation des eaux décantées aux fonds des RD et des RS vers le bassin API [12].

• **Pomperie2 :**

Elle se compose de :

- Deux pompes de suralimentation (nourricières) GA1150/S ayant une capacité de 1090 m<sup>3</sup>/h chacune. Elles sont destinées pour expédier le brut vers la nouvelle raffinerie. Ou bien vers HEH en utilisant les pompes GA1151 A et B
- Deux pompes GA1151 A et B ayant pour but d'augmenter le débit d'expédition vers HEH [12].

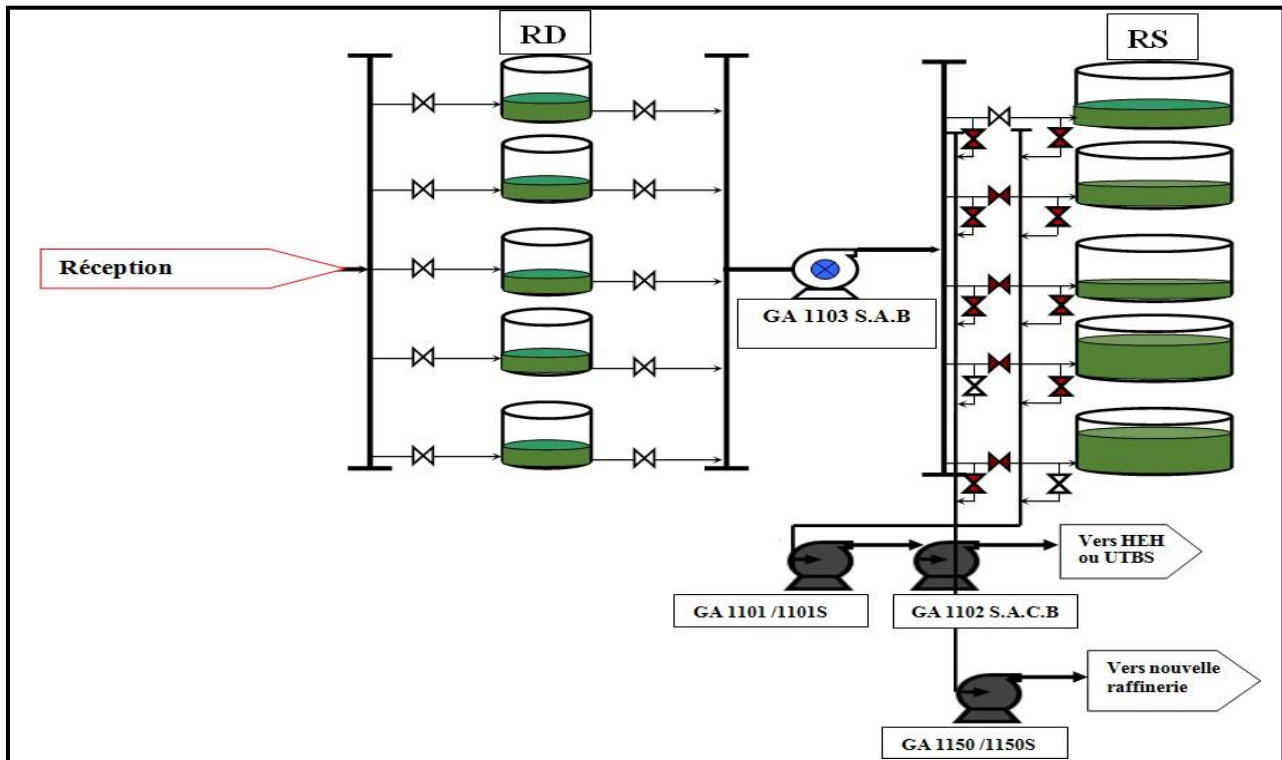


Figure-6:Schéma descriptif de la pomperie [12]

➤ **Unité de stabilisation :**

L'installation ayant une capacité de 10 000 m<sup>3</sup>/j, comprend une colonne de distillation simple avec son système de deux reflux chaud et froid. La stabilisation a pour but d'éliminer les fractions les plus volatils (légères) afin de baisser la tension de vapeur du brut. La stabilisation se fait en portant le brut à une température de plus de 260 C°. Le brut stabilisé a les caractéristiques suivantes : TVR=0.650kg/cm<sup>2</sup> à 38 C° et une densité d<sup>15</sup>=0.7920 [11].

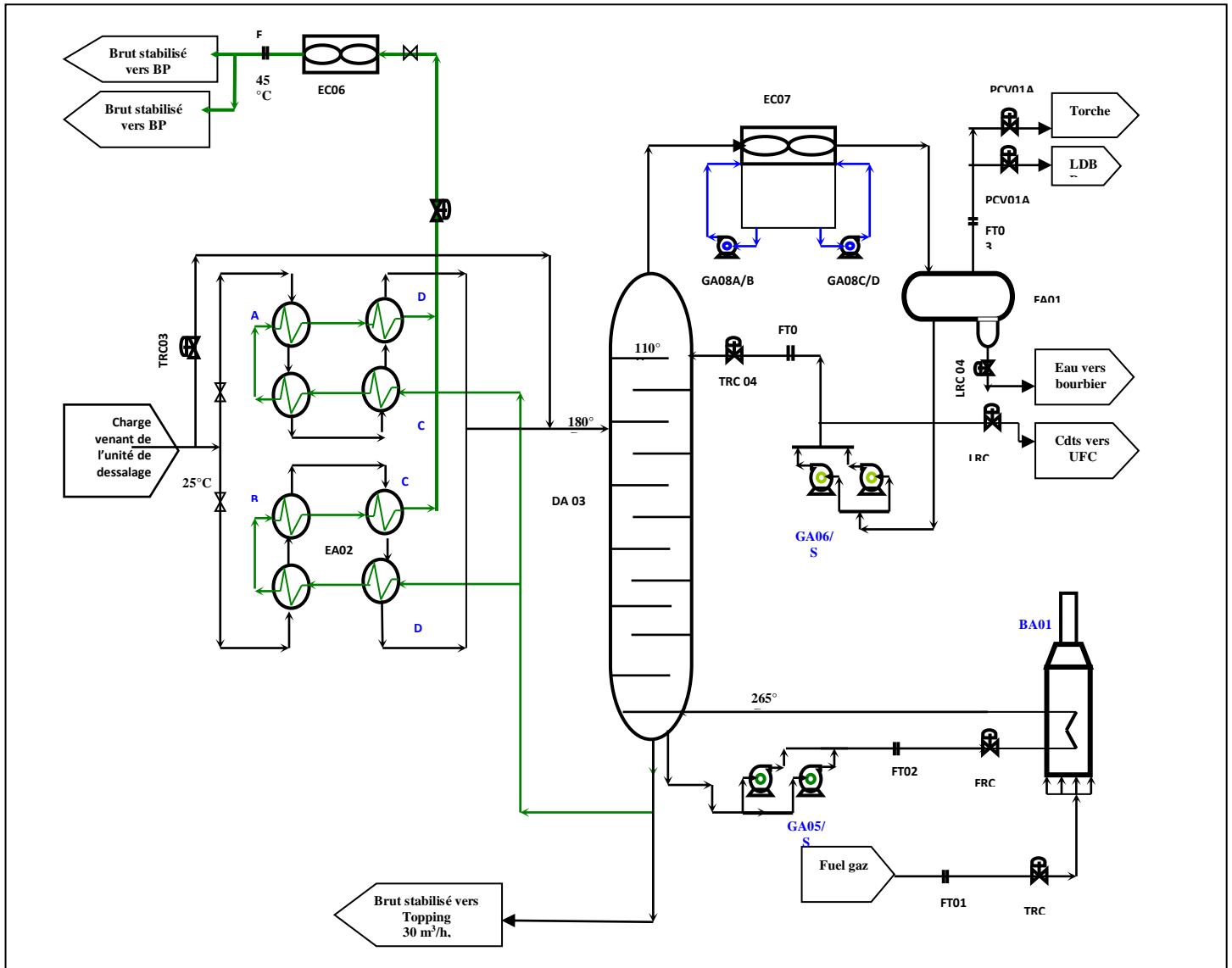


Figure I-7: Schéma représentatif de l'unité de stabilisation [12].

➤ **Unité topping :**

L'unité a été créée pour la production des produits commerciaux, à savoir : l'essence, lampant et gasoil, l'opération consiste à fractionner le brut stabilisé une série de coupes tels que le butane, l'essence, lampant, le naphta le gasoil et le résidu. Donc elle a pour but de fournir directement des produits commerciaux (carburants liquides) répondant à des spécifications définies. Le fractionnement est généralement réalisé dans une colonne à plateaux par distillation atmosphérique [11]. L'unité de topping est composée de trois colonnes : d'une colonne principale DA101 qui est divisé en deux parties : un vaporisateur et un fractionneur, d'un débutaniseur DA101.et d'un strippeur DA103

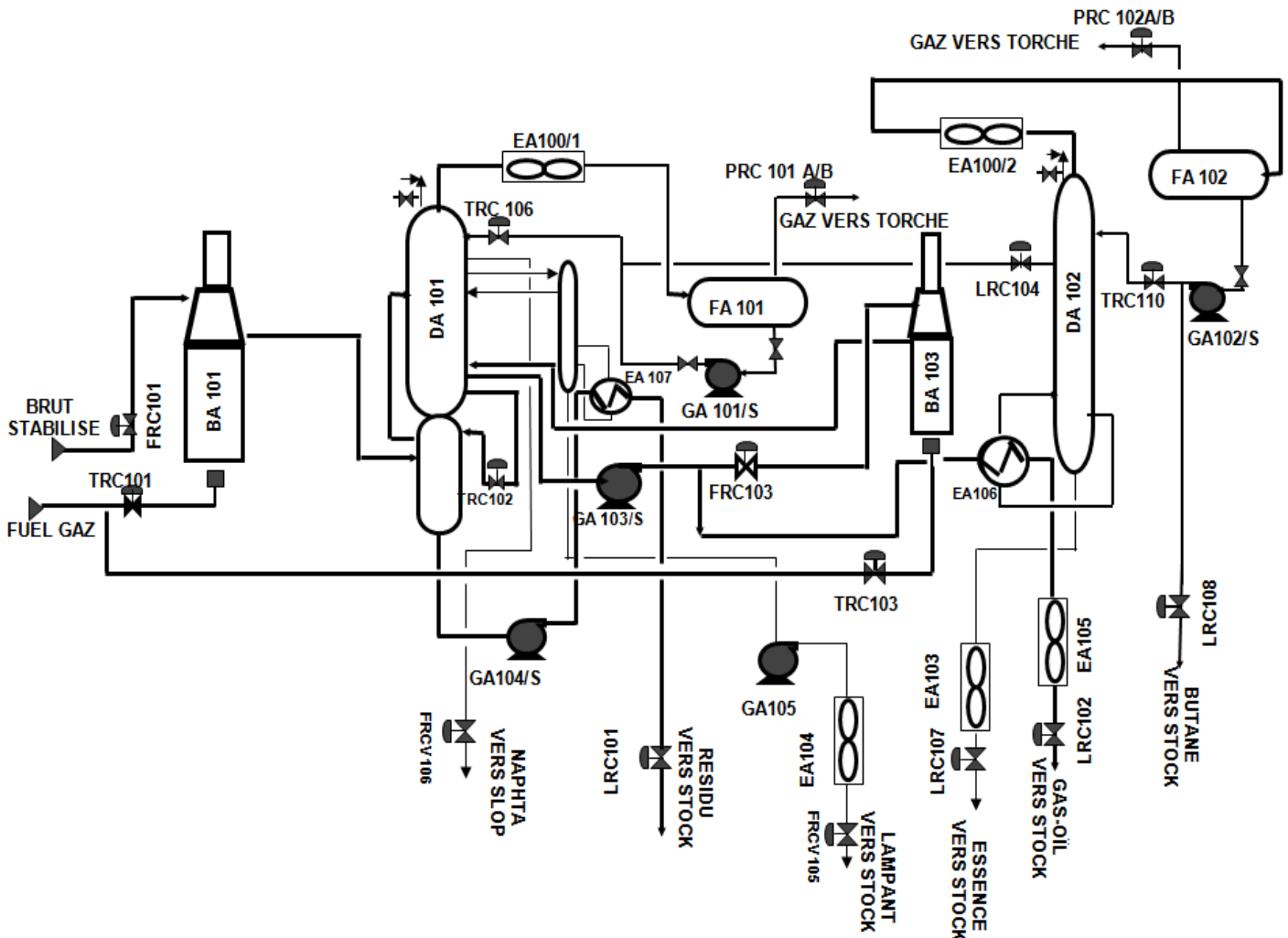


schéma n° IV : UNITE TOPPING

Figure I-8 : Schéma représentatif de l'unité Topping [12].

➤ **Unité de fractionnement des condensats (UFC):**

L'unité de fractionnement des condensats ayant une capacité de 2500m<sup>3</sup>/j. Les condensats récupérés des unités de boosting de la stable et du topping sont fractionné au niveau de l'unité de fractionnement des condensats (UFC) pour obtenir essentiellement le GPL qui est envoyé vers l'unité GPL1 pour le stockage, les condensats stabilisés alimentent la séparation 2ème étage et le gaz est orienté, soit à l'unité GPL1, soit aux unités de compression LDBP [11].

Les produits obtenus sont les caractéristiques suivantes : Le C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> : la d<sup>15</sup>=0.560 et la TVR=5 à 6 bars. Le C<sub>5</sub><sup>+</sup> : la d<sup>15</sup>=0.650 et la TVR=0.8 à 1 bars

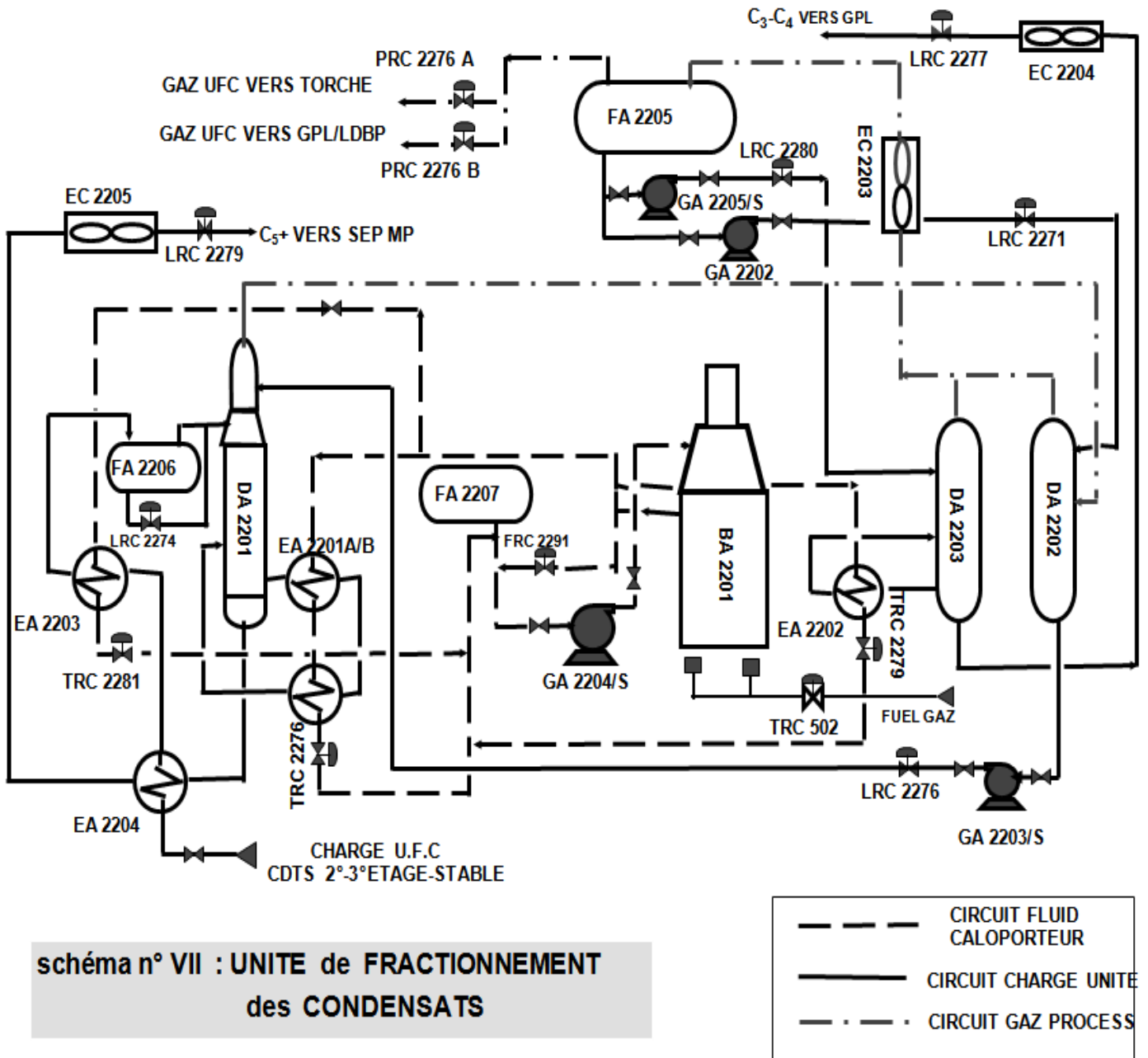


Figure I-9 : Schéma représentatif de l'unité de fractionnement des condensats



# **Chapitre II: Théorie sur le dessalage**

### **Introduction :**

La plupart des puits fournissent, depuis leurs mises en production, une huile variablement chargée en sels : le chlorure de sodium est majoritaire, mais il est toujours associé à des quantités de sels alcalino-terreux. Cette salinité est apportée par l'eau du réservoir, elle est en fonction de la position structurale de puits et des caractéristiques physiques de la roche de réservoir. De plus elle évolue au cours de la vie du puits. La découverte du dessalage d'un pétrole brute en présence d'un champ électrique remonte à 1908 [13]. Les premières applications industrielles du procédé de dessalage en présence d'un champ électrique datent de 1935 aux Etats-Unis. Par contre en France ; les dessaleurs électrostatiques ne sont apparus dans les raffineries qu'à partir des années 60. Mais aujourd'hui pratiquement toutes les raffineries sont équipées des dessaleurs électrostatiques [13].

### **II-1-Définition de dessalage**

Le pétrole brut contient souvent de l'eau, des sels, des solides en suspension et des traces des métaux solubles dans l'eau. La salinité de ce dernier est limitée à 40 mg/l et BSW (Basic Sediment and Water) soit inférieure à 1%, pour cette raison des techniques avancées et des recherches continues sur le brut pour éliminer les sels et l'eau contenus dans le brut, dont le but est de sauver les installations de traitement et de raffinage, et d'améliorer le prix de vente du baril. En effet, la première étape du raffinage consiste à éliminer ces contaminants par le dessalage (déshydratation) pour réduire la corrosion, le colmatage et l'encrassement des installations. Le rôle de l'unité de dessalage est d'éliminer par lavage à l'eau les sels minéraux présents dans les pétroles bruts. Ces sels sont en effet susceptibles de provoquer des corrosions et des encrassements dans les unités de traitement de bruts [14].

### **II-2-Nature des sels :**

Dans les bruts salés, les sels pris en considération sont essentiellement des chlorures dont la répartition est approximativement :

- $MgCl_2$  (chlorure de magnésium) = 20%,
- $CaCl_2$  (chlorure de calcium) = 10%,
- $NaCl$  (chlorure de sodium) = 70%

Ces sels se présentent soit sous forme de cristaux, soit ionisés dans l'eau présente dans le Brut [15].

### II-2-1-Inconvénient des sels

Les sels présentent des inconvénients au niveau des unités de traitement du brut

(Stabilisation, Topping), qui sont :

- La diminution de la capacité de production suite à la réduction de la section de passage (L'encrassement).
- La diminution du coefficient de transfert de chaleur dans les échangeurs causée par la Mauvaise conductivité des dépôts de sels.
- La perforation et la rupture des tubes des fours et des échangeurs (corrosion).
- Formation des hydroxydes et des acides par l'hydrolyse des sels [15].

### II-3-Objectif de dessalage

Les raisons qui imposent le dessalage sont de trois ordres :

- Dans certaines conditions, les sels cristallisent en plaques dans les tubings, dans les conduites et dans les installations de traitement. Ces dépôts freinent la production.
- La présence de sels favorise les corrosions électriques et chimiques.
- Par contrat avec les raffineurs, les exploitants sont tenus de livrer des bruts de salinité inférieure à  $\approx 40$ mg de chlorures par litre [16].

Donc l'objectif sera de

- Eliminer :
- l'eau « DESHYDRATATION »
  - Le sel « DESSALAGE »

Pour : Satisfaire aux spécifications commerciales

- Salinité  $< 40$  mg/l
- Limiter le transport de l'eau dans les pipes.

### II-4-Généralités sur les émulsions

On définit une émulsion comme un mélange stable de deux liquides non miscibles et qui, en fait, dans des conditions normales, ne se mélangent pas. Physiquement, une émulsion se présente comme une dispersion en très fines gouttelettes de l'un des liquides dans l'autre. Le liquide dispersé constitue la phase dispersée ou inerte. Le liquide enveloppant est la phase continue ou externe, l'ensemble est stabilisé par des agents émulsifiants. L'agent émulsifiant présente en général une solubilité préférentielle dans l'une ou l'autre phase. Certains émulsifiants cependant sont insolubles. Ce sont des solides très finement divisés en suspension dans le liquide.

L'émulsifiant enveloppe chaque gouttelette de la phase dispersée d'un film interfacial ; ce film s'oppose à la coalescence de ces gouttelettes et favorise leur maintien en suspension.

Les agents émulsifiants rencontrés en exploitation pétrolières sont : des minéraux de même composition que la roche-mère et des matières organiques (résines, asphaltènes, acides naphthéniques), des électrolytes de la saumure ou de fines particules solides : des argiles par exemple. La solubilité ou la mouillabilité préférentielle de l'émulsifiants détermine le sens de l'émulsion. Ainsi, un émulsifiant ayant une affinité préférentielle pour l'huile donne une émulsion où l'huile est la phase continue. Lorsque l'huile et l'eau se séparent en couches. L'huile flotte sur le dessus et l'eau se dépose au fond. L'espace où les deux couches se touchent est appelé « niveau d'interface ». Ici, l'huile et l'eau peuvent former une « couche d'émulsion » où les fines molécules d'eau et d'huile sont intimement liées et difficilement séparables. L'émulsion est classifiée aussi par la taille de gouttelettes dispersées dans la phase continue :

- ◆ **Macro émulsion** : la taille des gouttelettes dispersées est supérieure à  $0,1 \mu\text{m}$ , c'est une émulsion généralement instable
- ◆ **Micro émulsion** : la taille des gouttelettes dispersées est inférieure à  $10 \text{ nm}$ , c'est une émulsion très stable [17].

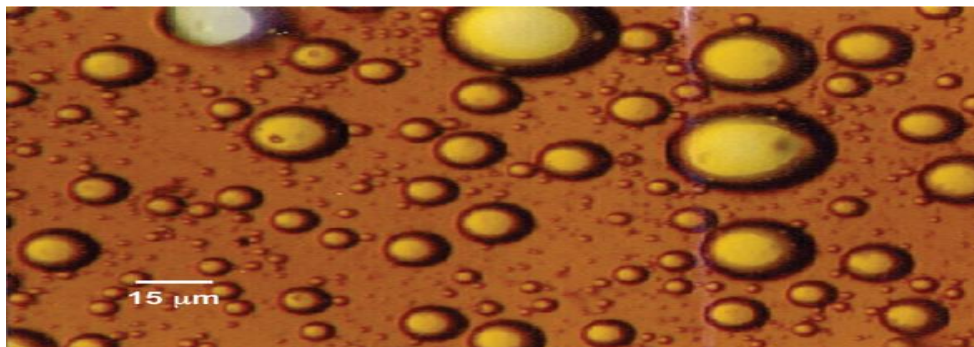


Figure II-1 Emulsion eau dans l'huile [9].

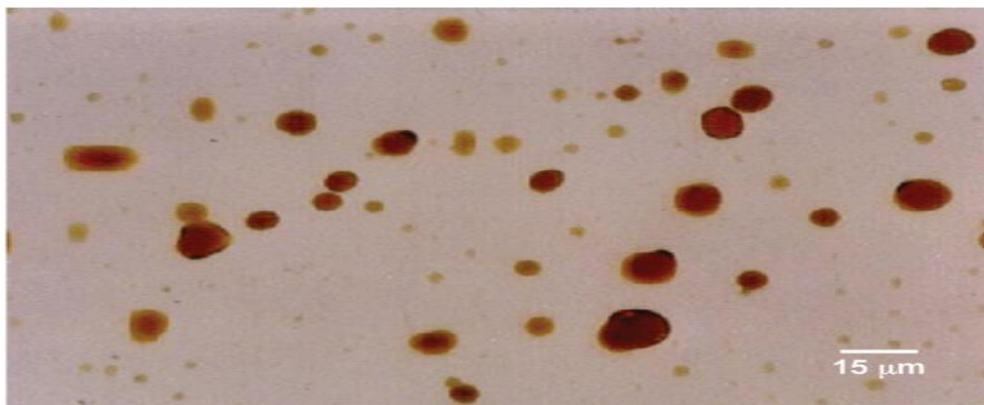


Figure II-2 Emulsion huile dans l'eau [9].

### **II-4-1-Conditions de formation d'une émulsion :**

L'émulsion rencontrée dans la production du pétrole brut est du type hydrophobe où la phase continue est le pétrole, trois conditions sont nécessaires à la formation d'une émulsion stable :

- Non miscibilité des deux liquides
- Forte agitation
- Présence d'un agent émulsifiant dans le brut (asphaltènes, les résines, les acides Organiques, les paraffines solubles dans l'huile et certains solides finement divisés Comme les sulfates de fer, de Zinc, et d'aluminium ; des carbonates de calcium, de la silice de l'argile et du sulfure de fer).

Ces derniers se concentrent à l'interface eau-huile en formant une barrière autour des gouttelettes d'eau empêchant aussi la coalescence et stabilisant l'émulsion [18].

### **II-4-2-Stabilité d'une émulsion :**

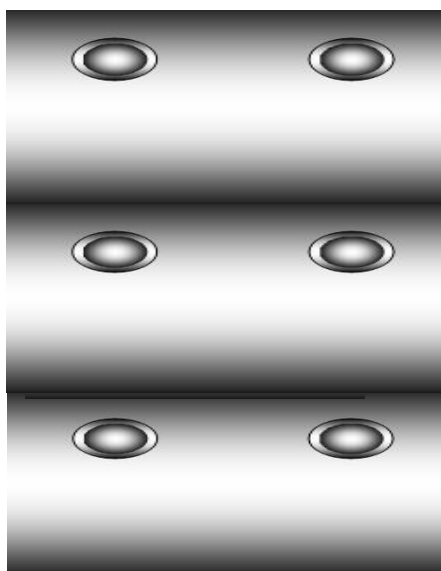
Une émulsion est dite stable lorsqu'elle ne se détruit spontanément qu'après un temps très long-plusieurs jours-voire plusieurs semaines. Cette stabilité dépend :

- De l'agent émulsifiant, dont on sait seulement que sa présence est indispensable, sans qu'il ait pu être établi un classement bien défini, par degré d'activité.
- De la viscosité de la phase continue, qui s'oppose à la retombée des gouttes dispersées.
- De la densité différentielle entre phases. Plus grande est la densité différentielle, plus facile est la décantation.
- De l'importance de la phase dispersée. Une émulsion où la phase dispersée entre en fort pourcentage est généralement peu stable.
- De la finesse des gouttelettes en phase dispersé [19].

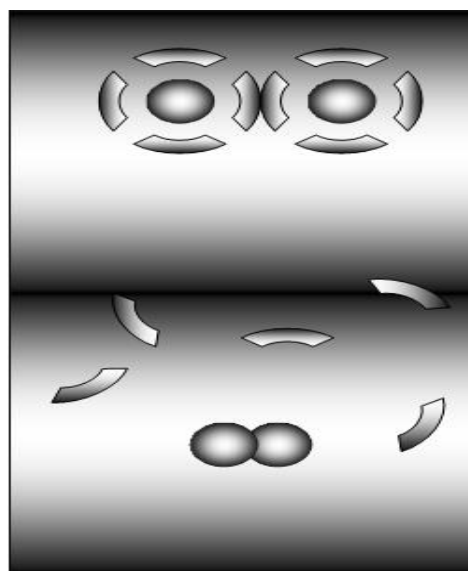
### **II-4-3-Rupture des émulsions**

#### **II-4-3-1-Principe de désintégration des émulsions**

- Deux forces s'opposent : les tensions inter faciales des deux liquides qui tendent à faire s'homogénéiser chaque phase et la résistance du film interfacial s'oppose à cette fusion dans la phase dispersée (A).
- Réduire une émulsion se ramène donc à briser les films interfaciaux par une action chimique ou électrique (B) [20].



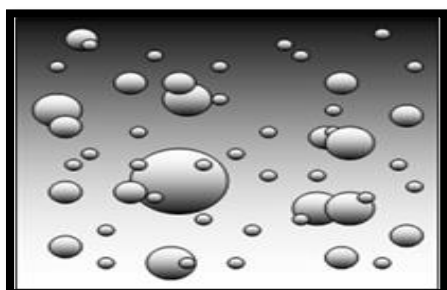
**A**



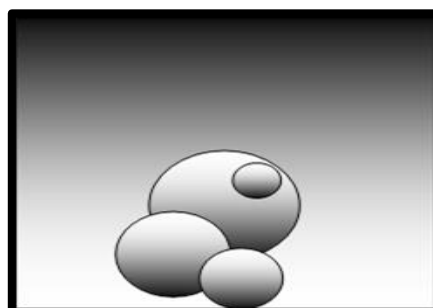
**B**

➤ Ainsi les gouttelettes dispersées peuvent fusionner. On dispose pour cela de moyens chimiques, électriques, C'est la Floculation (C).

➤ Une fois que les gouttelettes d'eau se sont rapprochées, ont fusionné, la séparation par gravité peut s'effectuer. C'est la coalescence et la décantation (D) [20].

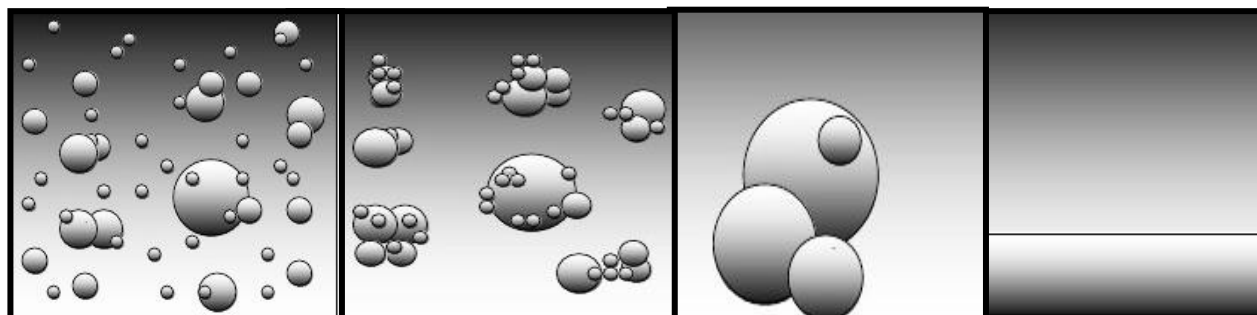


**C**



**D**

\*L'opération de dessalage rassemblée dans les schémas suivant :



**Emulsion**

**Floculation**

**Coalescence**

**Décantation**

### **II-4-3-2-Action des agents chimiques**

Action par inversion d'émulsion : on injecte un émulsifiant capable d'engendrer une émulsion inverse. Juste avant l'inversion, l'émulsion se détruit et les phases peuvent se séparer. Fragilisation : le film isolant est fragilisé. Pour expliquer que certaines émulsions se brisent par action chimique seule, on admet que certains produits provoquent même une contraction du film, suffisante pour vaincre la tension superficielle [21].

### **II-4-3-3-Action de la chaleur**

Les gouttelettes de liquide maintenues en suspension sont soumises à un mouvement brownien continu. La chaleur accélère ce mouvement, elle augmente la force et la fréquence des chocs entre les gouttelettes. Quand les forces d'impact sont suffisantes, les enveloppes cèdent et l'émulsion se détruit. Avec une émulsion où l'huile est en phase continue, la chaleur abaisse la viscosité de l'huile, les mouvements sont plus rapide, les forces d'impact plus grandes et la sédimentation accélérée. Les actions des agents chimiques et de la chaleur sont le plus souvent conjuguées [21].

### **II-4-3-4 -Action électrique**

Le film d'émulsifiant est constitué de molécules polaires. Ces molécules porteuses d'une surcharge d'électricité sont en équilibre instable. Elles s'ordonnent autour des gouttelettes d'eau et forment une paroi résistance. Un champ électrique détruit cet équilibre et supprime la cause d'émulsion. Il crée en outre une attraction entre les particules en suspension dans l'émulsion et les ordonne sur les lignes de forces électrostatiques. Le film isolant se trouvant détruit et les gouttes rassemblées, elles fusionnent et leur séparation par gravitation s'effectue rapidement. Certains appareils de traitement placent l'émulsion dans un champ électrique alternatif à haut voltage. Les gouttes de liquide prennent des charges proportionnelles à leur volume dont le signe s'inverse deux fois par période. Soumises à des forces d'attraction et de répulsion successives, les masses se heurtent avec une puissance suffisante pour détruire les enveloppes isolantes [21].

## **II-5-Mécanisme du dessalage**

Pour éliminer toutes les impuretés que nous venons d'évoquer, on lave le brut à l'eau et on sépare l'eau de lavage par dessalage électrostatique. Le dessalage du brut comporte trois étapes successives :

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

### ✓ Diffusion des sels

Il s'agit de faire passer dans l'eau les cristaux de sels contenus dans le brut. L'objectif étant d'atteindre tous les cristaux de sels. Le mélange eau-brut s'effectue normalement à travers une vanne de mélange placée à l'entrée du dessaleur.

Pour améliorer la diffusion des cristaux de sels dans l'eau, on injecte souvent l'eau [13].

### ✓ Coalescence

L'émulsion eau-brut, mélange intime de deux liquides non miscibles, est constituée par une phase continue (le brut) et une phase dispersée (l'eau sous forme de gouttelettes dont les dimensions varient de 1 à 10  $\mu\text{m}$ ), des tensions actives telles que les asphaltènes et des solides finement divisés (sulfure de fer par exemple) sont adsorbés à l'interface eau-huile, formant un film visible au microscope. Ces agents stabilisent l'émulsion. La difficulté de la coalescence est donc liée étroitement à la teneur en asphaltènes des bruts traités d'une part, et à la présence de salissures ou de sédiments d'autre part. La coalescence est provoquée par un champ électrostatique ; elle s'effectue par le biais des forces d'attraction des gouttelettes entre elles, dues à la polarité des molécules d'eau (qui tendent à s'orienter) et de l'agitation créée par le champ électrique [13]. La force d'attraction  $F$  de gouttelettes alignées, d'égale dimension, est égale à :

$$F = K E^2 r^2 \left(\frac{r}{d}\right)^4$$

Avec :

$r$  : rayon de la gouttelette (m) ;

$d$  : distance entre les centres des gouttelettes (m) ;

$E$  : Gradient de tension

$K$  : Constante.

Noter que  $r$  et  $r/d$  sont des variables indépendantes

La coalescence dépend aussi du taux d'injection de l'eau de lavage ainsi la vitesse de

Coalescence est donnée par la formule suivante :

$$V_c = K' \cdot X^{4/3} / \mu$$

$V_C$  : Vitesse de coalescence.

$K'$  : Constante.

$X$  : Taux d'eau de lavage.

$\mu$  : Viscosité dynamique du brut.

À partir donc de ces formules on peut conclure que la coalescence dépend du :

- \* Champ électrique.
- \* du taux d'injection d'eau de lavage.
- \* de la température du dessalage.

### ✓ **Décantation**

Le principe de décantation est basé sur la différence de densité entre les gouttelettes d'eau et l'huile pour faciliter la séparation des deux phases. La décantation n'est efficace que pour des émulsions stables [13].

## **II-6-Paramètre de réglage du dessaleur et leur influence**

Il est intéressant de dresser maintenant l'inventaire des degrés de liberté laissés au choix du raffineur pour obtenir le meilleur rendement du dessaleur. Nous excluons les paramètres de conception utilisés par les constructeurs pour dimensionner le matériel [22].

### **II-6 -1-La Température**

La température est le paramètre le plus important dans le procédé de dessalage, elle intervient dans la vitesse de coalescence par l'intermédiaire de la viscosité dynamique qui est très sensible à ce paramètre. Une température plus basse que celle spécifier réduire l'efficacité de dessalage à cause de l'augmentation de la viscosité et par conséquent une mauvaise séparation.

Des températures plus élevées aussi peuvent réduire l'efficacité de dessalage à cause de plus grande conductivité électrique du pétrole brut. Elle conditionne le terme  $\left( \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu^2} \right)$  qui caractérise la vitesse de décantation, qui est une fonction croissante de la température. Les courbes suivants représentent les variations de la viscosité, la densité du brut et le facteur caractérisant la vitesse de décantation en fonction de la température [22].

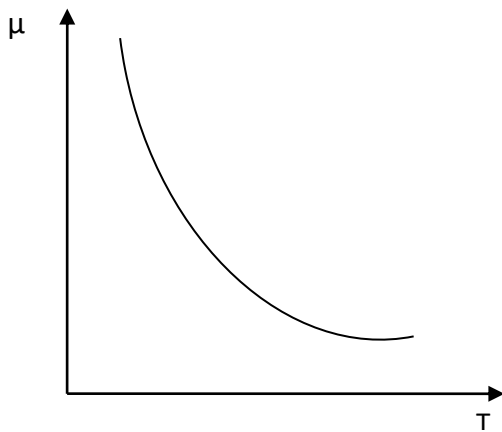


Figure II-3 : Courbe de variation de la viscosité du brut en fonction de la température [22].

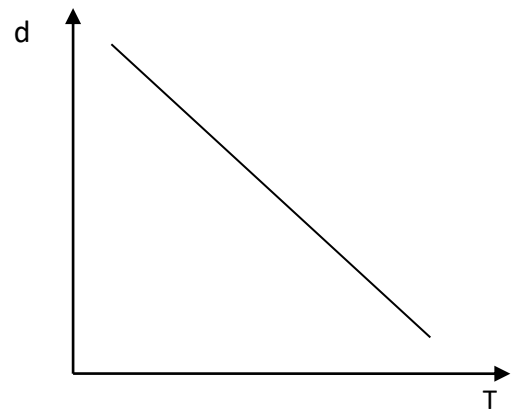


Figure II-4 : Courbe de variation de la densité du brut en fonction de la température [22].

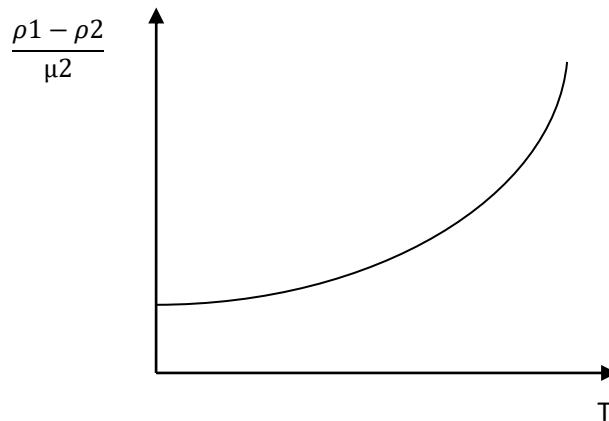


Figure II-5 ; Courbe de variation du facteur caractérisant la vitesse de décantation en fonction de la température [22].

D'après les courbes on s'aperçoit que l'augmentation de la température fait augmenter la vitesse de décantation, mais, cependant, on est limité par la conductivité du brut qui est aussi, favorable par l'augmentation de la température, et qui peut causer un court-circuit des électrodes.

### II-6 -2 -Niveau d'interface eau/brut

Le niveau d'eau décanté représente en fait une électrode au potentiel 0 du champ primaire défini avec l'électrode la plus basse de l'installation. Toute variation significative du niveau d'eau modifie le champ primaire et perturbe la coalescence électrique. Il y a donc intérêt à maintenir ce niveau constant, selon les recommandations du constructeur [22].

Le champ primaire qui est régi par la loi :

$$E_1 = \frac{E_0}{h}$$

Avec :

$E_1$  : champ primaire

$E_0$ : tension entre les électrodes

$h$  : distance entre l'interface et l'électrode basse

\* Le niveau d'interface eau / huile doit être plus bas que l'électrode inférieure, pour éviter un court-circuit des transformateurs

\* Un niveau d'interface trop haut provoque une augmentation de l'ampérage sur les électrodes, qui peut aller jusqu'à la mise en court-circuit des transformateurs

\* Un niveau trop bas se manifeste très rapidement par des effluents d'eau colorés.

### II-6 -3- Taux d'injection d'eau de lavage

L'eau de lavage sert à mouiller les cristaux de sel et à les dissoudre. La force d'attraction entre les gouttelettes (la coalescence) est très influencée par le taux de lavage [22]. Il est généralement entre 3 et 5 % en volume par rapport à la quantité du brut à traité

En jouant sur le rapport ( $\frac{r}{d}$ ) de la formule :

$$F = K E^2 r^2 \left(\frac{r}{d}\right)^4$$

Avec:

$R$  : rayon des gouttelettes

$d$  : distance entre les centres des gouttelettes

$E$  : champ électrique

En diminuant le taux de lavage,  $F$  diminue donc le taux d'injection d'eau de lavage à une grande influence sur la force d'attraction donc sur la vitesse de coalescence.

Un taux de lavage trop élevé peut provoquer :

\* Entraînement d'eau avec le pétrole dessalé (perturbation de l'unité).

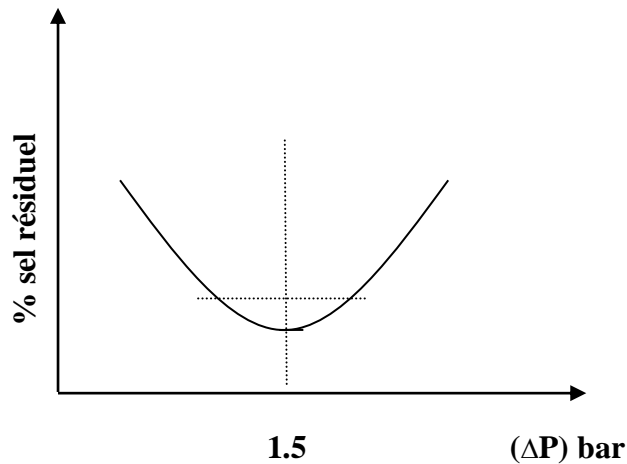
\* Une augmentation du niveau d'eau dans le dessaleur.

### II-6-4- Perte de charge ( $\Delta P$ ) au niveau de la vanne de mélange

La perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse mesure le degré de mélange entre le brut et l'eau de lavage. Elle permet à l'eau d'arriver aux cristaux et de les dissoudre, en créant un mélange intime entre l'eau et le brut.

La valeur de cette perte de charge ( $\Delta P$ ) est déterminée expérimentalement pour chaque brut. Elle dépend généralement de la qualité du brut (lourd ou léger). Une importante augmentation de la perte de charge risque de former des émulsions stables difficiles à détruire. A l'inverse, une perte de charge trop faible conduit à un lavage incomplet, d'une manière pratique, elle varie entre 0,2 et 2 bars, selon la nature du brut traité [22].

La courbe suivante exprime la salinité de sortie en fonction de la ( $\Delta P$ ).



(a)

Figure II-6 : Courbe de la salinité de sortie en fonction de  $\Delta P$  [22].

D'après la courbe, on constate qu'après une certaine valeur de  $\Delta P$ , la salinité augmente. Cette augmentation s'explique par le fait que l'augmentation de la  $\Delta P$  provoque la formation d'une émulsion très stable qui est difficile à briser.

### II-6-5-Action du champ électrique

Lors de l'application d'un champ électrique sur un liquide non conducteur (huile) contenant un liquide conducteur dispersé (eau), les gouttelettes d'eau ont tendance à se polariser et s'aligner dans le sens du champ électrique

- L'application d'un champ électrique important, polarise les gouttelettes d'eau et augmente l'attraction entre ces gouttelettes ce qui favorise la coalescence.
- L'application d'un champ électrique trop élevé polarise trop fortement les gouttelettes ce qui entraîne une rupture des gouttelettes d'eau et défavorise la coalescence [22].

## II-6 -6-Taux de désémulsifiant

Pour compléter l'opération de dessalage électrostatique, on a recours à l'emploi d'additifs désémulsifiant. Leurs formules comprennent en général deux ou trois bases. Dont les plus courantes sont des copolymères séquencés (oxyde d'éthylène-oxyde de propylène), parfois condensés avec des résines phénol-formol, des diacides organiques ou des groupements (éthylène diamines). Les désémulsifiant rencontrés sur le marché sous diverses marques agissent sur les agents émulsifiants par neutralisation [22]. Quatre actions essentielles sont requises pour un désémulsifiant :

- Forte attraction par l'interface huile/eau
- Flocculation
- Coalescence.
- Mouillage des solides.

La présence de ces quatre actions provoque la séparation de l'eau et de l'huile.

Le désémulsifiant doit être capable de migrer rapidement à travers l'huile vers l'interface huile/eau où il doit combattre l'agent émulsifiant qui se trouve plus concentré.

La destruction des émulsions s'effectue dans des gros ballons s'appellent : dessaleurs

Les dessaleurs électrostatiques sont les plus utilisés dans les installations de traitement du brut.

La figure suivante donne une vue en coupe d'un dessaleur, avec la répartition de l'émulsion eau-brut et celle des champs mis en œuvre dans le dessaleur, à savoir :

- a) Un champ primaire qui agit entre la première électrode et l'interface eau-brut
- b) Un champ appelé « champ secondaire », qui agit entre la première et la seconde électrode et dont l'intensité est nettement plus élevée [22].

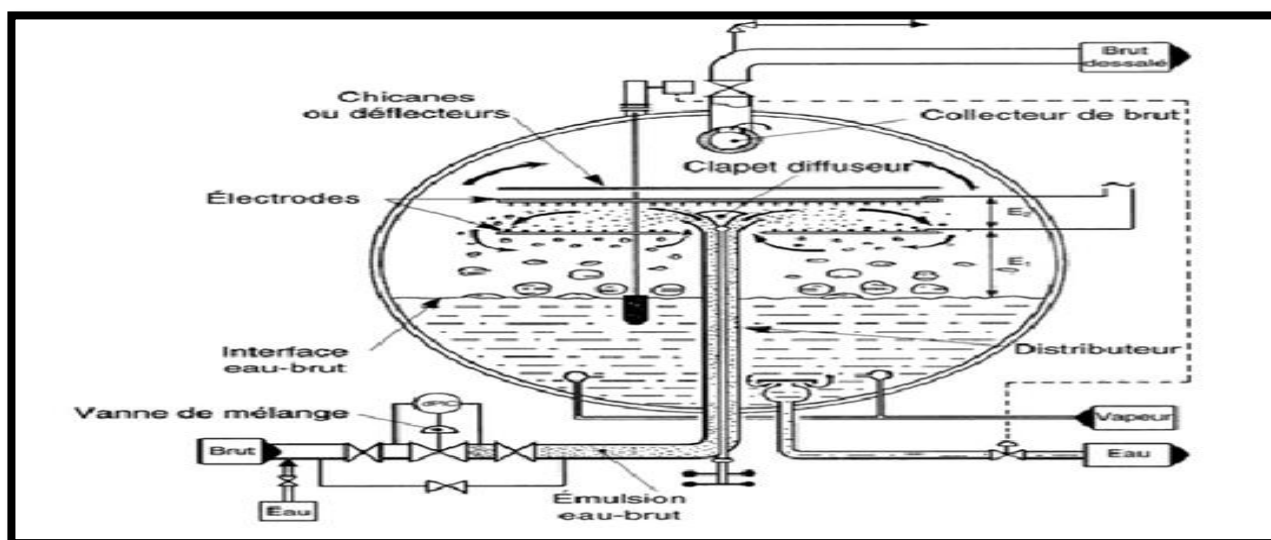
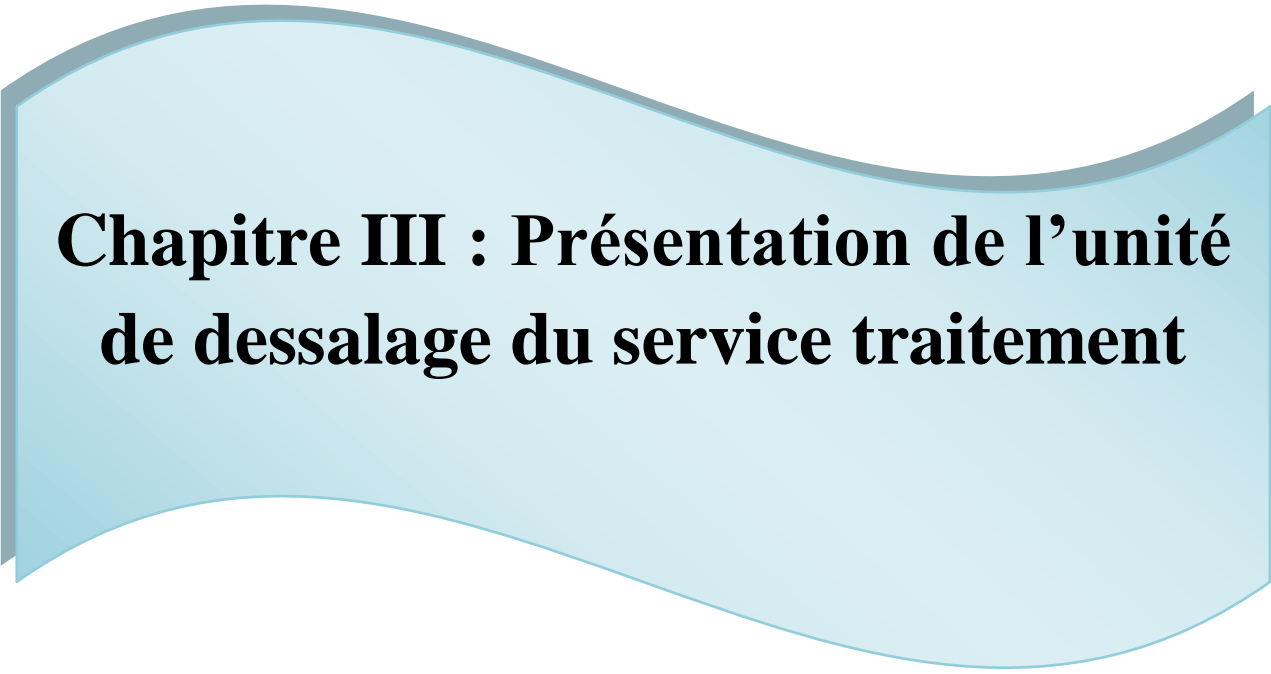


Figure II-7 : Vue en coupe d'un dessaleur électrostatique



## **Chapitre III : Présentation de l'unité de dessalage du service traitement**

## Introduction

Les sels et autres impuretés doivent être éliminés de la charge d'alimentation du brut. Ces sels sont normalement dissous dans l'eau résiduelle contenue dans le pétrole brut. L'eau est portée dans le pétrole brut sous forme de petites gouttelettes si largement dispersées qu'il est très difficile et peu économique de les éliminer en utilisant seulement l'effet de la gravité. En plus de l'eau de production et des chlorures, tous les pétroles bruts contiennent des suspensions de quantités variables de matières solides, comme le limon, les oxydes de fer, le sable, le sel cristallin, le carbone et le soufre. Donc plusieurs de ces impuretés en suspension seront portées à l'intérieur ou à l'extérieur dans les gouttelettes d'eau dispersées. Pour enlever ces composants indésirables du pétrole brut, on a recours au procédé de dessalage. L'unité de traitement de brut est équipée de trois dessaleurs électrostatiques. Chacun des trois trains de dessalage de brut aura une capacité de 75000 barils par jour, donc leur but est de fournir la capacité de traitement du pétrole brut dessalé jusqu'à 225000 barils par jour [24].

### III-1-Spécifications du brut entrant

La teneur en eau insoluble du brut dessalé à la température de fonctionnement ne sera pas plus grande que 0.2% en volume.

Tableau III-1 : Spécifications du brut entrant [23].

<b>Capacité Max à T, P</b>	76,150 BPD (410 m <sup>3</sup> /h)
<b>Densité Spécifique / S.G. à 60°F (15.5C<sup>0</sup>)</b>	0.7929
<b>BS&amp;W</b>	2%
<b>Salinité (référéncée à l'huile)</b>	3000 mg/l
<b>Viscosité de l'huile à T=30°C</b>	1.22 Cp
<b>Température de service</b>	30°C minimum

### III-2-Spécifications du brut sortant

La teneur en sel sera réduite à moins de 14 (PTB) livres par milliers de barils du brut entrant (<40 ppm).

Tableau III-2 : Spécifications du brut sortant [23].

<b>Salinité</b>	<b>40 mg/l maximum</b>
<b>BS&amp;W</b>	0.5 Vol %, maximum

### III-3-Les équipements de l'unité :

Chacun des trois trains de dessalage du brut devra inclure les équipements en package et sur skid suivants :

- Un skid coalesceur de dessalage électrostatique de pétrole brut
- Un skid de dégazage de pétrole brut (monté sur le haut du skid du dessaleur)
- Un package désémulsifiant avec 2 X 100 % pompes

En plus des équipements en package cités ci-dessus, il y a un package commun de pompes d'eau de lavage [23].

### III-3-Le dessaleur

Le dessaleur est de type coalesceur électrostatique

#### III-3-1-Spécifications de l'équipement

Tableau III-3 : Spécifications du Dessaleur [23].

<b>Reservoir:</b>	ID 3,048 mm x L 9,144 S/S
<b>Calcul</b>	36 barg à 100 °C
<b>Matière</b>	A 516 Gr. 70
<b>Surépaisseur de corrosion</b>	3.2 mm
<b>Revêtement intérieur</b>	Devoe 253 époxy
<b>Taux du transformateur</b>	75 Volt
<b>Tension</b>	Primaire :400 V/1/50 Secondaire :12 ; 16,5 ; 20; 23; 25 kV
<b>Accessoires internes</b>	Grille Bi Phase (2 chauds, 1 neutre) 1 distributeur d'effluent 1 collecteur de l'huile à la sortie 2 sorties eau avec anti tourbillons

### III-3-2-Les accessoires internes du dessaleur électrostatique

Le dessaleur électrostatique est typiquement équipé avec les parties internes suivantes :

- ✓ Collecteurs de Distribution d'Entrée
- ✓ Collecteur d'huile à la sortie
- ✓ Deux électrodes 'grilles'
- ✓ Casseur de vortex

#### ➤ **Le distributeur d'entrée**

Le collecteur d'entrée est un collecteur fermé, qui est conçu pour distribuer de façon homogène le mélange huile-eau à la fois à travers des trous disposés sur la largeur et le long de toute la longueur du récipient. Cet équipement permet de bien répartir l'émulsion entrant dans le dessaleur [25].

#### ➤ **Le collecteur de sortie**

Le collecteur de sortie est situé sur la partie haute du récipient et enjambe tangentiellement toute la longueur du récipient avec des orifices dans le collecteur [25].

#### ➤ **Les grilles électrostatiques**

Les grilles électrostatiques fournies pour les dessaleurs de Hassi Messaoud, sont de type Bi-phase Tri Grid Deep Field actionnées par des transformateurs 75 kV. Ces grilles sont en acier inoxydable servant des électrodes. Le terme bi phase fait référence aux trois niveaux de grilles électrostatiques horizontales, la grille du milieu est mise à la terre, les grilles supérieures et inférieures sous tension via une source de courant alternatif monophasé. Les champs électrostatiques de coalescences sont appliqués entre la grille supérieur énergisée, la grille inférieure énergisée, la grille reliée à la terre, et entre la grille inférieure énergisée et l'interface huile/eau. Le transformateur reçoit l'électricité à une tension basse 380 volts et le transforme à une haute tension pour l'utilisation à l'intérieur du dessaleur [25].

#### ➤ **Le casseur de Vortex**

Un Vortex ressemble à un petit tourbillon. Cela arrive quand une grande quantité de liquide s'écoule à travers un petit trou. Le Vortex fait descendre l'émulsion dans l'eau. Les antivortex sont adaptés sur les sorties d'eau pour empêcher la formation de tourbillon. En empêchant un tourbillon l'émulsion ne sera pas entraînée dans l'eau et donc il ne quittera pas le ballon avec l'eau. Chaque antivortex ressemble à une plaque plate montée sur les sorties d'eau empêchant la formation de tourbillon [25].

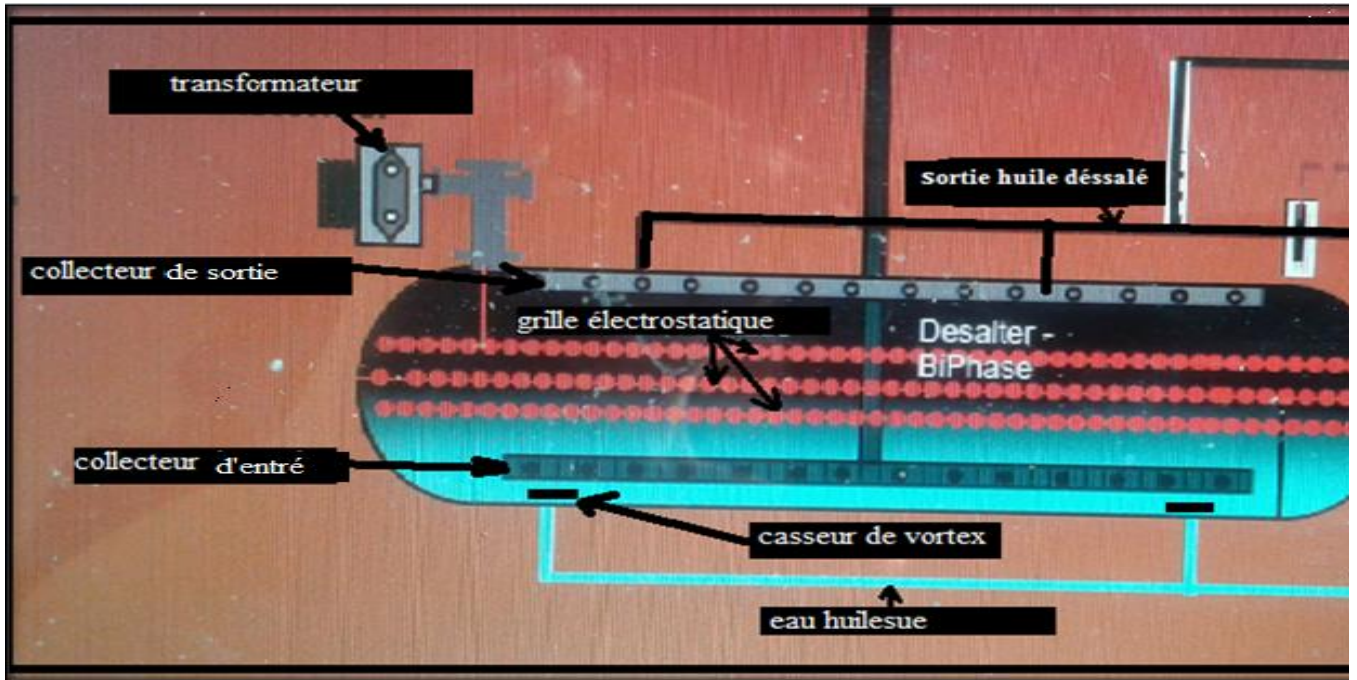


Figure III-1 Les accessoires internes du dessaleur électrostatique [11].

### III-4-Le Dégazeur

Le Dégazeur est un séparateur à 2 phases huile – gaz, monté sur le haut du skid du dessaleur.

#### III-4-1-Spécification de l'équipement :

Tableau III-4 : Spécifications du Dégazeur [23].

<b>Réservoir</b>	<b>ID 1,524 mm x L 4,877 S/S</b>
<b>Calcul</b>	36 barg à 100 °C
<b>Matière</b>	A 516 Gr. 70
<b>Surépaisseur de Corrosion</b>	3.2 mm
<b>Revêtement Intérieur</b>	Devoe 253 époxy

### III-5-Système d'eau de lavage

Compte tenu que la haute pression de refoulement requise demande l'utilisation de pompes multicellulaires, des pompes multicellulaires provenant de Sulzer ont été fournies. Il y a 4 pompes **GA 204 A, B, C et D** disposées sur une unité en package qui peuvent être mises en marche dans n'importe quelle combinaison pour fournir la quantité requise d'eau de lavage (eau de dilution).

Tableau III-5 : Spécifications des pompes de lavage d'eau

<b>Débit par pompe (barils / jour)</b>	<b>328</b>
<b>Hauteur de Refoulement (mètres)</b>	266.7
<b>Constructeur</b>	Sulzer
<b>Nombre d'étages</b>	4
<b>Matière</b>	Duplex SS
<b>vitesse</b>	2960 tpm

### III-6-Skid d'injection du produit chimique

Chaque dessaleur est équipé d'un package d'injection du produit chimique séparé qui consiste en ce qui suit :

- a) Deux x 100% pompes d'injection du produit chimique type à diaphragme
- b) Un réservoir d'injection du produit chimique de 3.2 m<sup>3</sup>
- c) Une colonne d'étalonnage de débit [11].

Tableau III-6 : Spécifications des pompes d'injection du produit chimique [23].

<b>Fabricant</b>	<b>Milton Roy G Séries</b>
<b>Modèle</b>	MGH-201-40
<b>Type</b>	A Piston
<b>Matériel</b>	SS
<b>Vitesse</b>	2960 ppm
<b>Capacité</b>	16 l/h
<b>Pression de poussée</b>	36 bars
<b>Moteur</b>	Loher
<b>Puissance</b>	1.5 kW

Le produit chimique utilisé comme désémulsifiant c'est le **CHIMEC 898**

### III-6-1-Identification de désémulsifiant CHIMEC 898

- **Nom commercial** : CHIMEC R 898
- **Famille chimique** : mélange de dérivés polymériques en solvant aromatique
- **Type de produit et usage** : désémulsionnant
- **Etat physique à 20°C** : liquide
- **Couleur** : ambre
- **Masse volumique à 20°C (g/cm<sup>3</sup>)** : 0,93 ± 0.02
- **Viscosité à 20 °C (cP)** : < 50
- **Solubilité dans l'eau** : insoluble
- **Soluble dans** : hydrocarbures aromatiques et aliphatiques  
: Solvants organique

### III-7 -Fonctionnement d'un dessaleur électrostatique

Le brut arrivant du séparateur se dirige vers l'unité de dessalage qui est destiné à réduire la Salinité du brut (Sel sous forme dissoute dans l'eau accompagnant le brut ou en suspension), La charge est mélangée avec de l'eau et de désémulsifiant L'eau représente 5% de la charge en brut est aspirée à 6 bars et refoulée à 35 bars à l'aide de l'une des pompes d'injection GA 204 (A, B, C et D). L'injection des désémulsifiant (CHIMEC R898) se fait par les pompes doseuses PM 204 A ou B. Le mélange passe par la vanne de mélange pour effectuer un bon lavage. Ensuite il est envoyé vers le ballon dégazeur monté au-dessus du dessaleur, Le gaz est Réinjecté dans la conduite menant à la séparation 2 -ème étage pour y maintenir une certaine Pression permettant d'écouler le brut. L'émulsion brut/eau est introduite par gravité à partir du dégazeur et circule à travers un collecteur de distribution d'entrée dans le bas du dessaleur. Son passage à travers la Couche d'eau y accumulé assure un bon lavage et un bon contact eau/huile. L'émulsion pétrole brut/eau résultante est dirigée vers un champ électrique à haute tension à l'intérieur d'un dessaleur. L'action du champ électrique coalesce les gouttelettes dispersées en gouttes de plus en plus grandes jusqu'au moment où les globules d'eau auront une masse suffisante pour tomber à travers la phase huile jusqu'au bas du dessaleur (les gouttelettes d'eau forment des dipôles et deviennent alternativement chargées à la fréquence du courant alternatif d'alimentation, les gouttelettes d'eau chargées vont ensuite attirer et repousser d'autres gouttelettes causant ainsi un mouvement entre ces particules[23]).

Au fur et à mesure que les gouttelettes d'eau tournent ou vibrent autour du pétrole brut, elles rentrent en collision avec d'autres gouttelettes d'eau jusqu'au moment de former d'assez grosses globules d'eau pouvant se séparer du pétrole brut par gravité) L'huile déshydratée et dessalée est refoulée à partir du haut du dessaleur à travers un collecteur de distribution de sortie. L'eau coalescée est envoyée vers le package de traitement des eaux huileuses. Le niveau de l'eau de production est contrôlé via une commande de niveau, afin qu'une interface eau-huile soit maintenue durant le fonctionnement [23].

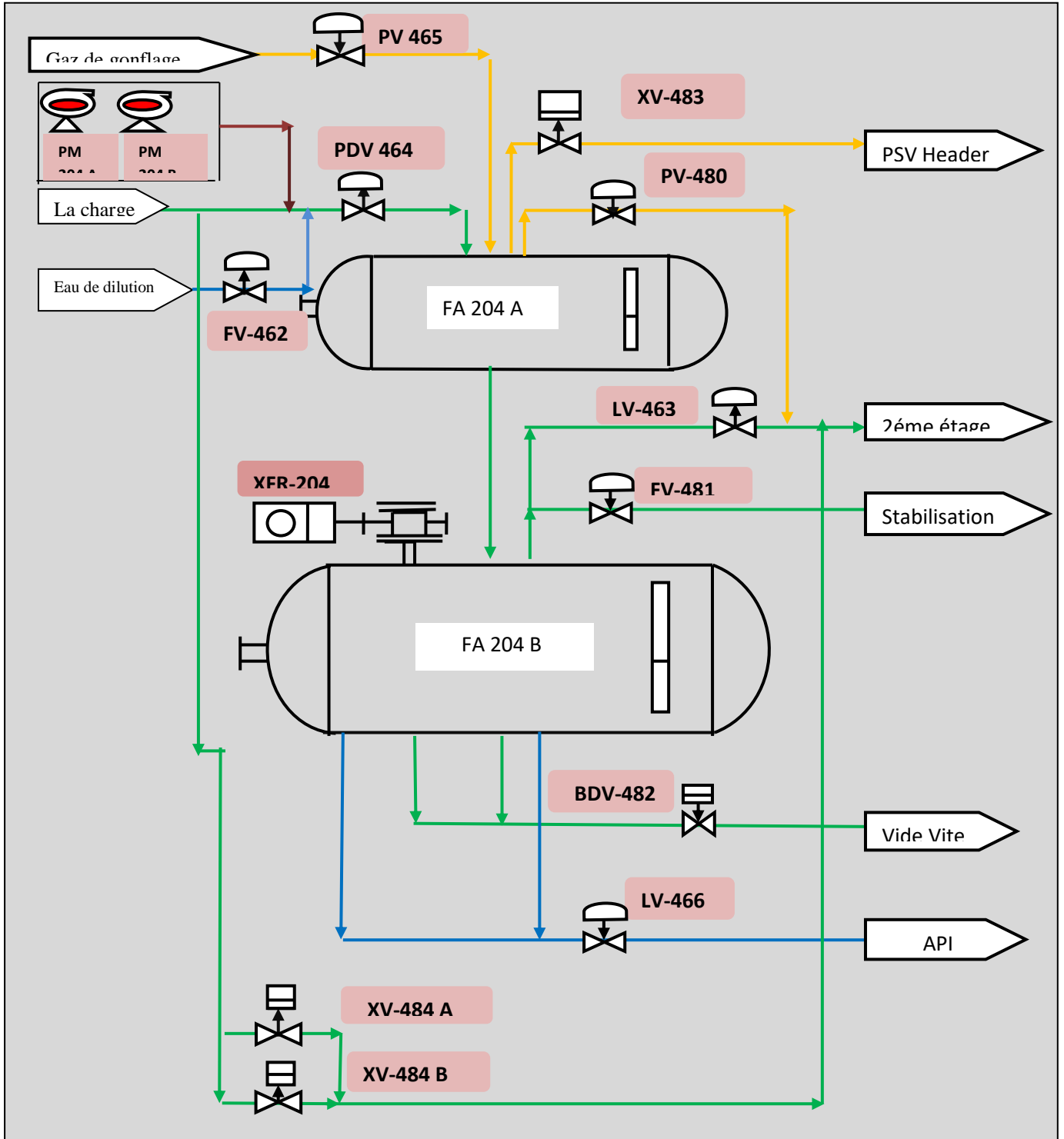


Figure III-1 : Schéma de l'unité de dessalage [23].



# **Chapitre IV: Partie Calcul**

## **Contexte et problématique du projet**

Vue les endommagements causés par la présence des sels dans le brut, ce dernier doit subir des traitements convenables pour réduire au maximum la quantité des sels y compris. La réduction de la teneur en sels à des valeurs assez faibles dépend de l'efficacité du dessaleur. Actuellement l'unité de dessalage de traitement du brut sud a rencontré une fluctuation de la salinité de sortie, cela traduit par la défektivité des dessaleurs et leur inefficacité, donc le problème se manifeste par la chute de l'efficacité par rapport à celle prévue par le design qui est de l'ordre de 97 %. Donc, j'ai consacré mon étude sur l'unité de dessalage en se basant sur l'étude de l'inefficacité des dessaleurs et leur impact sur les équipements en aval. Cette étude comporte deux parties, la première partie aborde l'étude de l'inefficacité des dessaleurs qui est à son tour se divise en deux volets, le premier : l'étude de l'influence des paramètres opératoires sur le procédé et un deuxième volet c'est un calcul de vérification. Tandis que la deuxième partie consacrée pour l'impact de l'inefficacité des dessaleurs sur les équipements en aval, en étudiant le cas d'un bac de stockage.

### **IV-L 'étude de l'inefficacité des dessaleurs**

#### **IV-1-L'influence des paramètres opératoires sur le procédé de dessalage**

Le dessalage est une opération qui est conçu pour éliminer les sels contenus dans le brut, car ce dernier présente plusieurs inconvénients au niveau des installations (encrassement, bouchage, corrosion .... etc.). Cette élimination est reliée avec les normes internationales de la teneur en sel dans le brut (<40 ppm). Pour améliorer le rendement de dessaleur il y a des paramètres mise en jeu à respecter

- Température de dessalage
- Niveau d'interface eau/brut
- Taux d'eau de lavage
- Nature de l'eau de lavage
- Perte de charge dans la vanne mélangeuse
- Taux de désémulsifiant.

Dans cette partie nous allons voir l'effet de ces paramètres sur la salinité de sortie :

- La température de service
- Le taux d'injection d'eau de lavage
- Le taux de désémulsifiant
- Perte de charge dans la vanne mélangeuse
- Le champ électrique (courant électrique)

On a suivi l'évolution de la salinité de sortie en fonction de la variation d'un seul paramètre et maintenir les autres paramètres fixes.

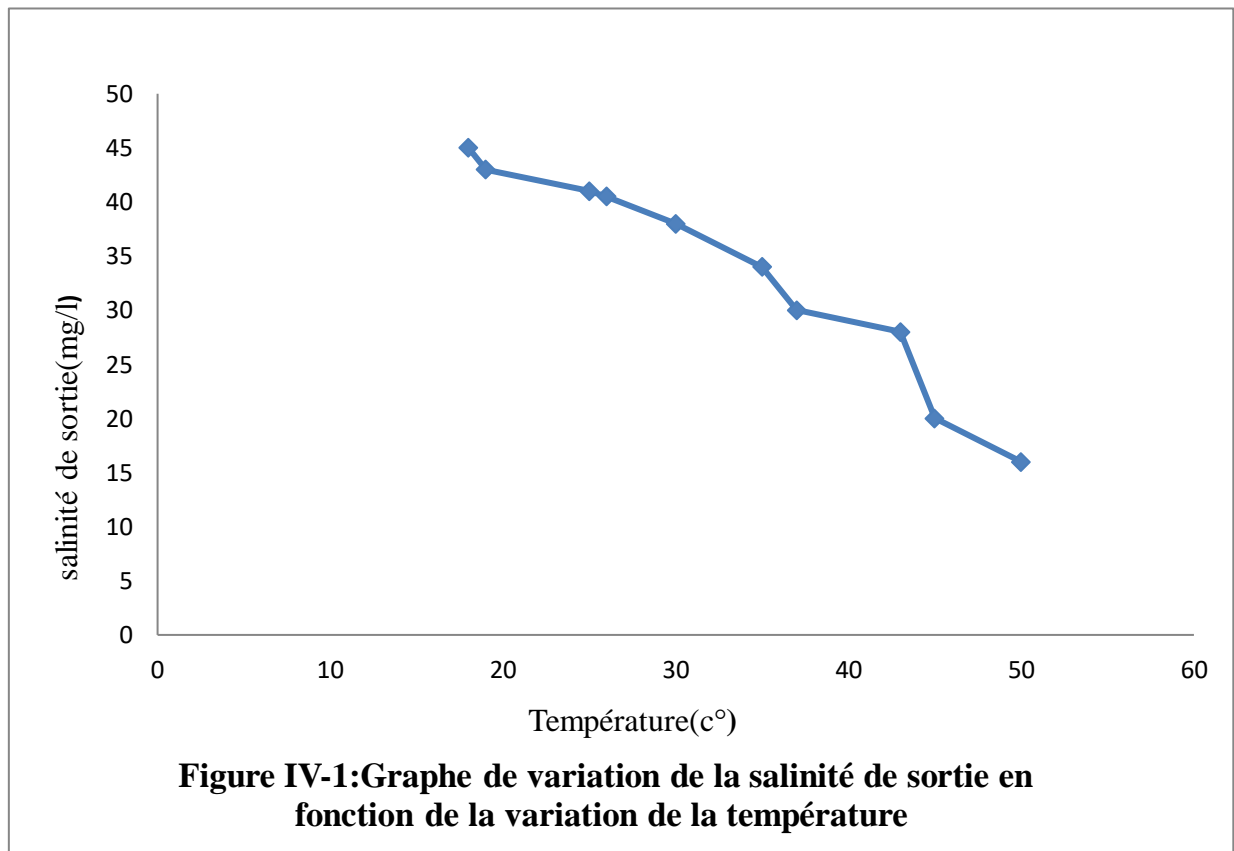
**IV-1-1- Influence de la température**

Pour en savoir l'effet de la température sur la salinité de brut sortant, on doit fixer les paramètres suivants : le taux d'injection d'eau de lavage à **5%** [du débit de la charge du brut] et un débit volumique égal à **2,23 l/h** de désémulsifiant qui correspond à une course de la pompe =13.93 % avec  $\Delta p=0.75$  et Tension du transformateur =**16500 volts**.

Le tableau ci-dessous représente la salinité du brut sortant en fonction de la température.

Tableau IV-1 : Variation de la salinité de sortie en fonction de la variation de la température

<b>Température(C°)</b>	18	19	25	26	30	35	37	43	45	50
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	45	43	41	40.5	38	34	30	28	20	16



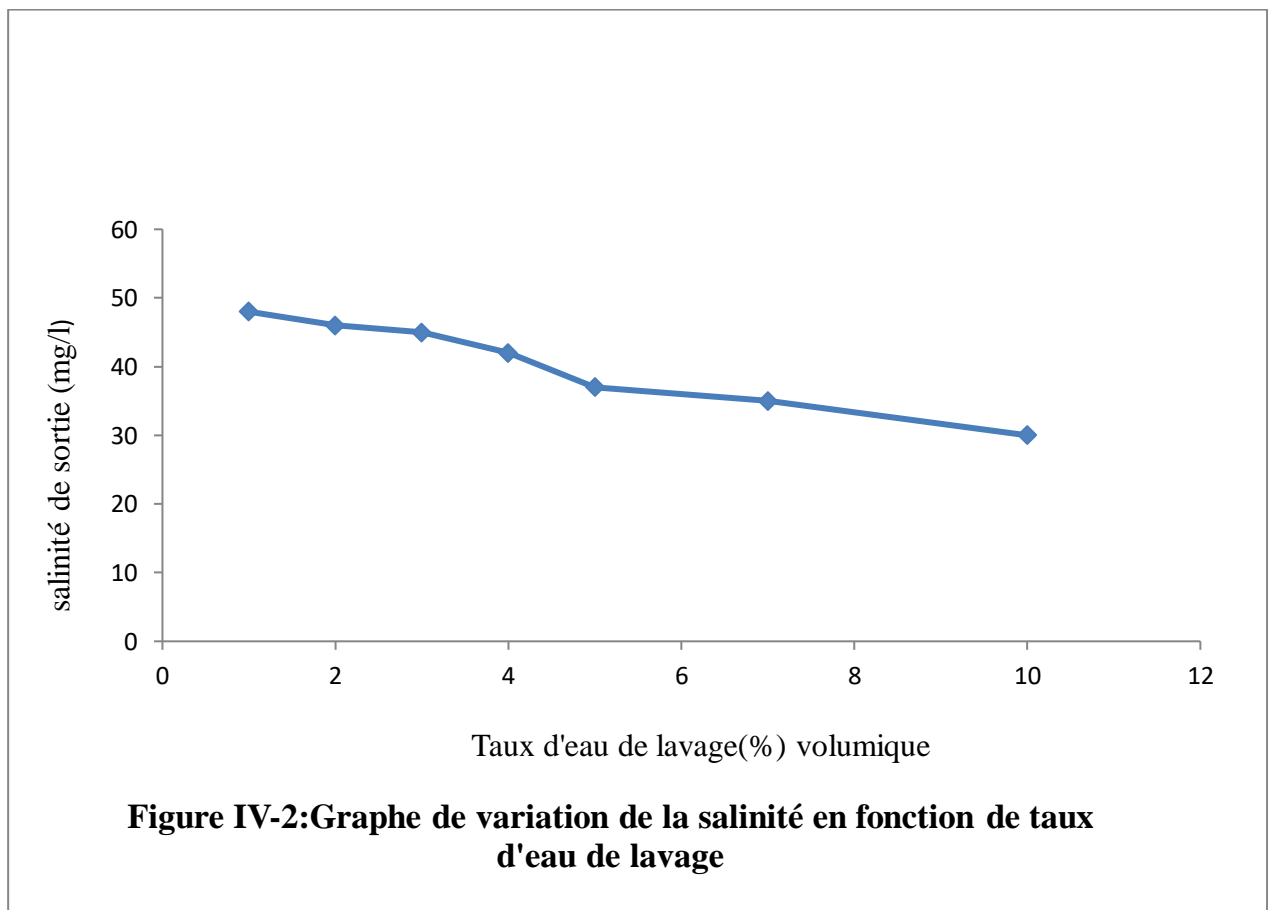
**IV-1-2-Influence de taux d'injection d'eau de lavage :**

Afin de connaître l'influence de ce paramètre sur la salinité, on procède à la variation de taux d'injection d'eau de lavage et fixe la température à  $T= 30^{\circ}\text{C}$  et le débit volumique à 2.23 l/h de désémulsifiant avec  $\Delta p=0.75$  et Tension du transformateur =16500 volts

Pour chaque variation de taux d'eau de lavage, on a obtenu une salinité qui correspond. Le tableau suivant: regroupe les résultats obtenus :

Tableau IV-2 : Variation de la salinité de sortie en fonction de taux d'eau de lavage

Taux d'eau de lavage (%)	1	2	3	4	5	7	10
Salinité de sortie (mg/l)	48	46	45	42	37	35	30

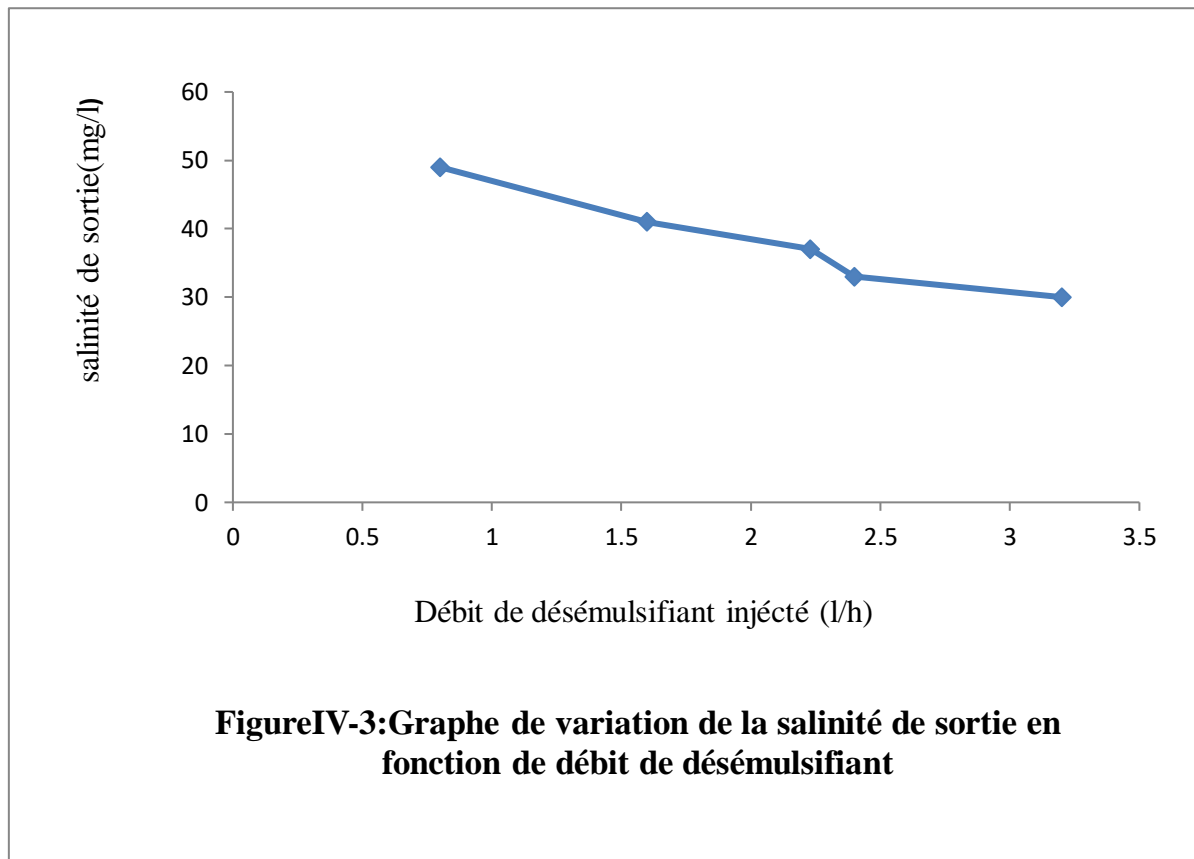


**IV-1-3- Influence de débit de l'agent désémulsifiant:**

Pour étudier l'influence de l'agent désémulsifiant sur la salinité du brut dessalé on garde la température à  $T=30^{\circ}\text{C}$  et le taux de lavage à 5% par rapport au volume du brut à traité et  $\Delta p=0.75$  et Tension du transformateur =16500 volts avec la variation de volume de désémulsifiant. Le tableau ci-dessous montre cette variation :

Tableau IV-3 : Variation de la salinité de sortie en fonction de débit désémulsifiant

<b>débit de désémulsifiant injecté (L/h)</b>	0.8	1.6	2.23	2.4	3.2
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	49	41	37	33	30



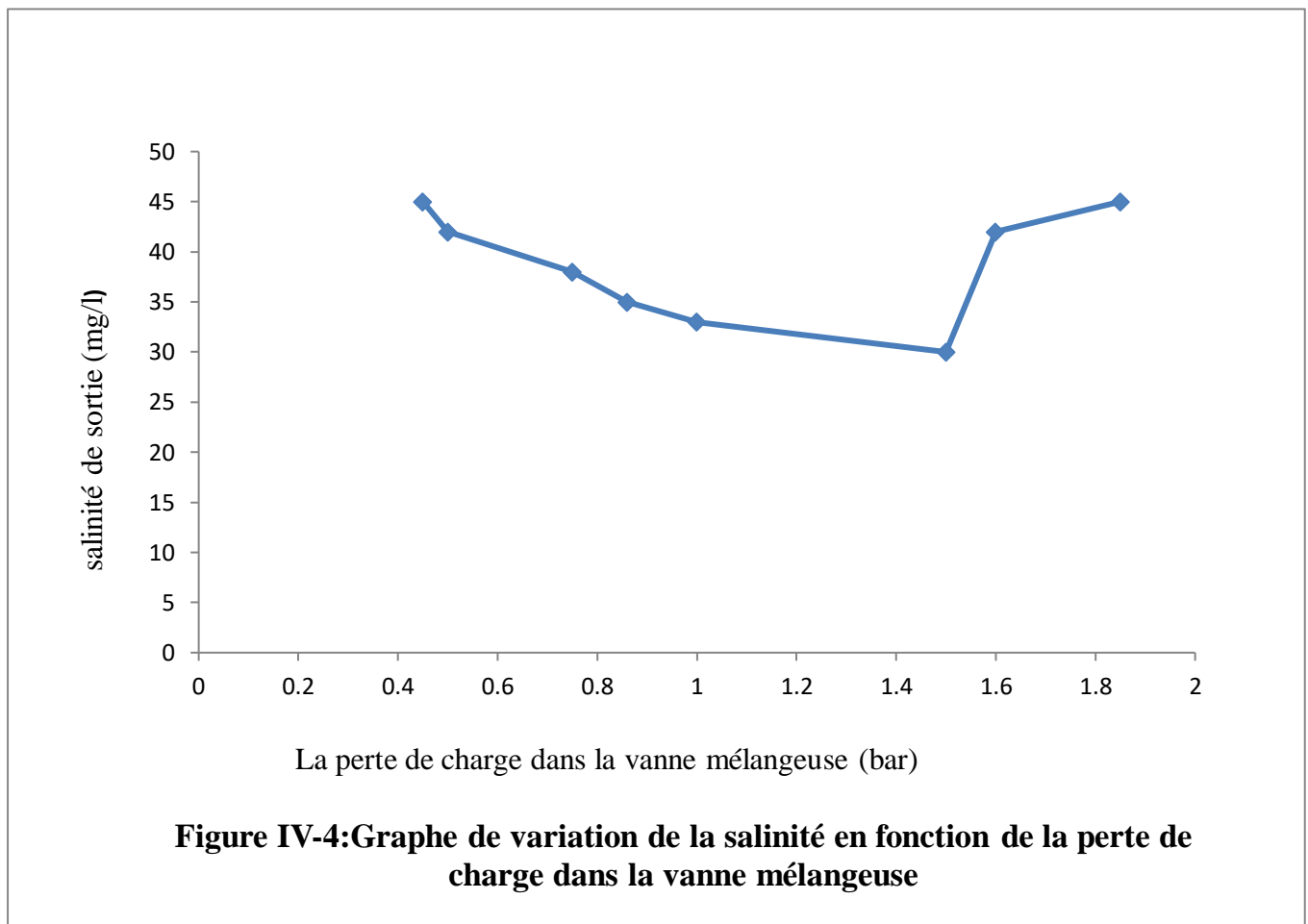
**IV-1-4- Influence de la Perte de charge dans la vanne mélangeuse**

Afin de connaître l'influence de la Perte de charge dans la vanne mélangeuse sur la salinité, on procède à la variation de  $\Delta p$  et fixe la température à  $T= 30^{\circ}\text{C}$  et le débit volumique à 2.23 l/h de désémulsifiant avec la tension du transformateur =16500 volts Pour chaque variation de  $\Delta p$ , on a obtenu une salinité qui correspond.

Le tableau suivant: regroupe les résultats obtenus :

Tableau IV-4 : Variation de la salinité de sortie en fonction de la perte de charge dans la vanne mélangeuse

La perte de charge dans la vanne mélangeuse ( $\Delta p$ )	0.45	0.5	0.75	0.86	1	1.5	1.6	1.7
Salinité de sortie (mg/l)	45	42	37	35	33	30	42	45



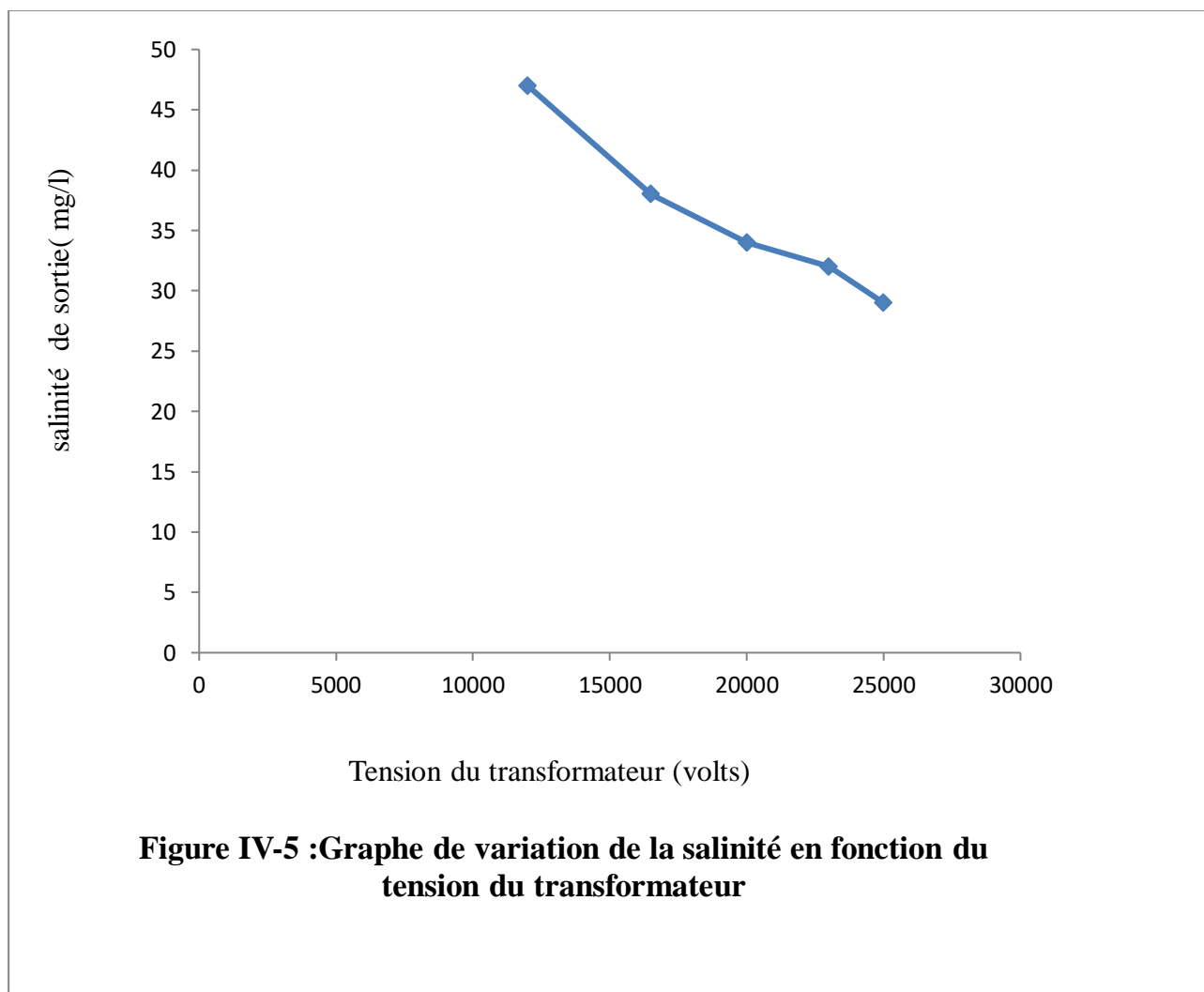
**IV-1-5-Influence du champ électrique**

Pour étudier l'influence du champ électrique sur la salinité du brut dessalé on garde la température à T=30°C et le taux de lavage à 5% par rapport au volume du brut à traité et le débit volumique à 2.23 l/h de désémulsifiant avec  $\Delta p=0.75$  et on procède à la variation de tension du transformateur.

Le tableau ci-dessous montre cette variation

Tableau IV-5 : Variation de la salinité de sortie en fonction de tension du transformateur

<b>La tension du transformateur (volts)</b>	12000	16500	20000	23000	25000
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	45	37	34	32	29



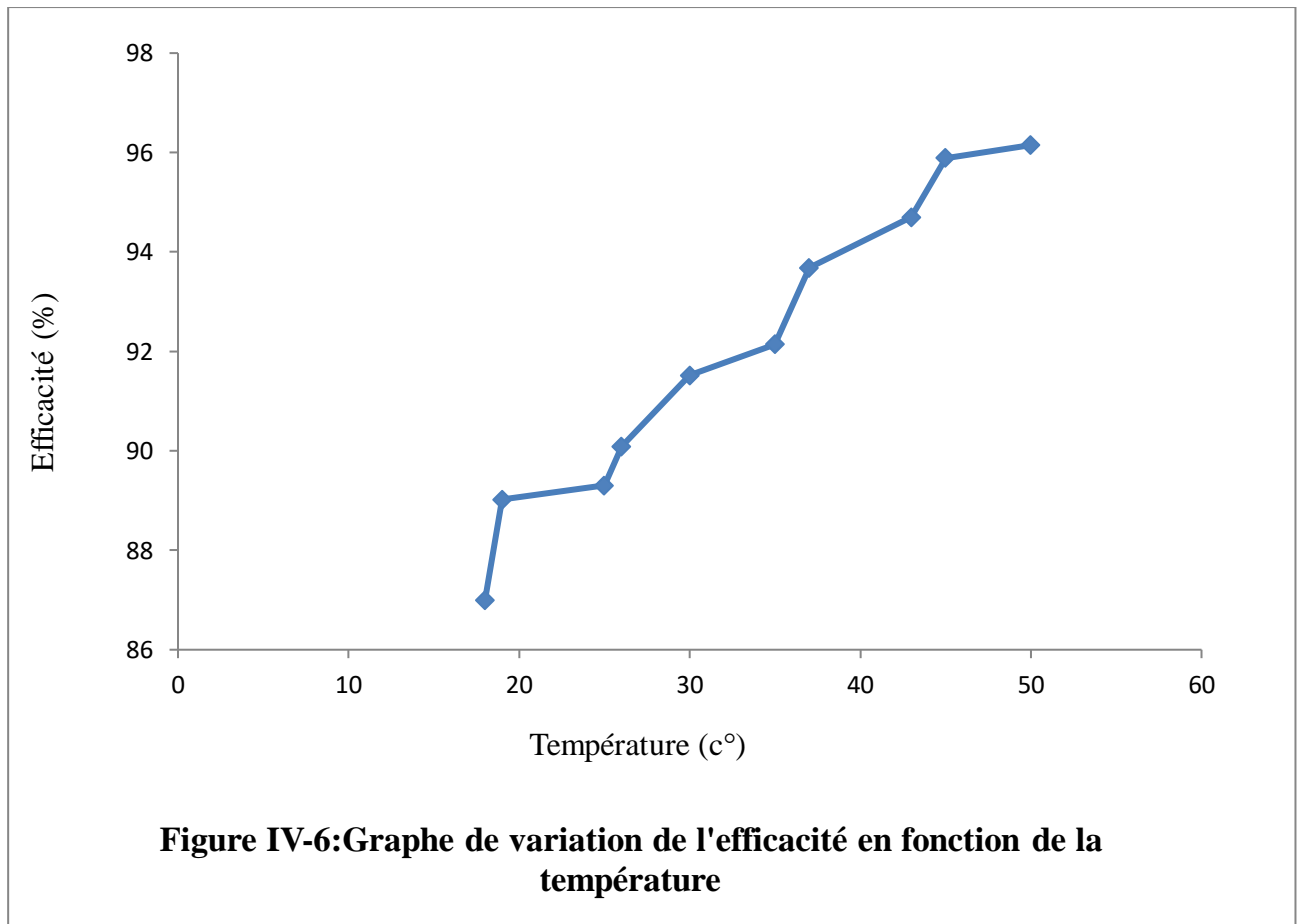
On trace au même temps l'efficacité pour chaque variation du paramètre

$$E = \frac{Se - Ss}{Se}$$

**IV-1-6- Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la température :**

Tableau IV-6 : Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la température.

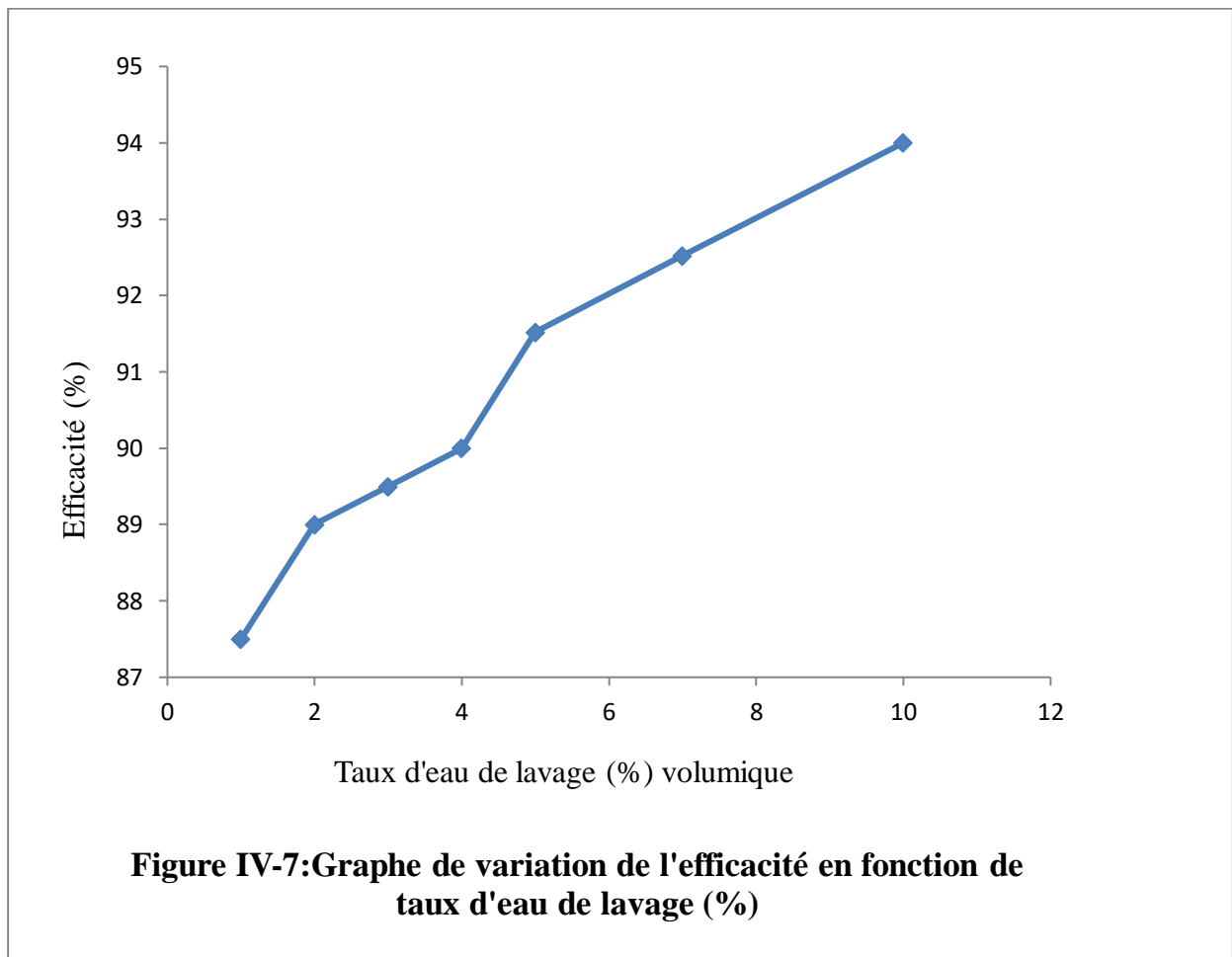
<b>Température(c°)</b>	18	19	25	26	30	35	37	43	45	50
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	45	43	41	40.5	37	35	30	28	20	16
<b>Efficacité(%)</b>	87	89.02	89.30	90.09	91.52	92.14	93.68	94.7	95.89	96.15



**IV-1-7 –Variation de L’efficacité en fonction de la variation de taux d’injection d’eau de lavage**

Tableau IV-7 : Variation de l’efficacité en fonction de la variation de taux de lavage

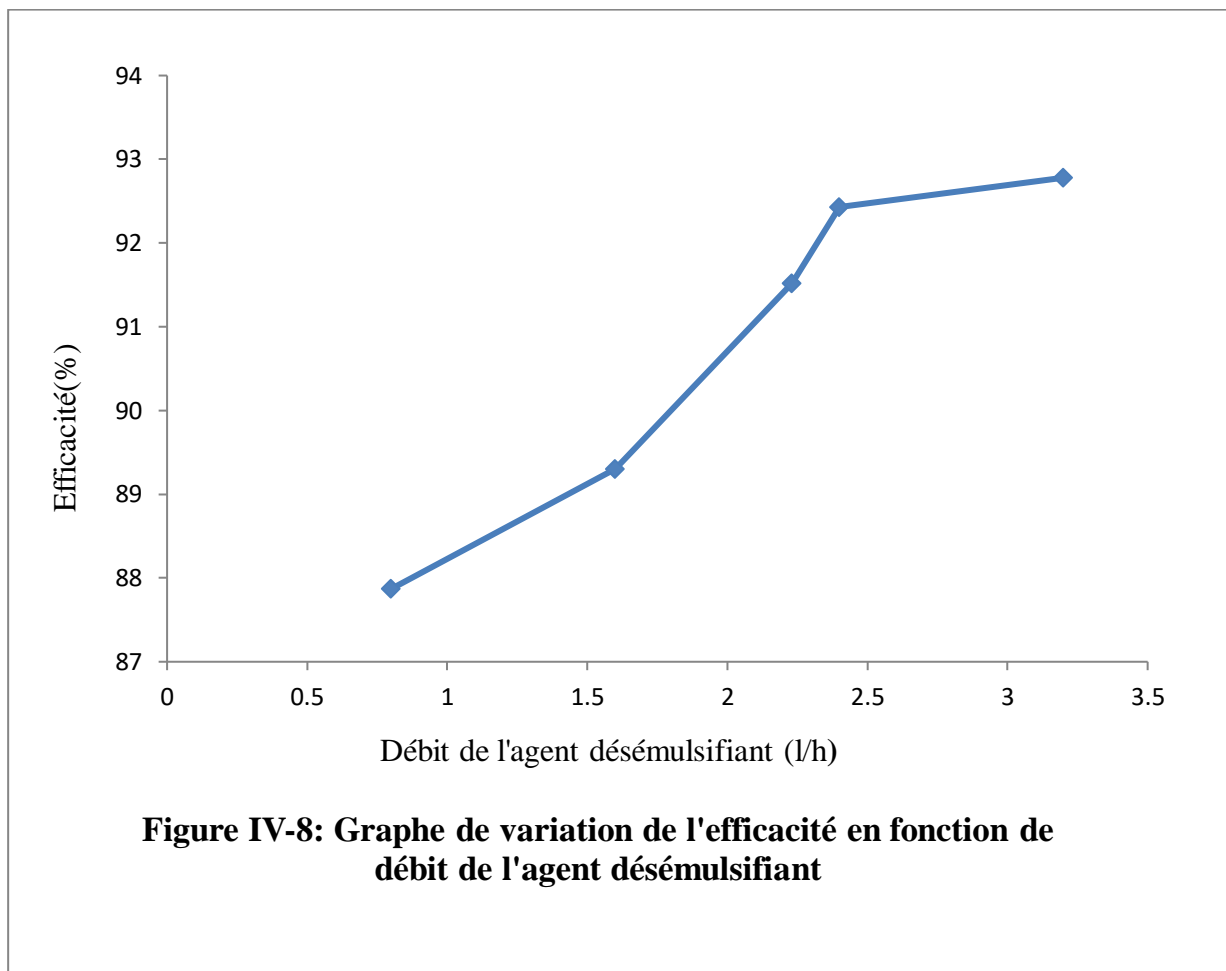
<b>Taux d’eau de lavage (%)</b>	1	2	3	4	5	7	10
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	48	46	45	42	37	35	30
<b>Efficacité(%)</b>	87.5	89	89.50	90	91.52	92.5	94



**IV-1-8–Variation de l’efficacité en fonction de la variation de débit de l’agent désémulsifiant**

Tableau IV-8: Variation de l’efficacité en fonction de la variation de débit de désémulsifiant

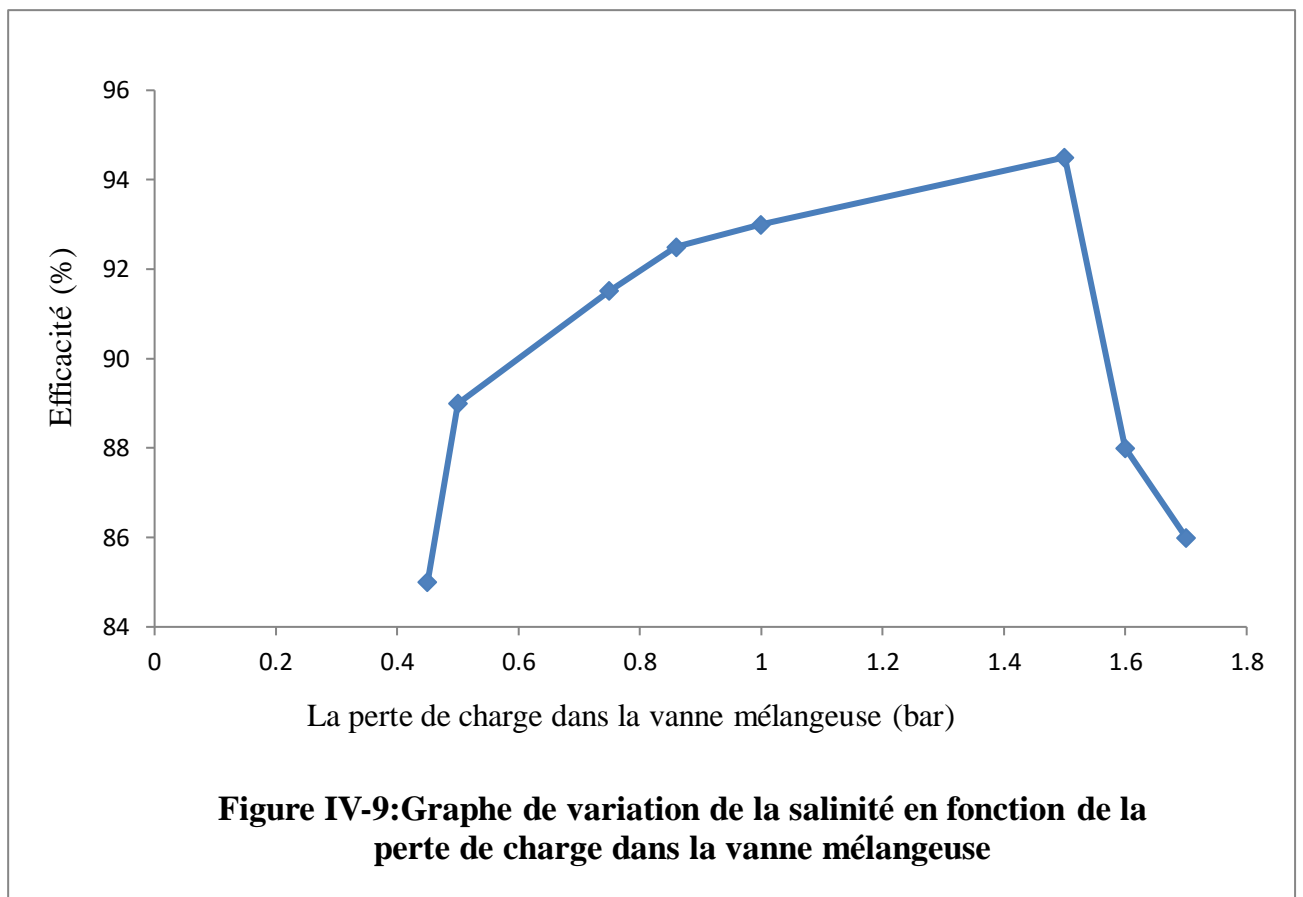
<b>débit de désémulsifiant injecté (L/h)</b>	0.8	1.6	2.23	2.4	3.2
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	49	41	37	33	30
<b>Efficacité (%)</b>	87.87	89.30	91.52	92.43	92.78



**IV-1-9-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la perte de charge dans la vanne mélangeuse**

Tableau IV- 9: Variation de l'efficacité en fonction de la variation de la perte de charge dans la vanne mélangeuse

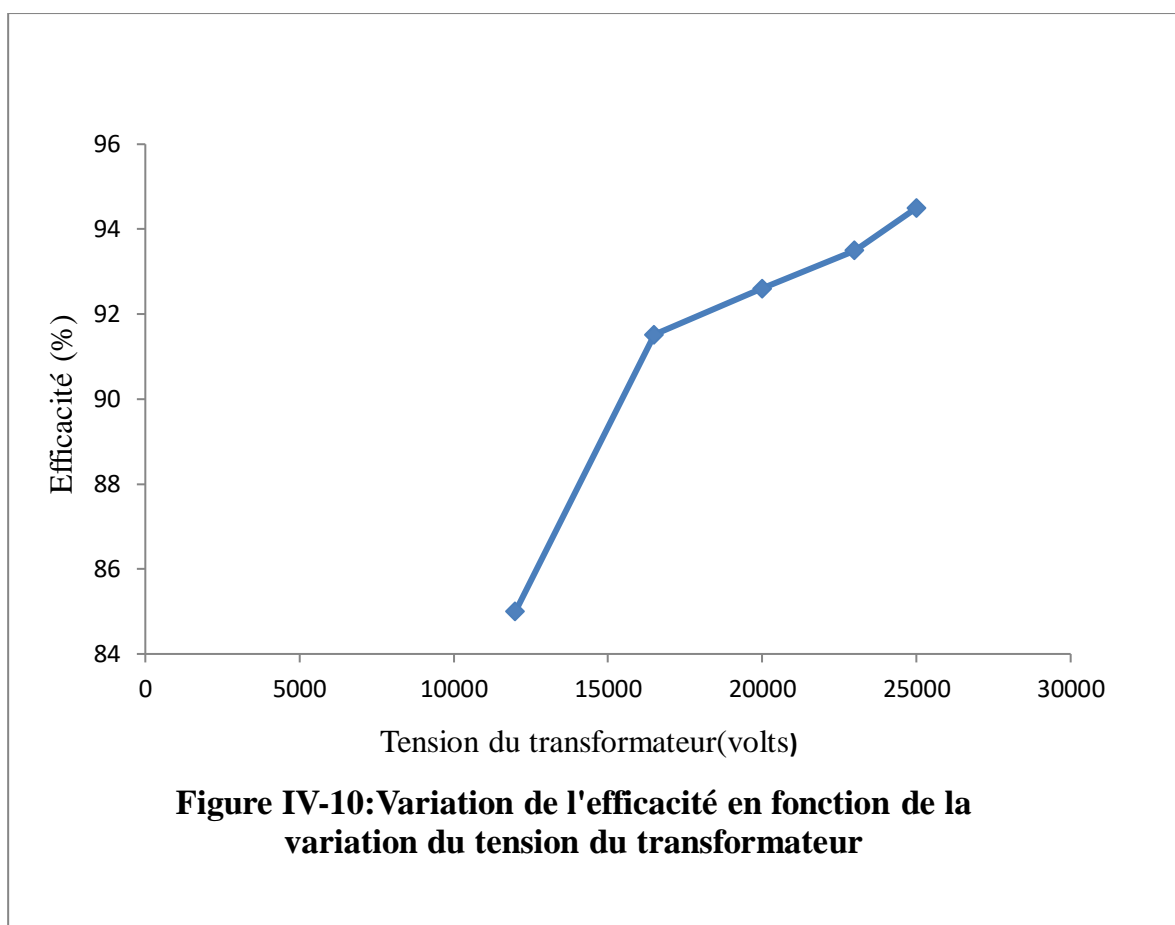
<b>La perte de charge dans la vanne mélangeuse (<math>\Delta p</math>)</b>	0.45	0.5	0.75	0.86	1	1.5	1.6	1.7
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	45	42	37	35	33	30	42	45
<b>Efficacité (%)</b>	85	89	91.52	92.5	93	94.5	88	86



**IV-1-10-Variation de l'efficacité en fonction de la variation de tension du transformateur**

Tableau IV-10: Variation de l'efficacité en fonction de la variation de tension du transformateur

<b>Tension du transformateur (Volts)</b>	12000	16500	20000	23000	25000
<b>Salinité de sortie (mg/l)</b>	45	37	34	32	29
<b>Efficacité(%)</b>	85	91.52	92.6	93,5	94.5



### **IV-1-11-Interprétation des graphes:**

1-L'influence de la température sur le dessalage est évidente, d'après le graphe (IV-1), On remarque que la salinité du brut dessalé diminue avec l'augmentation de la température. L'augmentation de la température conduit à la diminution de la viscosité du brut, cela facilite la décantation des gouttelettes d'eau salées à travers le brut, alors l'augmentation de la température améliore l'efficacité de dessalage, voir figure (IV-6).

2-D'après le graphe (IV-2) nous remarquons que la salinité du brut diminue avec l'augmentation de pourcentage d'eau injectée jusqu'à un taux égale à (5%) volumique, c'est -à-dire que l'augmentation d'eau de lavage conduit à l'augmentation de l'efficacité de dessalage du brut par la dilution des sels émulsionnés dans le brut, d'autre terme lorsque 'on augmente l'eau de lavage, on a une tendance à augmenter la quantité des sels émulsionnés dans le pétrole brut dilué par l'eau, c'est pour cela que nous observons une diminution de la salinité du brut.

3-Le graphe (IV-3) montre que la salinité du brut diminue avec l'augmentation de débit volumique de désémulsifiant qui favorise la déstabilisation des émulsions. L'amélioration de l'efficacité de dessalage se traduit par le fait de l'augmentation de débit volumique de l'agent désémulsifiant qui sert à affaiblir la tension interfacial huile-eau et avoir une émulsion instable facile à détruire.

4-Le graphe (IV-4) met en évidence que la salinité du brut diminue avec l'augmentation de la perte charge cela traduit par un bon contact entre l'eau de dilution et le brut (Elle permet à l'eau d'arriver aux cristaux et de les dissoudre, en créant un mélange intime entre l'eau et le brut), par contre une importante augmentation de la perte de charge risque de former des émulsions stables difficiles à détruire et donc on aura une augmentation de la salinité. A l'inverse, une perte de charge trop faible conduit à un contact insuffisant entre l'eau et le brut (un lavage incomplet), qui va causer des hautes teneurs en sel (salinité élevée).

5- D'après le graphe (IV-5) nous remarquons que la salinité du brut diminue avec l'augmentation du tension du transformateur (augmentation du champ électrique) qui sert à polariser les gouttelettes d'eau et augmente l'attraction entre ces gouttelettes ce qui favorise la coalescence.

### **Conclusion :**

A partir des résultats obtenus, nous avons conclu que la salinité du brut diminue avec l'augmentation des paramètres suivants: la température de service, le taux de lavage et le taux de désémulsifiant, la perte de charge dans la vanne mélangeuse, et le champ électrique. L'augmentation de ces paramètres conduit à une augmentation de l'efficacité de dessalage.

Afin d'atteindre la salinité demandée et minimiser le risque d'endommagement de notre équipement et assurer un bon fonctionnement avec la moindre consommation et perturbation, On est obligé de faire fonctionner notre équipement à une plage de paramètre bien limitée tel que :

- **La température** : Une bonne efficacité des dessaleurs est assurée à des températures proches à celles du design [30 C°]
- **Le taux d'eau de lavage** : nous permet d'atteindre la salinité requise et avoir une meilleure efficacité à partir d'un taux =5 % volumique.
- **Le débit de désémulsifiant** : l'injection de désémulsifiant sert à réduire la salinité et cela à partir d'un débit de désémulsifiant égal à 2.23 l/h, son injection doit être limitée par son cout.
- **La perte de charge dans la vanne mélangeuse** : éviter une perte de charge trop élevée afin d'assurer la salinité demandée (0.5 à 1.5) bar
- **Le champ électrique** nous permet d'avoir de meilleures efficacités mais il est limité par la consommation supplémentaire en électricité.

Donc on cherche toujours d'avoir une salinité satisfaisante qui répond aux normes exigées avec le moindre taux d'injection d'eau de lavage, le débit de l'agent désémulsifiant et la moindre consommation électrique.

D'après notre suivi à la température du design égale à 30 C°, On a besoin un taux minimum d'eau de lavage =5% Volumique, un débit minimum de l'agent désémulsifiant = 2.23 l/h et une tension du transformateur =16500 volts avec un  $\Delta p=0.75$  bar pour avoir une salinité < 40 mg/l.

### IV-2-Calcul et Vérification de l'unité de dessalage du pétrole brut

Dans cette partie on va effectuer les calculs suivants :

- Comparaison des paramètres actuels et celles du design
- Bilan de matière
- Calcul de la vitesse de décantation
- Calcul du temps de séjour
- Calcul du temps de décantation
- Calcul du distributeur
- Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur

**IV-2-1- Comparaison des paramètres actuels et ceux du design**

Tableau IV-11 : Comparaison des paramètres actuels et ceux du design [37].

	Grandeur	Design	Actuel	Optimal
<b>Pétrole brut</b>	<b>Densité</b>	0.7929	0.8	0.8
	<b>Teneur en sel d'entrée (mg/l)</b>	3000	447	447
	<b>Teneur en sel de sortie (mg/l)</b>	< 40	37	37
	<b>Débit d'alimentation (m<sup>3</sup>/h)</b>	497	177	177
<b>Eau de process</b>	<b>Taux de lavage (% vol)</b>	3-5	3-5	5
<b>Désémulsifiant R898</b>	<b>Quantité de désémulsifiant (l/h)</b>	Max 6.25	2.4	2,23
<b>Dessaleur</b>	<b>Pression de service</b>	7barg/26 bar	7barg/26 bar	7barg/26 bar
	<b>Température de service</b>	30 C° Min	Variable (10-45) C°	Variable (10-45) C°
	<b>Efficacité%</b>	97	91,07	91,52

D'après la comparaison on a remarqué que les paramètres du design sont proches à ceux de design donc ils sont bons, sauf que la température qui diffère à celle de design.

## IV-2-2-Bilan de matière

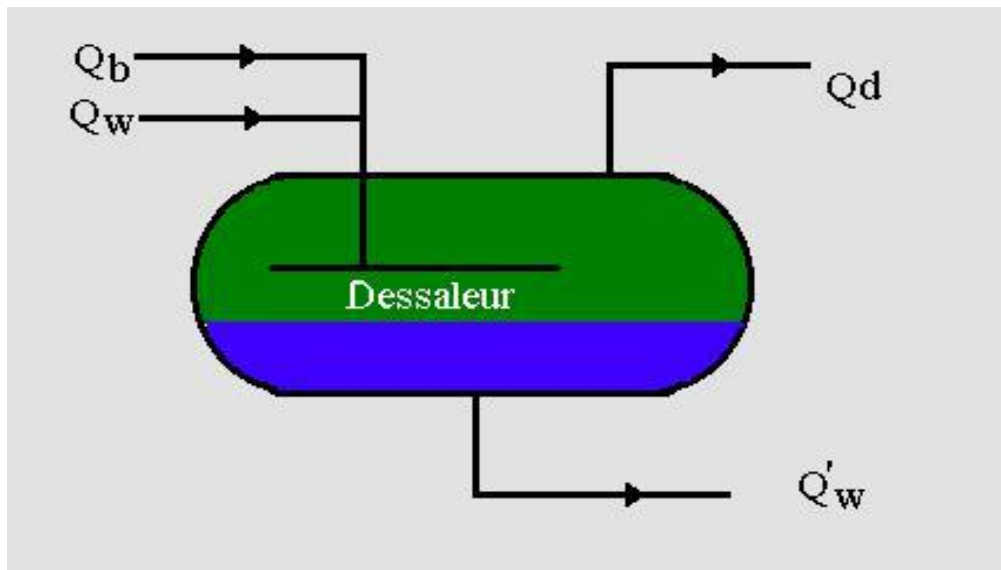


Figure IV-10 : bilan de matière du dessaleur [14].

**Données :**

- La charge à traité : LDHP avec un débit 4254 m<sup>3</sup>/ jour
- Salinité d'entrée,  $S_e = 447$  mg/l
- Salinité de sortie,  $S_s = 37$  mg/l
- $BSW_e = 3.29\%$

Le bilan de matière du dessaleur est :

$$Q_b + Q_w = Q_d + Q'_w$$

$Q_b$  : quantité de brut à dessaler (m<sup>3</sup>/h)

$Q_w$  : quantité d'eau de lavage (m<sup>3</sup>/h)

$Q_d$  : quantité de brut dessalé. (m<sup>3</sup>/h)

$Q'_w$  : quantité d'eau de purge (m<sup>3</sup>/h)

On a le débit de la charge :

$$Q_b = 4254 \text{ m}^3/\text{jour}$$

$$Q_b = 177.25 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Déterminer la quantité d'eau de lavage  $Q_w$

$$Q_w = X \cdot Q_b$$

X: Taux d'eau de lavage = 5 %

$$Q_w = 0.05 * 177.25 = 8.86 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_w = 8.86 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Déterminer la quantité du brute dessalé  $Q_d$

$$Q_d = Q_b - Q_{wext}$$

$Q_{wext}$  : quantité d'eau dans le brut à dessalé ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$$Q_{wext} = BSW_e * Q_b$$

$$Q_d = Q_b (1 - BSW_e)$$

Donc

$$Q_d = 177.25 (1 - 0.0329) = 171.41$$

$$Q_d = 171.41 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Déterminer la quantité d'eau purgé  $Q'_w$

$$Q'_w = (Q_b + Q_w) - Q_d$$

$$Q'_w = (177.25 + 8.86) - 171.41 = 14.70 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q'_w = 14.70 \text{ m}^3/\text{h}$$

### IV-2-3-Calcul de la vitesse de décantation

La vitesse de décantation est régie par la loi de stocks

$$V_d = \frac{g \cdot D^2 (\rho_1 - \rho_2)}{18\mu_2}$$

$V_d$  : vitesse de décantation (m/s)

$D$  : diamètre de la gouttelette d'eau (m)

$\rho_1$  : la masse volumique de la phase dispersée (eau) (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_2$  : masse volumique de la phase continue (brut) (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu_2$  : la viscosité dynamique de la phase continue (Pa.s)

avec

$$\mu_2 = \nu_2 \cdot \rho_2$$

$\nu_2$ : La viscosité cinématique de la phase continue (brut) (m<sup>2</sup>/s).

$g$  : Accélération de la pesanteur (9,81 m/s<sup>2</sup>).

### ➤ Détermination de la densité de la phase continue à la température de dessalage

Pour déterminer la densité de la phase continue (brut) à la température du dessalage, il faut d'abord déterminer sa densité à 20°C:

La densité à une température quelconque est donnée par la formule suivante :

$$d_4^t = d_4^{20} - \alpha (t-20)$$

$\alpha$ : Coefficient caractérisant la variation de la densité en fonction de la température

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 d_4^{20}$$

Sachant que La densité trouvée au laboratoire, mesuré à 15°C. On aura

$$d_4^{15} = d_4^{20} + 5\alpha \iff d_4^{20} = d_4^{15} - 5\alpha \quad (1)$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 d_4^{20} \quad (2)$$

D'après (1) et (2) on trouve :

$$\alpha = (0.001828 - 0.00132 d_4^{15}) / 0.9934$$

### Données

La densité du brute mesurée à 15 C°  $d_4^{15} = 0.7984$

A la température de fonctionnement de dessalage T=30 C° on trouve :

$$\alpha = (0.001828 - 0.00132 \times 0.7984) / 0.9934 = 7,79 \cdot 10^{-4}$$

Donc  $d_{4}^{20} = 0.7984 - 5 (7.79 \cdot 10^{-4}) = 0.7945$

$d_{4}^{30} = d_{4}^{20} - \alpha(10) = 0.7945 - 7.79 \cdot 10^{-4} \cdot 10 = 0.7867$

**$d_{4}^{30} = 0.7867$**

Même raisonnement pour l'eau (La phase dispersée) avec

$d_{4}^{15} = 1.0069$  ,  $d_{4}^{20} = 1.0044$  donc on aura

**$d_{4}^{30} = 0.993$**

➤ **Détermination de la viscosité dynamique de la phase continue**

Pour pouvoir déterminer la viscosité du brute à la température de dessalage on détermine d'abord sa densité en degré API .et d'après l'abaque N°1, on tire la viscosité qui correspond.

$$API = \frac{141.5}{\text{specific gravity } 60F^{\circ}/60F^{\circ}} - 131.5$$

Sachant que  $d_{4}^{15} = 0.999 \times \text{specific gravity } 60F^{\circ}/60F^{\circ}$

Pour :  $d_{4}^{15} = 0.7984$  on aura S.G = 0.7991  $\longrightarrow$  °API = 45.57

D'après L'abaque N°1 : à (T=30 C° et °API = 45.57)  $\longrightarrow$  v = 2.11 cSt

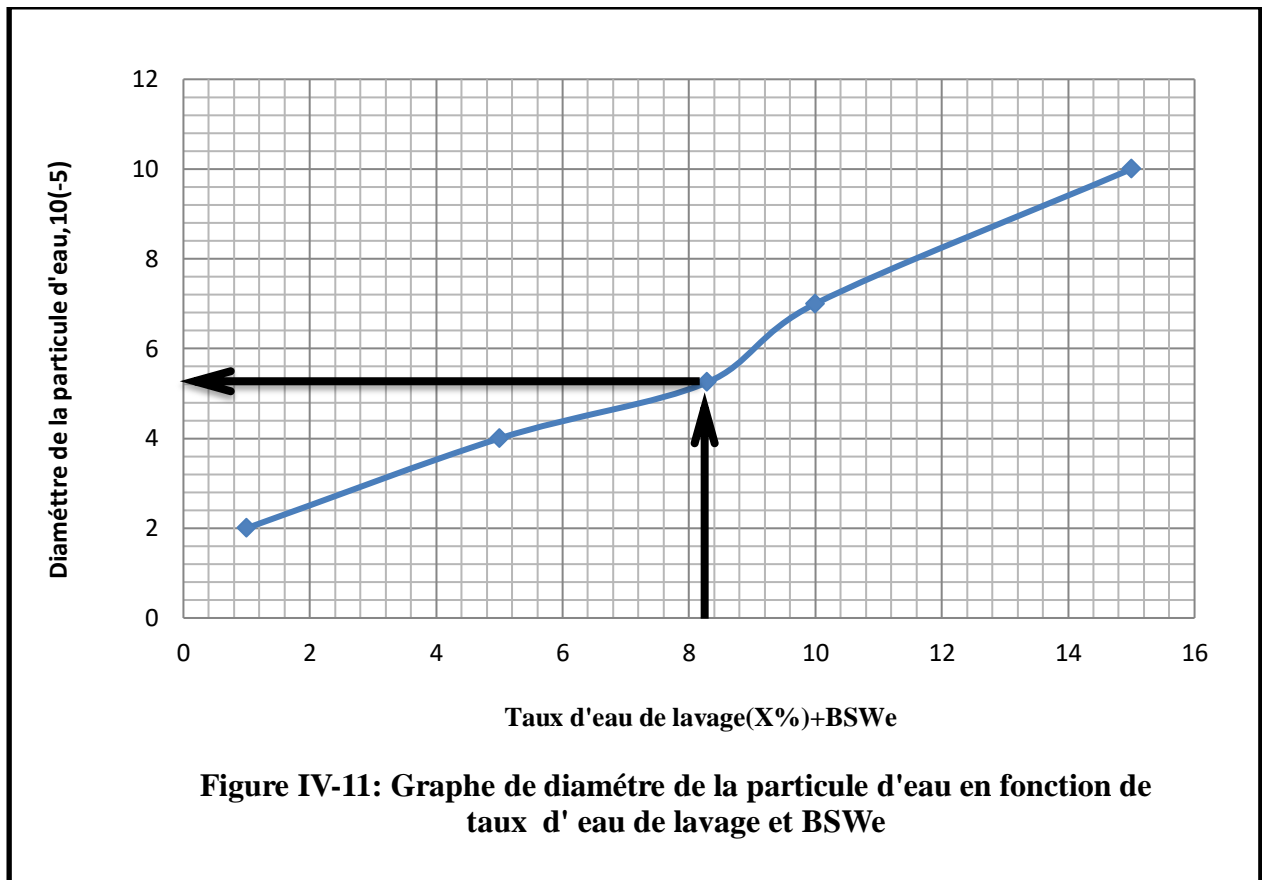
➤ **Déterminer le diamètre de la gouttelette d'eau :**

Tableau IV-12: Diamètre de la particule d'eau en fonction de la teneur en BSW<sub>e</sub>+ taux d'eau de lavage (X%)

<b>Teneur en BSW<sub>e</sub> + Taux d'eau de lavage (X+BSW<sub>e</sub>) %</b>	1	5	10	15	20
<b>Diamètre de la gouttelette d'eau (10<sup>-5</sup> m)</b>	2	4	7	10	22

Pour notre cas : La teneur en BSW<sub>e</sub> + taux d'eau de lavage (X %) = 3.29 + 5 = 8.29 %

On trace le graphe et on tire le diamètre de la gouttelette qui est égale  $D=5.25 \cdot 10^{-5}$  m



Donc, la vitesse de décantation sera :

$$V_d = 1/18 (5.25 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 9.81 [993 - 786.7 / 786.7 * 2,11 * 10^{-6}] = 1,86 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$V_d = 1.86 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

#### IV-2-4-Calcul du temps de séjour:

Le temps de séjour est déterminé par la relation :

$$T_s = V / Q$$

Où :

T<sub>s</sub> : Temps de séjour (mn)

V : Volume de la capacité (m<sup>3</sup>).

Q : Débit volumique de la charge (m<sup>3</sup>/h)

$$Q = Q_b + Q_w$$

Q<sub>b</sub> : Débit volumique du pétrole brut (m<sup>3</sup>/h)

$Q_w$  : Débit volumique de l'eau de lavage ( $m^3/h$ )

On a:

$$V=74.83 \text{ m}^3$$

$$Q_b=177.25 \text{ m}^3/h$$

$$Q_w= 8.86 \text{ m}^3/h$$

$$Q=177.25+8.86 =186.11 \text{ m}^3/h$$

Donc  $T_s= 74.83/186.11=0.40 \text{ h} =24.12 \text{ mn}$

$$\mathbf{T_s = 24.12 \text{ mn}}$$

#### IV-2-5-Calcul du temps de décantation:

On peut calculer le temps de décantation par la formule suivante :

$$\mathbf{T_d = L_2 / V_d}$$

Où :

$T_d$  : Temps de décantation (sec).

$L_2$  : Distance entre l'électrode inférieure et l'interface en (m).

$V_d$ : Vitesse de décantation (m/sec).

On a :  $L_2=305 \text{ mm}$  et  $V_d = 1.86.10^{-4} \text{ m/s}$

**A.N**

$$T_{d=0.305/1.86 \cdot 10^{-4}} =1639.78 \text{ sec} = 27.32 \text{ mn}$$

$$\mathbf{T_d= 27.32 \text{ mn}}$$

**Remarque :**

Pour éviter l'entraînement de l'eau séparée avec le brut dessalé, il faut que le temps de décantation soit supérieure au temps de séjour.

Pour notre cas on a  $T_d=27.32 \text{ mn} > T_s = 24.12 \text{ mn}$  on a évité l'entraînement de l'eau séparée avec le brut dessalé.

**IV-2-6-Calcul des caractéristiques électriques du dessaleur :**

Pour un bon fonctionnement du dessaleur, il faut que le champ électrique primaire  $E_1$  soit supérieur au champ électrique critique  $E_C$ .

**IV-2-6-1-Calcul du champ électrique entre les deux électrodes**

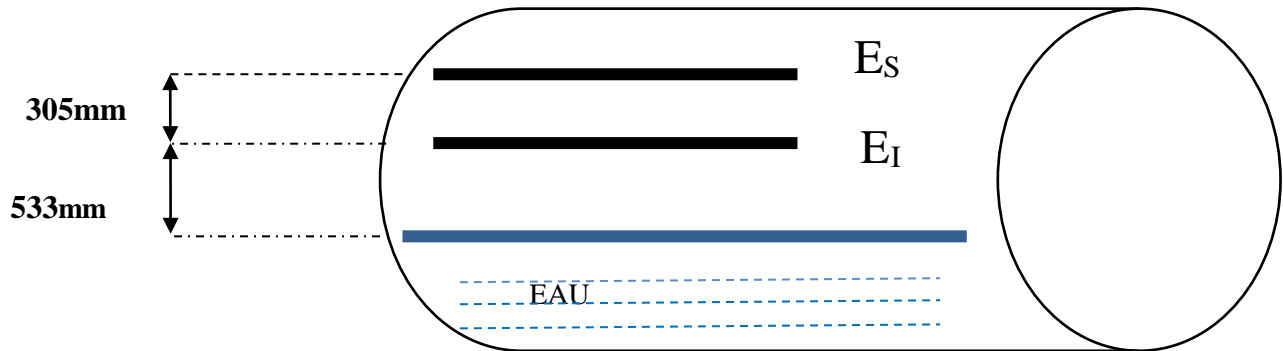


Figure IV-12 : Représentation de la distance entre les électrodes et la phase d'eau [26].

$E_S$  : électrode supérieure

$E_I$  : électrode inférieure

Le champ électrique entre les deux électrodes est donné par la formule suivante :

$$E_1 = U / L_1$$

$E_1$  : Champ électrique entre les électrodes (volts/cm).

$U$  : Tension du courant en volts  $U=16500$  volts

$L_1$  : Distance entre les électrodes,  $L_1= 30.5$  cm

**A.N**

$E_1=16500/30.5 = 540.98$  volts/cm

$$E_1 = 540.98 \text{ volts/cm}$$

**IV-2-6-2-Calcul du champ électrique entre le niveau d'eau et l'électrode inférieure**

$$E_2 = U/L_2$$

$E_2$  : Le champ électrique entre le niveau d'eau (interface) et l'électrode inférieure

$U$  : La tension du courant ( $U = 16500$  volts)

$L_2$  : La distance entre l'électrode inférieure et le niveau haut d'eau ( $L_2 = 53.3$  cm)

Donc  $E_2 = 16500/53.3 = 309.56$  volts/cm

$$E_2 = 309.56 \text{ volts/cm}$$

Pour un bon fonctionnement du dessaleur, il faut que le champ électrique ( $E_1$ ) entre les électrodes soit inférieur au champ critique ( $E_c$ ) :  $E_1 < E_c$ .

**IV-2-6-3-Calcul du champ critique**

$$E_c = A' \sqrt{\frac{2 \cdot \delta}{\epsilon \cdot D}}$$

Où :

$\delta$  : Tension interfaciale entre l'eau et le pétrole en ( $\text{g/cm}^2$ )

$\epsilon$  : Coefficient diélectrique.

$D$  : Diamètre de la gouttelette d'eau en cm

$A'$  : Coefficient qui dépend de la teneur en eau de l'émulsion

On a :

$$D = 5.25 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 5.25 \cdot 10^{-3} \text{ cm}$$

$$\epsilon = 16$$

$$\delta = 5 \text{ g/cm}^2$$

La teneur en eau de l'émulsion =  $(X+BSW_e) \% = 8.29\%$

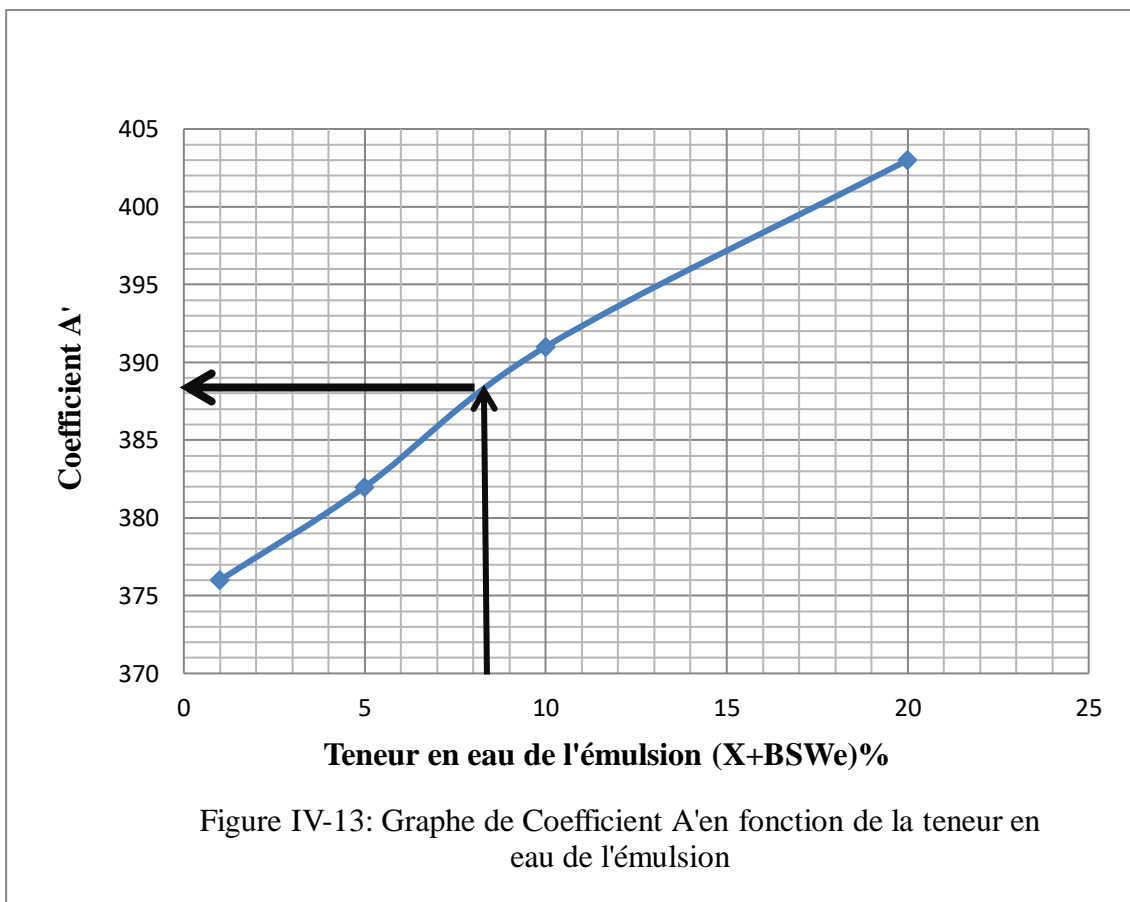
D'après le tableau (IV-9), on trace la courbe  $A' = f(X+BSW_e)$  et on tire la valeur du coefficient (A').

Tableau IV-13: Coefficient (A') en fonction de la teneur en eau de l'émulsion

<b>X+ BSW<sub>e</sub> (%)</b>	<b>1</b>	<b>5</b>	<b>10</b>	<b>20</b>
<b>A'</b>	376	382	391	403

Donc, d'après le graphe :

**X + BSW<sub>e</sub> = 8.29%**      **→**      **A' = 388**



A.N

$$E_c = 388 \sqrt{\frac{2*5}{16*5.25.10^{-3}}} = 4233.242 \text{ volts}$$

$$E_c = 4233.42 \text{ volts /cm}$$

On Remarque que  $E < E_c$

### Conclusion

D'Après le calcul du champ électrique (E) entre les électrodes et du champ critique ( $E_c$ ), on remarque que le champ électrique entre les électrodes est inférieur au champ critique  $E_1 < E_c$ .

Donc, notre dessaleur est en fonctionnement normal du point de vue électrique.

### IV-2-7-Calcul de la distribution de la charge

Le calcul de la distribution de la charge pour but de connaître la vitesse de décantation et la vitesse admissible du brut, à travers les trous du distributeur, l'augmentation de la vitesse améliore le degré de distribution de pétrole sur la longueur du dessaleur, mais les grandes vitesses donnent lieu à une haute turbulence à l'émulsion ce qui favorise la formation d'une émulsion stable.

IV-2-7-1-Calcul du nombre de trous du distributeur

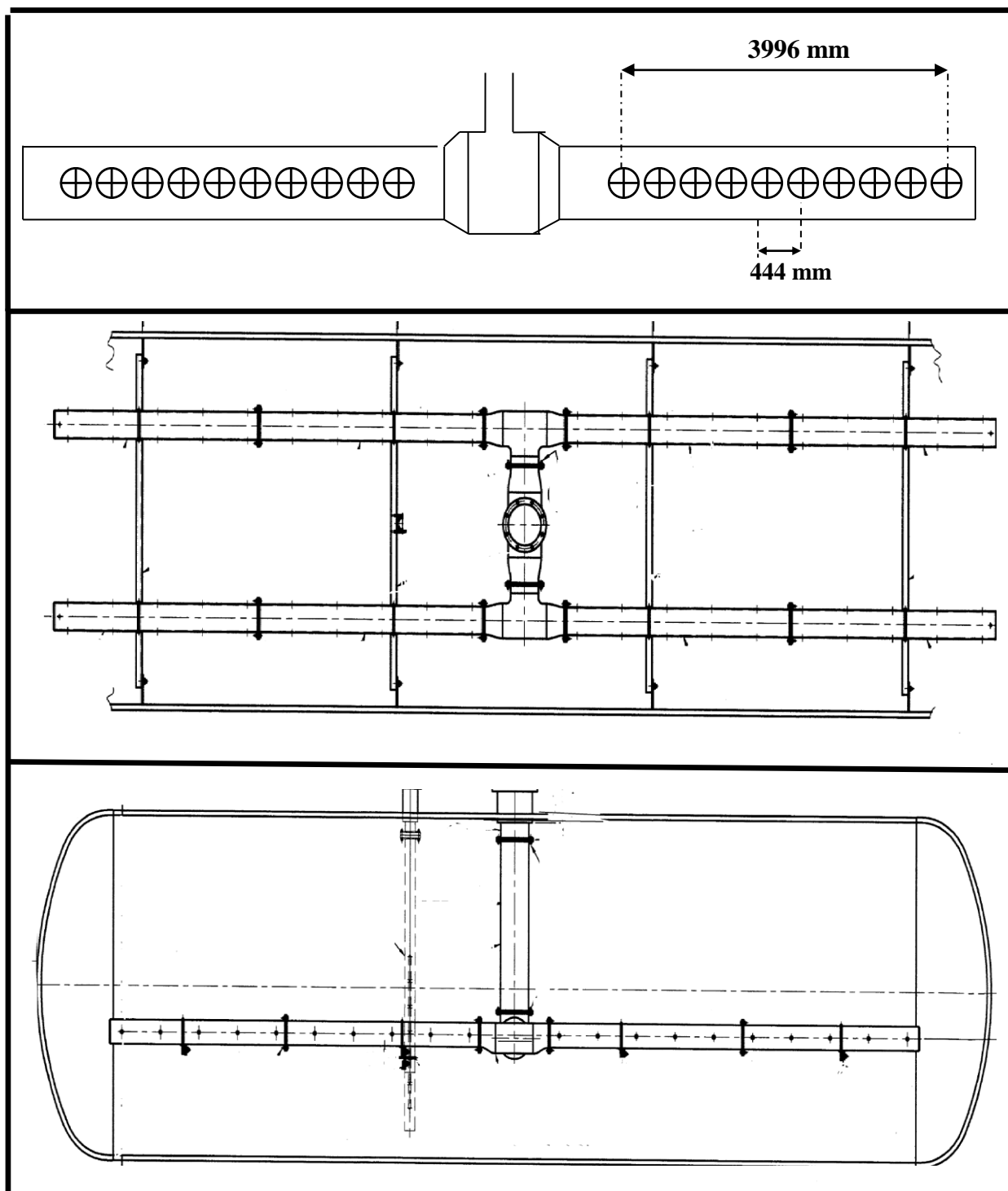


Figure IV-14 : Représentation du distributeur [26].

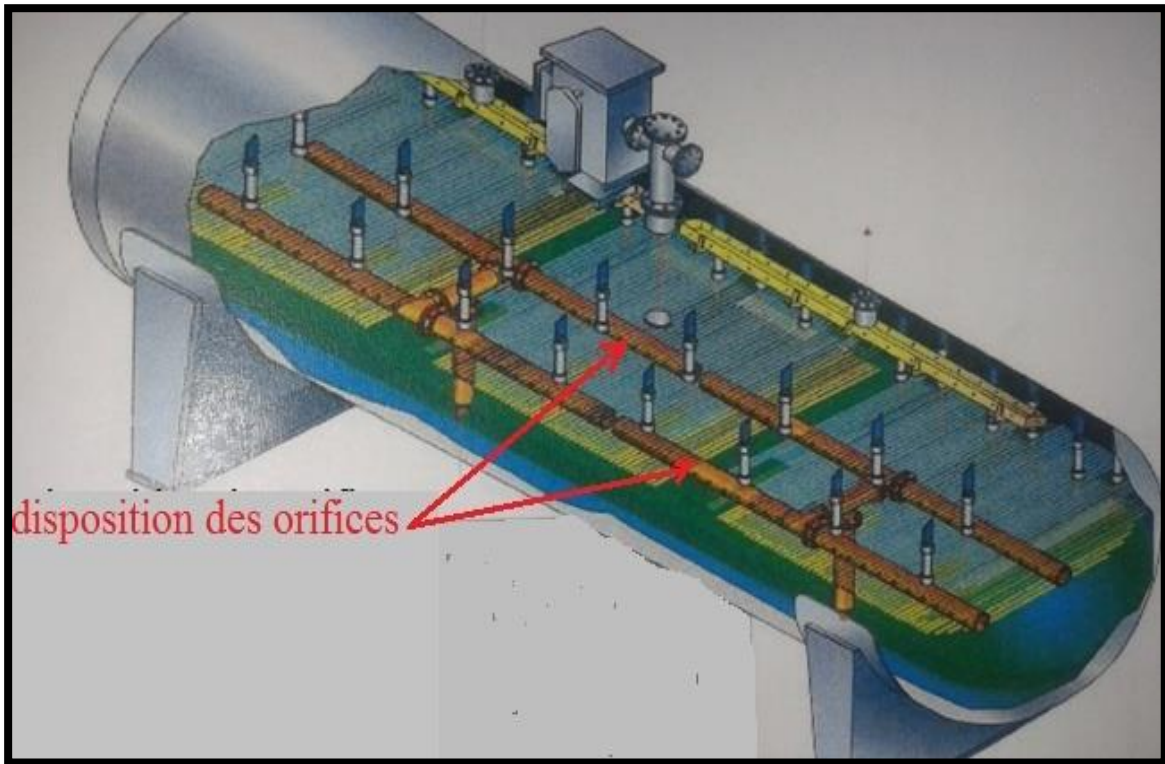


Figure IV-15 : La disposition des orifices [26].

Le nombre de trous de la boîte de distribution  $N_t$  est donné par la formule suivante :

$$N_t = A \times n$$

$N_t$  : Nombre totale de trous

$A$  : Nombre de rampes

$n$  : Nombre de trous de chaque rampe tel que

$$n = n' \times 2$$

$n'$  : Nombre de trous de chaque rangée

$$n' = \frac{L}{l} + 1$$

$L$  : Distance séparant les deux trous extrêmes de chaque rangée (m)

$l$  : Distance séparant les deux trous adjacents (m)

(+1) : Correspond aux deux moitiés des trous à l'extrémité

On a

$$L=3996 \text{ mm}$$

$$l= 444 \text{ mm}$$

On applique numériquement :

$$n' = 3996/444 +1 = 10$$

$$\text{Donc } n=n' *2 =20$$

Chaque rampe est munie de 20 trous et comme on a 2 rampes donc

$$N_t =20*2 =40$$

$$N_t = 40$$

Donc le nombre total de trous est égale à 40 trous

#### IV-2-8-Calcul de la vitesse d'écoulement

La vitesse d'écoulement de brut dans le distributeur est donnée comme suit

$$W = \frac{Q}{3600 * N_t * f}$$

Où ;

W : Vitesse d'écoulement (m/s).

Q : Débit de la charge (m<sup>3</sup>/h)

N<sub>t</sub>: Nombre total de trous

f: Surface de passage d'un trous (m<sup>2</sup>)

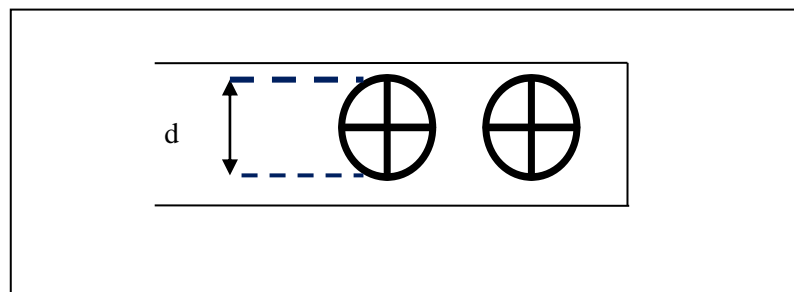


Figure IV-13: Schéma représentatif des dimensions de trous de distributeur.

D'après le manuel les orifices ont un diamètre de 50 à 75 mm

la surface de passage d'un trou (f) se calcule comme suit :

$$f = \frac{\pi}{4} (d^2).$$

Où

d: Diamètre des orifices

$$f = \frac{\pi}{4} \times 0.0625^2 = 3.07 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$f = 3.07 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Donc

$$W = \frac{186.11}{3600 \cdot 0.00307 \cdot 40} = 0.421 \text{ m/s}$$

$$W = 0.421 \text{ m/s}$$

#### IV-2-9 -Calcul de l'efficacité du dessaleur

L'efficacité du dessaleur et le paramètre qui conditionne le rendement du dessaleur.

Efficacité du dessaleur il s'exprime comme suit

$$E = \frac{Se - Ss}{Se} * 100$$

Où:

E : Efficacité de dessaleur en %.

Se : Teneur en sel du brut à l'entrée du dessaleur (mg/l)

Ss : Teneur en sel du brut à la sortie du dessaleur (mg/l).

Sachant que

$$Se = 447 \text{ mg/l}$$

$$Ss = 37 \text{ mg/l}$$

Donc  $E = \frac{447 - 37}{447} = 91.07\%$

$$E = 91.07\%$$

## Conclusion générale

Les calculs de vérification effectués nous permettent de dire que :

- La chute d'efficacité n'est pas due aux dimensionnements des dessaleur mais il est due à la température de fonctionnement de dessalage dans le cas où la température est trop basse. (Cas d'hiver).
- Il ressort que la température est un facteur primordial qui influe sur la salinité.

Donc pour aboutir à une meilleure efficacité, on doit procéder à un préchauffage de charge par l'installation des préchauffeurs en amont des dessaleurs.



**Chapitre V: L'impact de l'inefficacité  
des dessaleurs sur les équipements  
en aval**

### Introduction

Le dessalage du pétrole brut est une opération essentielle en raffinerie, car elle conditionne le fonctionnement des unités « aval ». En effet, le dysfonctionnement du dessaleur se traduit par un mauvais dessalage, qui a des répercussions directes sur les équipements situés en aval. Au niveau de notre unité, de nombreuses perturbations de fonctionnement du dessaleur ont été observées [27]. Les dysfonctionnements récurrents du dessaleur ont eu un impact sur l'endommagement prématuré des équipements, causé par deux phénomènes essentiels sont la corrosion et la formation des Dépôts [28].

### V- L'impact d'un mauvais dessalage sur les équipements en aval

La présence des sels et de l'eau dans le brut dessalé présente des effets indésirables tels que :

- L'accélération des phénomènes de corrosion
- Augmentation de l'encrassement des échangeurs du train de préchauffe et du four, corrosion des canalisations et des bacs de stockage
- Le percement des canalisations
- La dégradation interne et l'amincissement important de la plupart de la canalisation, imposant son changement,
- Le colmatage des lignes
- L'endommagement des pompes :

#### V-1-La corrosion

##### V-1-1 Définition

La corrosion peut être définie de plusieurs manières :

- Destruction ou détérioration des matériaux au contact d'un environnement agressif
- Destruction des matériaux par des moyens non mécaniques
- Retour des matériaux et alliages à leur état naturel de minerais (processus inverse de la métallurgie)
- La norme ISO 8044 (1944) définit la corrosion d'un métal comme « une interaction physico-chimique entre un métal et son environnement entraînant des modifications dans les propriétés du métal et souvent une dégradation fonctionnelle du métal lui-même, de son environnement ou du système technique constitué par les 2 facteurs.

Quelle que soit la définition adoptée, le résultat est le même ; il conduit soit à la réparation, soit au remplacement de la structure endommagée [29].

### **V-1-2-Les facteurs de la corrosion**

Quatre groupes de facteurs sont susceptibles d'agir sur le processus de corrosion. Ce sont :

#### **a) Facteurs liés au milieu**

- Concentration du réactif oxydant
- Teneur en oxygène et autres gaz
- Résistivité du milieu
- Acidité du milieu
- Température, Pression
- Présence de bactéries
- Vitesse de l'écoulement

#### **b) Facteurs liés au métal**

- Impuretés dans le métal
- Noblesse du métal
- Tendance à la passivation
- Contraintes résiduelles internes résultant de traitements thermiques
- Nature du produit de corrosion

#### **c) Facteur définissant le mode d'emploi**

- Etat de surface.
- Procédés d'assemblage (assemblage sous tension, couplage galvanique...)
- Forme des pièces.

#### **d) Facteurs dépendants du temps**

- Fatigue
- Modification des dépôts protecteurs
  - Dégradation des revêtements protecteurs

Tous ces facteurs ont une influence directe sur la tenue d'un matériau donné, dans un milieu donné. La compréhension du phénomène de corrosion fait appel donc à plusieurs disciplines ; Métallurgie, Electrochimie, Thermodynamique, Cinétique... [30].

### V-1-3-Les types de la corrosion

On décrit ci-dessous les grands traits des principales formes de corrosion :

- **La corrosion uniforme ou généralisée** : elle affecte l'ensemble de surface du métal en contact avec l'électrolyte, exemple : l'attaque par le CO<sub>2</sub> dissous dans l'eau de condensation dans un réseau gaz.
- **La corrosion par piqûre** : il s'agit d'attaques très ponctuelles généralement liées à la création d'anodes peu attendues à côté d'une large cathode (film de calamine sur l'acier au carbone, film d'oxyde de chrome sur les aciers inoxydables)
- **La corrosion inter granulaire** : elle se traduit par une décohésion des grains de la structure métallique, ce qui conduit à une perte de la résistance mécanique du métal. C'est le cas des aciers inoxydables après sensibilisation par précipitation de carbure de chrome aux joints de grains
- **La corrosion par exfoliation** : le métal se détache par plaques.
- **Les corrosions sélectives** : un des éléments constitutifs de l'alliage est préférentiellement attaqué ce qui conduit à une perte totale de résistance mécanique sans perte apparente de matière. C'est le cas de la dézincification des liaisons et de la corrosion graphite de la fonte.
- **La corrosion fissurant sous tension** : elle est provoquée par l'effet combiné de tensions mécaniques statiques à l'intérieur du métal et d'une attaque du milieu (généralement peu prononcée). C'est le cas de la fragilisation hydrogène de certains aciers en présence de H<sub>2</sub>S, ou celui de la fissuration des aciers inoxydables austénitiques par l'ion chlorures.
- **La fatigue sous corrosion** : elle est provoquée par l'effet combiné de tensions mécaniques alternées et d'une attaque du milieu.
- **La corrosion par crevasses** ; ce sont des attaques localisées par suite d'un confinement du milieu qui rend le métal anodique à son niveau. Il s'agit par exemple de la corrosion aux interstices ou de corrosion sous dépôts [30].

### V-1-4-Lutte contre la corrosion

La lutte contre la corrosion doit être une préoccupation constante, depuis la conception des équipements jusqu'à leur entretien quotidien. Si les moyens à mettre en œuvre sont variés et dépendent en grande partie des situations d'utilisations particulières, le but recherché est d'enrayer la dégradation des équipements pour augmenter leur durée de vie.

Les différents moyens de lutte contre la corrosion sont :

- 1 -La protection électrochimique
- 2- la protection par revêtement et traitement de surface.
- 3 -L'action sur le milieu de surface
- 4 -Le choix des matériaux
- 5 -La conception et le tracé des assemblages

### **V-1-4-1-La protection électrochimique**

Pour effectuer la protection électrochimique d'un métal, on modifie le potentiel de dissolution de façon à l'utiliser soit dans la zone d'immunité, soit dans la zone de passivité. On parle ici alors de protection cathodique ou anodique [30].

### **V-1-4-2-La protection cathodique**

La protection cathodique est la technique qui permet de conserver dans son intégrité la surface extérieure des structures en acier enterrées ou immergées, en s'opposant au processus électrochimique d'attaque du métal par le milieu ambiant les canalisations en acier constituent le champ d'application principal de cette technique dans des conditions économiques admissibles [31]. La protection cathodique pourra donc se faire soit par :

#### ➤ **Anodes sacrificielles**

Le métal à protéger est couplé à un métal moins noble c'est à dire plus électronégatif (magnésium, aluminium, zinc) ; Celui-ci devient alors anode et la structure à protéger la cathode du système. L'anode se corrode alors et il faut la remplacer périodiquement.

#### ➤ **Le soutirage de courant**

Cette méthode consiste à coupler le métal à protéger avec une anode inerte.

On impose à l'équipement à protéger son potentiel (qui donne le critère de protection en tous points) à l'aide d'un générateur de courant. Cette méthode est aussi appelée protection cathodique par courant imposé.

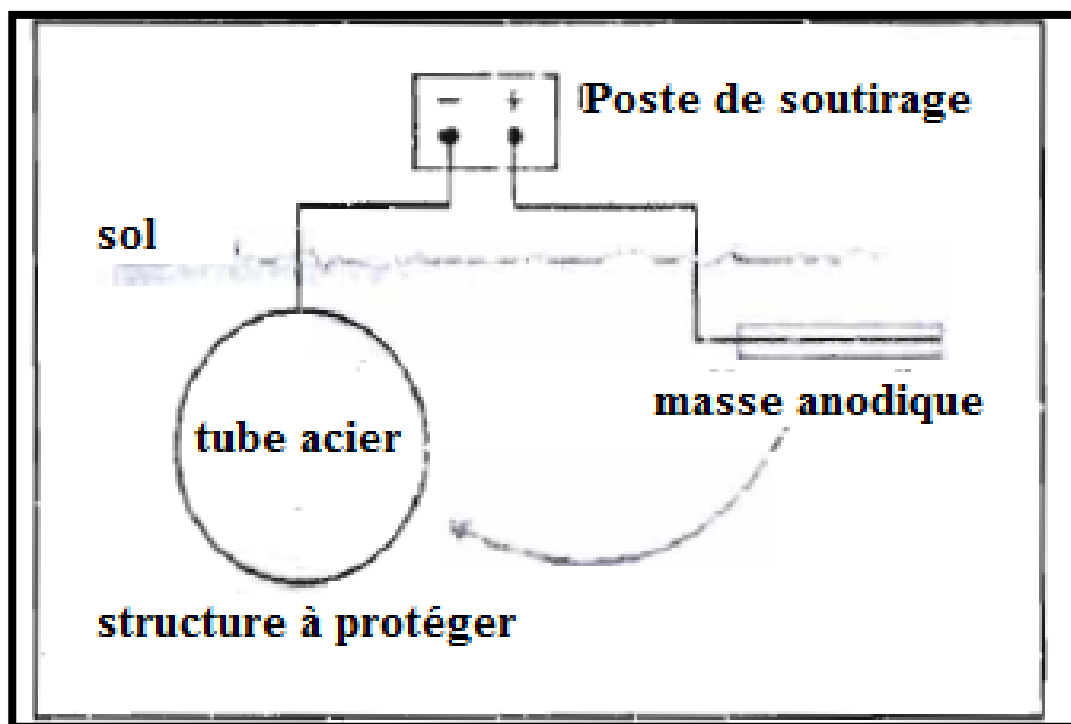


Figure V-1 : La protection cathodique par courant imposé [32].

#### **V-1-4-3-La protection anodique :**

Le principe de la corrosion anodique diffère de celui de la protection cathodique en ce sens qu'on fait augmenter le potentiel de corrosion de façon qu'il se situe dans la zone passive. Cette méthode est donc uniquement applicable aux métaux qui peuvent être passivés [31].

#### **V-1-4-4-La protection par revêtement et traitement de surface :**

##### **➤ Les revêtements non métalliques**

Les revêtements non métalliques sont soit des peintures, soit des polymères soit des goudrons qui sont des produits organiques. En ce qui concerne les peintures, il faut en appliquer au moins deux types différents, une couche de fond et des couches de finition. La peinture utilisée pour les couches de fond doit mouiller parfaitement la surface à peindre et y adhérer fortement. Ces peintures contiennent souvent des poudres de zinc ou d'aluminium, qui agissent comme anode, ou des pigments (comme le chrome de zinc), qui peuvent jouer le rôle d'inhibiteur [31].

### ➤ Les revêtements métalliques

Par rapport au métal à protéger, les revêtements métalliques peuvent être soit anodiques, soit cathodiques. Ainsi, le zinc est anodique par rapport à l'acier, joue le rôle d'anode sacrificielle dans les pièces en tôles galvanisée. Le chrome par contre est cathodique par rapport à l'acier par conséquent, au niveau de chaque discontinuité du revêtement, il ya corrosion de l'acier sous le chrome.

### V-1-4-5-Traitement des surfaces par voie chimique

Les traitements de surfaces par voie chimique modifient chimiquement les surfaces des métaux de façon à leur conférer une meilleur résistance à la corrosion .Ainsi lorsqu'on trempe une pièce d'acier dans un bain d'acide phosphorique, il se forme à sa surface, du phosphate de fer .On utilise ce procédé, la phosphatation pour traiter les carrosseries d'automobiles avant de les peindre. La chromisations d'aluminium et de magnésium est un autre exemple de modification chimique des surfaces métalliques. Dans certains cas on protège les métaux grâce à une couche d'oxyde formée artificiellement à leur surface. Le bronzage de l'acier et l'anodisation de l'aluminium sont des exemples de ce procédé [31].

### V-1-4-6-L'action sur le milieu corrosif

On peut exercer une action sur le milieu essentiellement en modifiant la cinétique de corrosion. Ce type de protection ne peut par conséquent s'appliquer qu'à un système fermé.

Une façon d'agir sur le milieu est de diminuer le pouvoir oxydant de l'électrolyte, quand la réaction électrochimique de réduction est celle de l'oxygène, la vitesse de corrosion est nettement réduite lorsqu'on élimine préalablement l'oxygène dissous. L'addition d'inhibiteurs peut aussi être utilisée car ceux-ci agissent sur la polarisation cathodique.la pile de corrosion fonctionne alors sous contrôle cathodique, et le courant en est diminué. Les inhibiteurs agissent en très faible concentration et leur nature varie en fonction du métal à protéger et du milieu corrosif avec lequel celui-ci est en contact. Une troisième action pouvant être menée est l'addition de passivâtes qui agissent en surtension anodique. Ce sont des agents oxydants (chromates, nitrites), qui élèvent la valeur du potentiel de corrosion des métaux passivables. Jusque dans leur domaine de passivité .Les passivateurs pour aciers au carbone et pour aciers inoxydables sont les plus utilisés [30].

### **V-1-4-7-Le choix des matériaux**

Le souci d'éviter la corrosion pousse à choisir avant tout les matériaux qui ne se dégradent pas dans leur environnement ou, du moins, qui se corroderont de façon uniforme afin qu'on puisse connaître le plus exactement possible la durée de vie utile de l'équipement. Il faut en outre porter une attention spéciale aux conditions d'utilisation (combinaison matériau-milieu corrosif-contraintes) qui entraînent des types particulièrement pernicious de corrosion, comme la corrosion sous contraintes ou la corrosion par piqûres [31].

### **V-1-4-8-La conception et le tracé des assemblages**

Avant d'utiliser les méthodes décrites précédemment, il est possible de lutter contre la corrosion dès le début. En fait, pour minimiser les possibilités de corrosion, il faut étudier très soigneusement la conception des équipements et des assemblages. Les règles à respecter sont aussi nombreuses que variées, car chaque assemblage est en soi un cas d'espèce, on peut toutefois les regrouper comme suit :

- Eviter la formation de couples galvaniques entre les métaux différents; pour les métaux différents, les isoler électriquement l'un de l'autre.
- Eviter la formation d'interstices dans les assemblages afin de ne pas favoriser la corrosion cavernueuse, les obturer à l'aide de mastic hydrofuge ou de cordon de soudure.
- Eviter, où que ce soit, l'accumulation d'eau stagnante ou de résidus de boues afin d'éviter la corrosion par aération différentielle. Pour les mêmes raisons, éviter de créer des espaces renfermés et difficiles d'accès, qui rendent l'entretien et les inspections presque irréalisables.
- Eviter tout tracé qui risque d'entraîner des concentrations de contraintes dans les matériaux sensibles à la corrosion sous contrainte.
- Eviter dans les conduites, les changements brusques de section, les vannes trop petites ou les irrégularités, qui peuvent engendrer des zones de turbulences et favoriser ainsi corrosion par érosion [30].

### **V-1-5-Aspect économique de la corrosion**

Particulièrement tous les milieux sont corrosifs. On parle de corrosion par l'air, l'eau de mer ou l'oxygène, par l'atmosphère ou les sols, par les acides, les bases ou les sels, par les bactéries ou les moisissures [32]. Les dégâts causés par la corrosion semblent donc inévitables et sont extrêmement élevé :

- Perte mondiale de matériaux de 5 tonnes par seconde due seulement à la corrosion humide.

Ces pertes sont de différents types :

➤ **Pertes directes :**

- Cout des équipements à remplacer
- Cout de l'entretien et du contrôle
- Surcout du à l'emploi de matériaux plus nobles

➤ **Pertes indirectes :**

- Arrêt de production
- Perte d'énergie
- Surépaisseur importante

### **V-2-L'encrassement**

L'encrassement des équipements de transfert de chaleur est un phénomène prépondérant dans la réduction des performances: telles que la diminution des coefficients de transfert de chaleur, l'augmentation de la température de fluide chaud et donc consommation énergétiques.

Même si l'encrassement est un réel problème ; il peut-être contrôlé et son traitement doit être planifié [33].

#### **V-2-1-Effet de l'encrassement sur le fonctionnement des échangeurs**

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

- ✓ L'encrassement diminuant le coefficient de transfert thermique, le coût pour obtenir un coefficient de transfert thermique voulu augmente.
- ✓ L'encrassement peut provoquer un écart de température supérieur à la normale et ainsi augmenter les consommations énergétiques. Ceci peut aussi engendrer des pannes des équipements (surchauffe des compresseurs)
- ✓ Les coûts d'entretien sont plus élevés afin de supprimer les dépôts d'encrassement avec des produits chimiques et des dispositifs antisalissure ou mécanique ou encore le remplacement des équipements corrodés.
- ✓ -Les coûts de consommation d'eau, d'électricité et de carburant augmentent pour compenser les effets de l'encrassement.
- ✓ Des pertes de production liées aux arrêts d'exploitation – planifiés ou non – causés par l'encrassement entraînent une augmentation des coûts d'exploitation [33].

### **V-2-2-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. Les dépenses relatives à l'encrassement ont réparti 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 encrassant (41%)
- Coûts supplémentaires en énergie nécessaires (par l'encrassement) pendant les phases de production [33].

Comme nous avons cité que la corrosion est la cause principale de détérioration de réservoirs de stockage en acier et leurs accessoires. La localisation et l'évaluation de l'étendue de la corrosion sont donc une raison majeure de réalisation d'inspection qui vise à mesurer les épaisseurs et détecter les zones corrodées. Dans notre étude on va concentrer sur les équipements stratégiques qui sont les bacs de stockage et on prend l'exemple réel qui est le bac RSB.

#### **La corrosion interne du fond de réservoir de stockage.**

Afin de prévenir des fuites ou d'une rupture de notre installation on fait appel à une méthode préventive efficace s'appelle MFL Magnetic flux leakage

### **V-3-Détection des zones corrodées par la méthode MFL**

#### **V-3-1-Principe de la méthode MFL**

Le MFL est une méthode magnétique de contrôle non destructif utilisée pour la détection des phénomènes de corrosion et de piqûration (corrosion localisée) sur les structures en acier, principalement les réservoirs de stockage. Il s'agit d'utiliser un puissant aimant pour magnétiser l'acier, Dès qu'il y a une perte d'épaisseur ou que la zone est corrodée, un détecteur de champ magnétique, placé entre les pôles de l'aimant, identifie les champs de fuites provenant de l'acier.

L'instrument est paramétré suivant l'épaisseur des tôles à scanner et la sensibilité de détection souhaitée. Habituellement, les tôles du fond mesurent 6 à 8 mm d'épaisseur et la détection s'effectue dès 20% de perte. Avant le début des contrôles, les différents tôles du fond du bac sont repérées et numérotés afin d'indiquer la position des défauts [34].

Le MFL fonctionne en volume de matière. Trois cas possibles de détection peuvent se présenter :



Figure V-2: Appareil de détection des zones corrodées [35].

L'opérateur scanne la tôle en réalisant plusieurs allers-retours afin de couvrir toute la surface. Lorsqu'un défaut est détecté, le système s'arrête et une LED s'allume sur le tableau de bord indiquant la position de défaut. Le MFL utilisé sert uniquement à la localisation des défauts.

- Si le défaut est situé sur la surface interne de la tôle (cas apparent) Le dimensionnement du défaut est réalisé avec une jauge de profondeur.

- Si le défaut est situé sur la face externe de la tôle Le dimensionnement du défaut est réalisé en complément par ultrasons pour confirmer la détection et estimer la perte d'épaisseur.

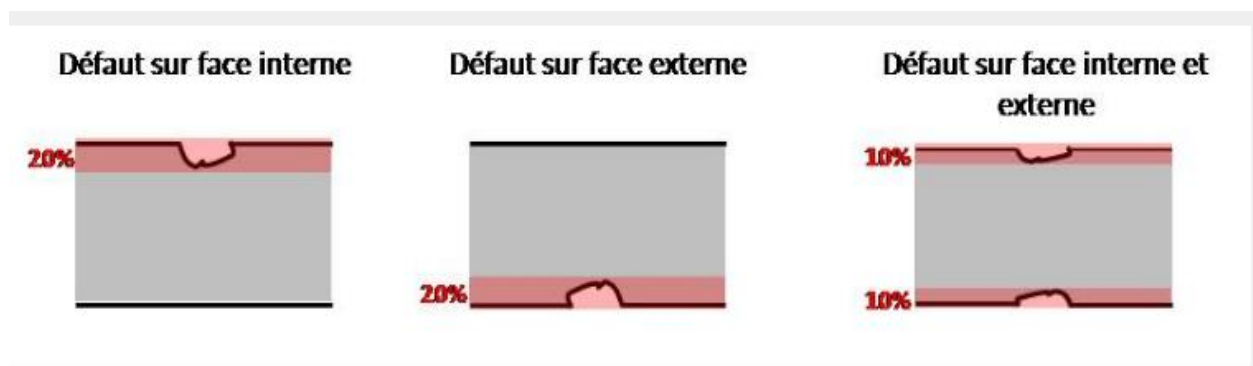


Figure V-3 : les différents défauts détectés par la méthode MFL [36].

### V-3-2-Inspection par la méthode MFL

#### ➤ Méthode de lecture des pertes d'épaisseur sur les tôles

Avant le début des contrôles, les différentes tôles du fond du bac sont repérées et numérotées afin d'indiquer la position des défauts. Les tôles scannées sont présentées sur des cartes en deux dimensions avec des couleurs qui représentent les pertes d'épaisseur sur les tôles, chaque couleur correspond à un pourcentage de perte d'épaisseur comme indiqué sur la légende de la carte. La localisation de ces pertes se fait toujours par rapport à un point de référence (voir figure en dessous) [36].

Exemple :

La tôle N°1 qui a les caractéristiques suivantes : Rangée 5, une longueur de 2200 mm et une largeur de 1790 mm est représentée sur la carte comme suit :

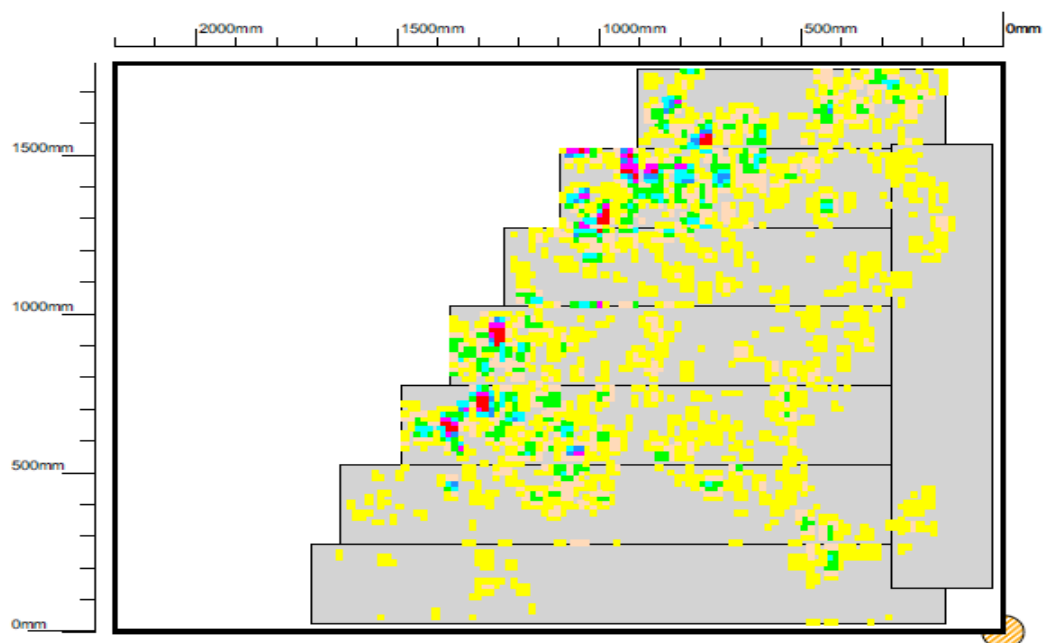


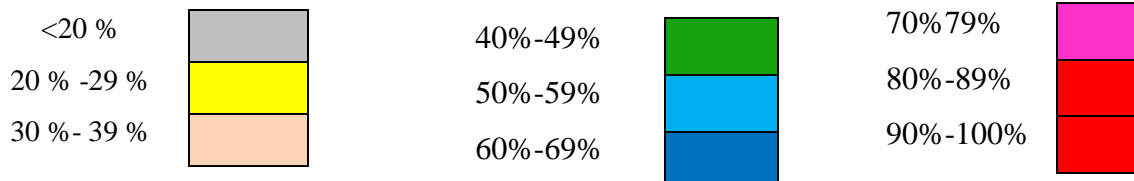
Figure V-4: Schéma représentatif d'une tôle scannée par la méthode MFL [36].

**Symbole**

Point de référence



**Pourcentage de perte d'épaisseur**



Les diminutions d'épaisseur des tôles du fond du bac sont cartographiées sur le schéma suivant

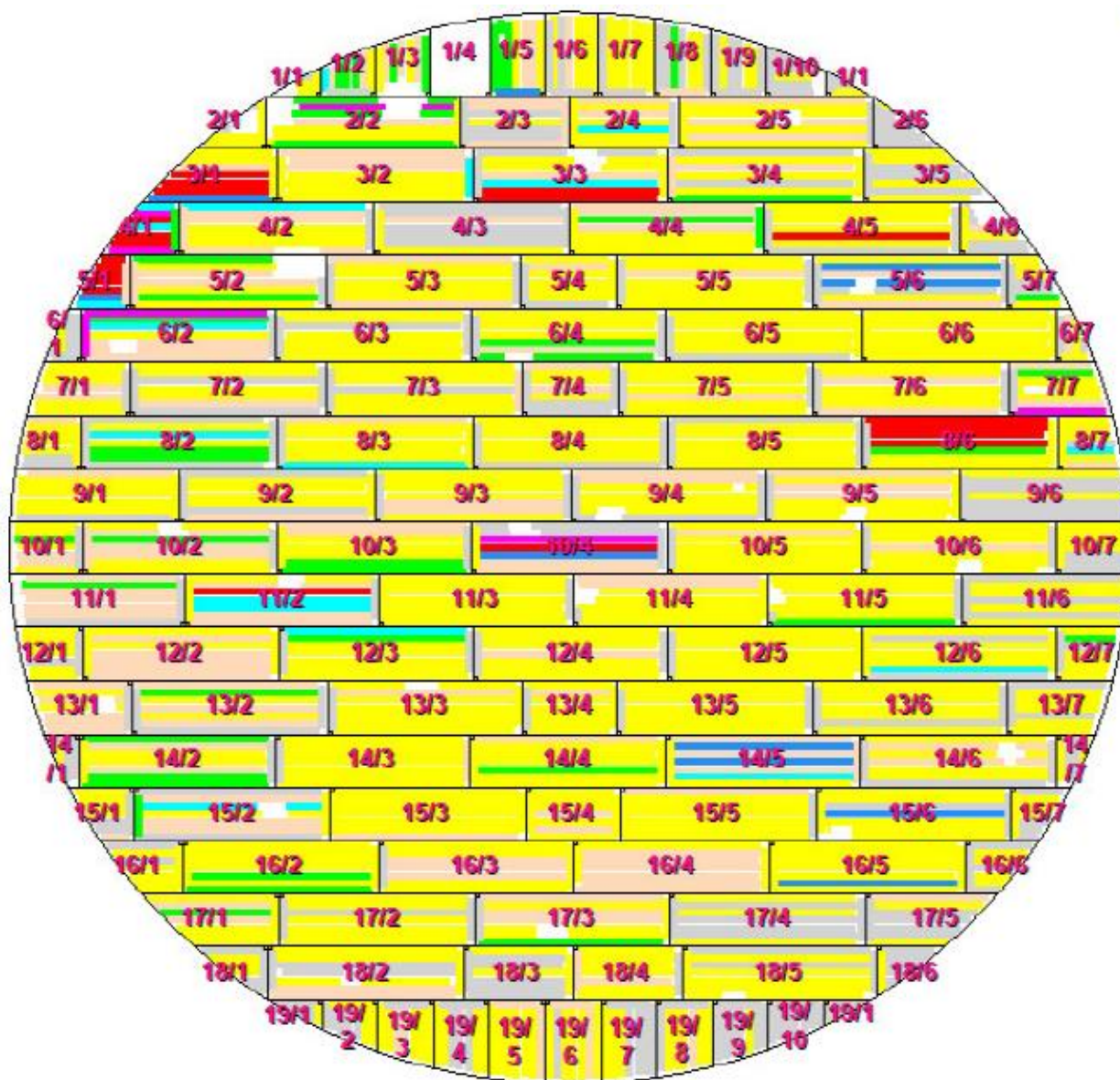
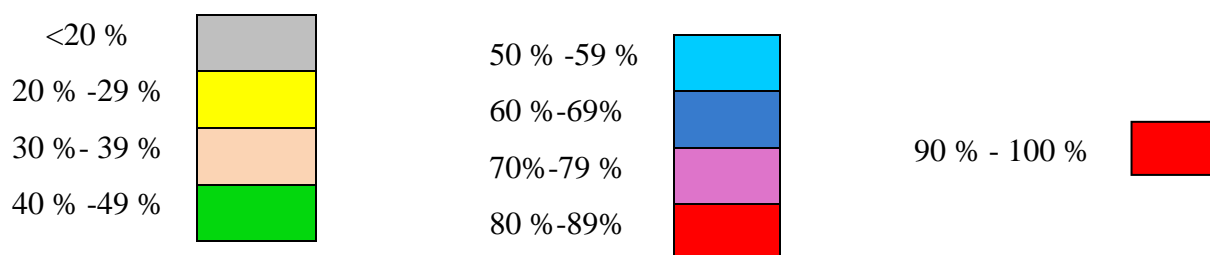


Figure V-5 : Schéma représentatif des tôles du fond du bac scannées par la méthode MFL [36].



L'inspection par la méthode MFL révèle ce qui suit :

- 39 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 20% et 29% sur 2% de leurs surfaces.
- 46 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 30% et 39%.
- 19 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 40% et 49%.
- 10 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 50% et 59%.
- 05 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 60% et 69%.
- 03 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 70% et 79%.
- 08 tôles du fond présentent une diminution d'épaisseur comprise entre 80% et 100% dont 07 sont totalement percées.

Donc cette méthode nous a permis de constater que 45 tôles sur un total de 131 tôles présentent une perte d'épaisseur plus de 40 %

### V-3-3-L'inspection visuelle

L'inspection visuelle a décelé

- Arrachement de revêtement des tôles marginales et les tôles R16P1, R16P2, R17P1, R18P5.
- L'inspection Visuel a décelé des percements au niveau des tôles R4P5, R4P1, R8P6, R10P4, R11P2, R6P2.R2P2

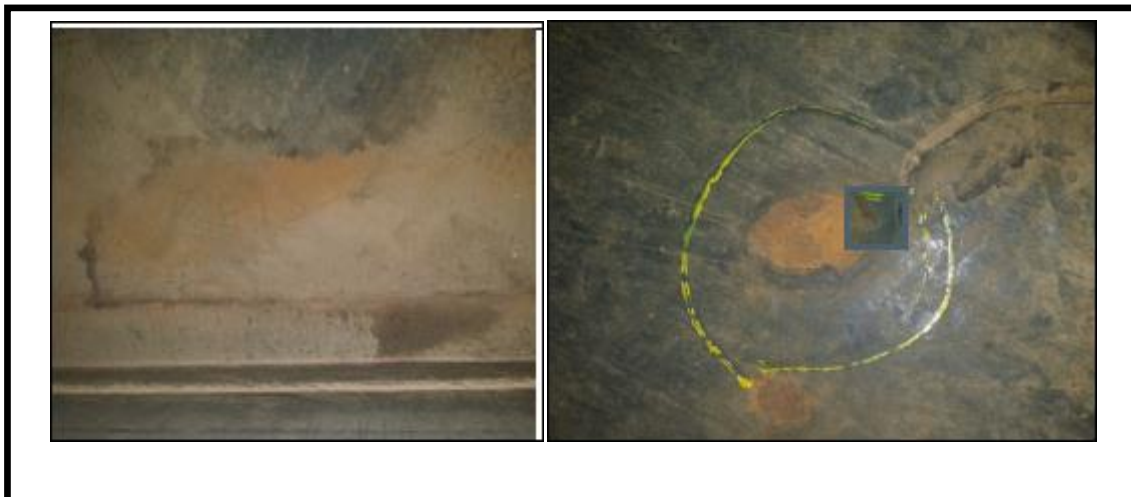


Figure V-6: Schéma représentatif d'arrachement de revêtements des tôles

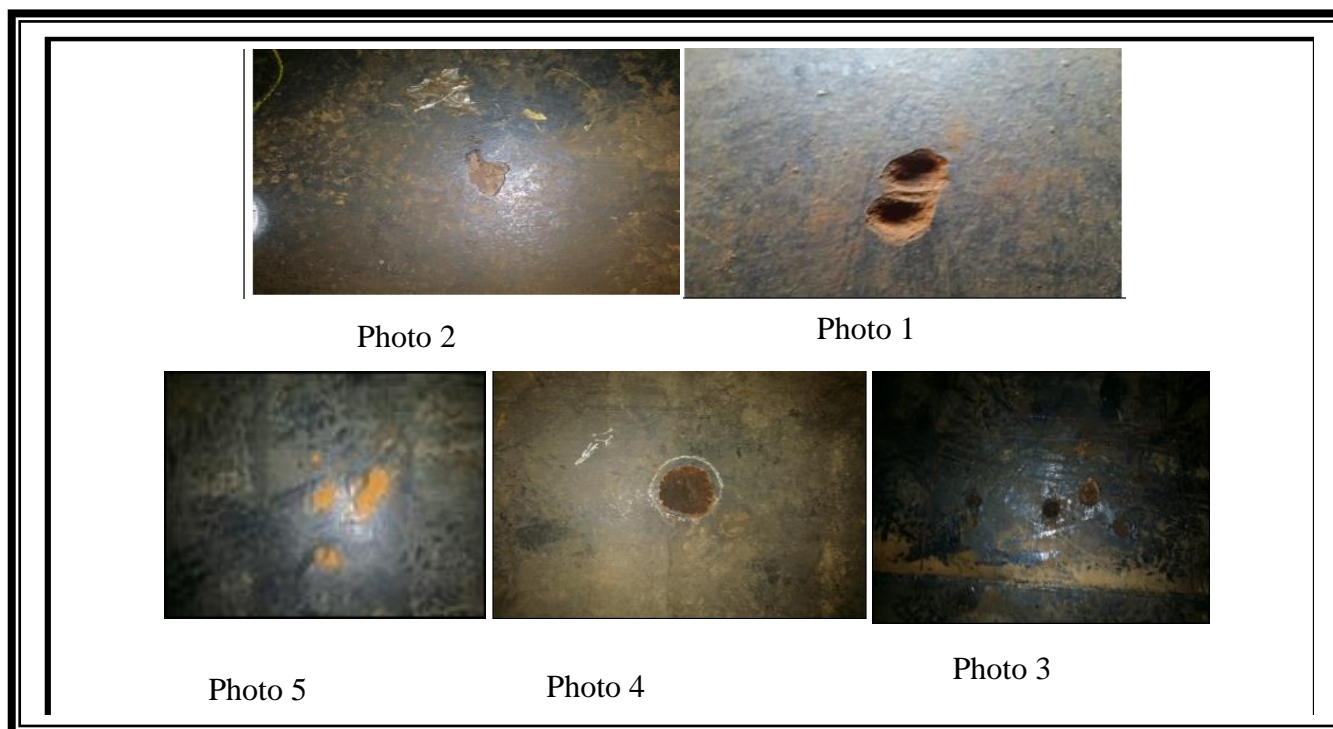


Figure V-7: Schéma représentatif des percements des tôles

### V-3-4-Identification les pertes d'épaisseurs par Ultrason

		R1P2	R2P2	R3P1						
Position (mm)	X	1595	2381	3628	3320	3403	3405	3645	3529	3409
	Y	535	1535	80	240	254	287	400	329	520
Epaisseur (mm)		3.48	Photo1	4.16	3.20	3.41	3.41	3.23	3.26	3.00

R3P1									R3P3		
3156	3420	3484	3413	3393	3160	3294	3278	3302	4121	4200	4088
536	552	595	674	725	3294	785	873	1013	251	411	562
2.97	3.29	3.21	3.22	2.98	3.64	3.00	3.04	3.43	3.05	2.98	3.18

Recommandations :

En se référant aux résultats d'inspection obtenus, nous recommandons :

- La dépose de la totalité des tôles du deuxième fond
- Enlèvement totale de la chape en béton
- Nettoyage du premier fond
- Mise en place d'une nouvelle chape en béton
- La pose de nouvelles tôles [35].



**Chapitre VI: Etude technico-  
économique**

### VI-1-Estimation du coût d'installation de l'appareil

#### A-Estimation du coût de l'appareil

L'application de la méthode d'estimation donnée ci-après ne concerne que faisceaux de tubes les plus couramment utilisés :  $d_e = 3/4''$ , BWG 14 et  $d_e=1''$ , BWG 12. Le cout dépend également du faisceau de tubes choisi (diamètre, BWG, Longueur du tube, disposition des tubes), des Matériaux, du type d'échangeur et de la pression de calcul

Ces différents facteurs influents selon la formule suivante :

$$\text{Prix corrigé} = \text{prix de base} * f_d * f_l * f_{np} * f_p * f_t * f_m$$

Ou

$f_d$  : le facteur caractéristique du type d'échangeur

$f_l$  : le facteur correctif de longueur de tube

$f_{np}$  : le facteur tenant compte du nombre de passes coté tube

$f_p$  : le facteur correctif de pression dans la calandre et les tubes

$f_t$  : le facteur correctif de la température

$f_m$  : le facteur caractéristique de la nature des matériaux employés

Le prix de base de l'échangeur est déterminé à partir de l'abaque (**Annexe A**: Le prix d'un échangeur en fonction de sa surface d'échange en fonction de la surface d'échange)

#### ➤ Fiche technique de la batterie d'échangeurs dimensionnée

Fonction : Préchauffeur de la charge à dessaler (Brut LDHP)

Appareil : Echangeur à faisceau et calandre

Faisceau : A plaques tubulaires fixes

Nombre d'appareil:02

Type : TEMA- AES

Température de l'huile LDHP T (°C)= 10 C°

## Chapitre VI: Etude technico- économique

Fiche technique de la batterie d'échangeurs dimensionnée

Désignation	Coté tube	Coté calandre
Fluide circulant	Brut à dessaler	Brut stabilisé
Débit volumique	11925	9634
Densité à 15 C°	0.7929	0.7928
Température d'entrée (c°)	10	70
Température de sortie (c°)	40	35
Pression de service (bar)	27	17
Nombre de passe	2	1
Matériaux de construction	Acier au carbone	Acier au carbone
Surface d'échange par calandre (m <sup>2</sup> )	252	
Différence de température moyenne (C°)	27,42	
BWG	14	
Diamètre extérieure du tube (m)	0.01905	
Longueur du tube (m)	6.096	
Disposition des tubes	Δ	
Pas (m)	0.0238125	
Nombre de tubes	692	
Diamètre intérieur de la calandre (m)	0.737	

Pour la détermination des facteurs correctifs, il faut connaitre par ordre d'importance :

- Le type de l'échangeur
- La nature de matériau
- La pression maximale

Les autres facteurs correctifs ont une influence plus modeste. Ce sont le diamètre des tubes, le pas, la longueur du faisceau, le nombre de passe coté tube, et la température d'utilisation.

Les tableaux suivants regroupent les valeurs de ces facteurs correctifs

**Tableau VI-1 :** Influence du type de l'échangeur.

Type	F <sub>a</sub>
AES	1.00
AEM	0.9
AEU	1.30
AKT	0.95
BES	0.86
BEM	0.86
BEU	1.25
BKT	1.20

**Tableau VI-2 :** Influence de la longueur du faisceau.

Longueur		f <sub>i</sub>
(ft)	(m)	
8	2.4	1.35
12	3.7	1.13
16	4.9	1.00
20	6.1	0.92
24	7.3	0.90

**Tableau VI-3 :** Influence du nombre de passe coté tube.

Nombre de passes	$f_{np}$
2	1.00
4	1.02
6	1.04
8	1.06
12	1.08

**Tableau VI-4 :** Influence de la pression maximale.

Pression (bar)	$f_p$	
	Tubes	Tubes et calandres
<10	1.00	1.00
10 à 20	1.07	1.012
20 à 30	1.17	1.29
30 à 40	1.27	1.48
40 à 65	1.45	1.81
65 à 85	1.63	2.13
85 à 130	2.03	2.85
130 à 180	3.25	3.25

**Tableau VI-5 :** Influence de la température.

Température (°C)	$f_t$
$T < 350$	1.00
$350 < T < 550$	1.08

**Tableau VI-6 :** Influence de la nature de matériau.

Matériau calandre / tubes	$F_m$
AC/AC	1.0
AC/Inox 340	2.4
AC/Inox 316	2.7
AC/Cu	1.3
AC/Mo	2.0

## Chapitre VI: Etude technico- économique

**Tableau VI.7 :** Tableau récapitulatif des résultats

Repère	Valeur
Surface d'échange (m <sup>2</sup> )	252
Prix de base (£)	194 659.42
F <sub>d</sub>	1.00
f <sub>i</sub>	0.92
f <sub>np</sub>	1.00
F <sub>p</sub>	1.29
f <sub>t</sub>	1.00
f <sub>m</sub>	1.00
Taux de change (£/\$)	1.13585
<b>Prix total (\$)</b>	<b>262 406.11</b>
<b>Prix d'appareils (\$)</b>	<b>524 812.22</b>

On prend en considération le taux d'échange actuel à savoir que **1\$ = 108.7 DA**

\* Le coût global de l'appareil est estimé à : **524 812.22 \$ = 5 704 7088.31 DA**

## Chapitre VI: Etude technico- économique

### B- Matériels

Désignation	Prix Unitaire	Quantité	Prix total
Vanne manuel 12", 27 bar	512231.85	3	1536 695.55
Vanne manuel 12", 17 bar	478121.25	2	956 242.50
Bride 12", 27 bar	7182.08	10	71 820.80
Bride 12", 17 bar	4643.34	8	37146.72
T 12" ,27 bar	8866.57	2	17 733.14
T 12" ,17 bar	7500.00	2	15000.00
Coude12",27 bar	6677.58	2	26 710.32
Coude 12",17 bar	6677.58	2	13355.16
Pipe 12",17 bar	7853.6	25 m	196340.00
Pipe 12",27 bar	7853.5	25 m	196340.00
Calorifugeage	11886	40	475 440.00
<b>Total</b>	<b>354 2824.19</b>		

\* Le cout global du matériel est estimé à **354 2824.19 DA**

### C / Main d'œuvre Sous traitant (GTP, ENSP)

Personnel	Coût [DA/H]	Nombre	Nombre d'heure	Nombre de jour	Coût [DA]
Chef d'équipe	1071	1	9	30	289 170.00
Meuleur	900	1	9	10	81000.00
Tuyauteur	1021	2	9	20	367 560.00
Monteur	789	6	9	25	1065150.00
Soudeur	1071	3	9	8	231 336.00
Grutier	1082	2	9	4	77 904.00
conducteur camion	1206	1	9	30	325 620.00
Conducteur véhicule	976	1	9	30	263 520.00
Opérateur radiographie	1061	1	9	8	76 392.00
<b>Total</b>					<b>277 7652.00</b>

Le cout global de la main d'œuvre estimé à : **277 7652.00 DA**

## Chapitre VI: Etude technico- économique

### D / Moyens matériels :

Matériels	Coût [DA]/jour	Nombre de jour	Le coût [DA]
Poste à souder	4090	25	102 250.00
Grue	38034	8	304 272.00
véhicule léger	3476	30	104 280.00
Tracteur + remorque	22343	30	670 290.00
<b>Total</b>			<b>118 1092.00</b>

Le coût global de moyen matériels est estimé à : **118 1092.00 DA**

### E/ Travaux génie civil

Les travaux de génie civil incluent la réalisation, la fourniture et montage des structures métalliques.

La réalisation regroupe (Feuille de semelle, Béton armé, Béton de propreté, Remblai des Feuilles

La fourniture et montage des structures métalliques incluent les poteaux et les cornières

Le coût global des travaux de génie civil est estimé à : **5000 000.00DA**

### ➤ Le cout global estimé de l'installation d'un nouveau préchauffeur :

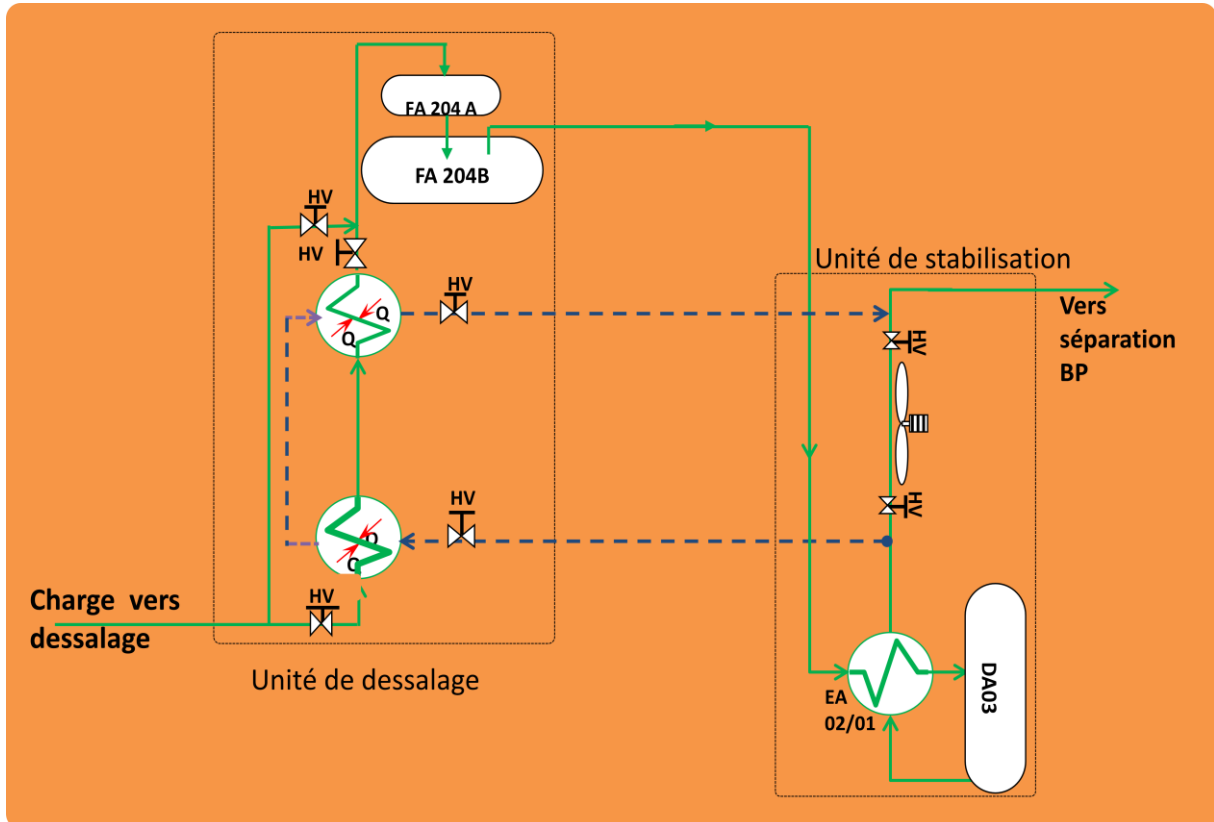
Désignation	Le coût [DA]
Appareils	5 704 7088.31
Matériels	354 2824.19
Main d'œuvre	277 7652.00
Moyens matériels	118 1092.00
Génie civil	500 0000.00
<b>TOTAL</b>	<b>6 954 8656.50</b>

Le cout global de l'investissement (I) est estimé à: **I = 6 954 8656.5 DA**

### Schéma du circuit proposé

Notre proposition nous permet d'exploiter le brut stabilisé chaud avant d'être refroidir dans les aéroréfrigérants EA06 pour préchauffer la charge à dessaler.

Voici le schéma de notre solution.



**Figure VI -1-**Schéma représentatif d'intégration des échangeurs en amont de dessalateur

**L'insertion d'un préchauffeur nous permet :**

- 1- d'améliorer l'efficacité et l'emploi d'un taux d'injection de désémulsifiant faible par rapport à celle injecté à des températures basses (sans préchauffage).

## Chapitre VI: Etude technico- économique

L'unité de traitement du brut sud utilise le « CHIMEC R 898 » comme un agent désémulsifiant.

Le coût de désémulsifiant consommé actuellement	Le coût de désémulsifiant dépensé après l'installation d'un préchauffeur (T > 30 C <sup>0</sup> )	Le gain en produit chimique
1728 l/mois	720 l/mois	1008 l/mois
8.64 fûts/mois	3.6 fûts/mois	5.04 fûts/mois
<b>689 681.52 DA /mois</b>	<b>287 367.3 DA /mois</b>	<b>402 314.22 DA /mois</b>

- 1 fût =200L

- Prix unitaire=79824.25 DA/Fut Le gain en produit chimique par mois est estimé à:

**402314.22 DA** . Si on considère la période dont laquelle la température est basse est de 3 mois, donc : Le gain sera:**1 206 942.66 DA**

**2-1 es coûts estimés des opérations (curatif et préventif) à économiser après l'installation d'un préchauffeur :**

Opérations	Le coût [DA]
➤ Les interventions récurrentes sur les pipes et les fuites garniture des pompes	896 984.00
➤ Contrôle des travaux de soudage sur chantier et contrôle par radiographie .Prix unitaire [1750 DA/H]	283 500.00
Elargir les périodes d'inspections programmées :	
➤ Contrôle des fonds des bacs de stockage par méthode MFL [Contrat N° 155 /2016], prix unitaire [1100 DA/H]	59 400.00
➤ Prise de mesures d'épaisseur par ultrason pour le suivi de la corrosion [Contrat N° 155 /2016], prix unitaire [1675 DA/H]	180 900.00
➤ Contrôle des lignes calorifugées et les lignes enterrées par méthode des ondes guidées. [Contrat N° 155 /2016], prix unitaire [990 DA/H]	53 460.00
<b>TOTAL</b>	<b>1 474 244 .00</b>

### 3- Calcul de manque à produire de brut stabilisé

#### Estimation du prix de manque à produire du brut stabilisé

Pendant l'année 2010, l'unité de stabilisation a subi des arrêts de 50 jours suite aux différents problèmes causés par la présence de sel dans le brut dessalé [fuite garniture mécanique de la pompe de reflux GA06S-fuite importante au niveau des faisceaux des aéroréfrigérants EA07-fuite au niveau des plans de bride des échangeurs EA01/EA02 et bouchage de l'échangeur EA 01. Sachant que l'altération des spécifications du brut commercial va diminuer le prix de vente de 0.5 \$ environ pour chaque baril.

Sachant que l'unité de stabilisation en 2010 a traité un débit moyen de :

$$Q=3429 \text{ m}^3/\text{j} = 21\,566.03 \text{ baril/j}$$

Le manque à gagner de brut stabilisé pendant les jours d'arrêts est de :

$$= 21\,566,03 * 0.5 * 50 = \mathbf{539\,150.75 \$} = \mathbf{58\,605\,686.53 \text{ DA}}$$

#### Calcul du temps d'amortissement :

- Le coût total de l'investissement  $I = \mathbf{69\,548\,656.50 \text{ DA}}$
- Le gain annuel G (le manque à produire + le gain du produit chimique) sans compter les opérations à économiser est de :

$$\mathbf{G = 58\,605\,686.53 + 1\,206\,942.66}$$

$$\mathbf{G = 59\,812\,629.19 \text{ DA}}$$

D'après notre calcul, les dépenses pour réaliser l'installation du système de préchauffage peut être amortir dans une année et deux mois.

### Conclusion général

Le travail présenté dans ce mémoire traite le problème de la chute de l'efficacité des dessaleurs du service traitement sud, et leur impact sur les équipements en aval. La présente étude a été destinée pour suivre le problème de l'inefficacité rencontré dans le service traitement du pétrole brut CIS/HMD, plus précisément au niveau la section de dessalage .Ce dernier a eu des répercussions sur les équipements situés en aval (problème de bouchage des tubes encrassement, corrosion), qui ont engendré l'endommagement précoce de notre installation. Cette étude a pour but d'évaluer l'évolution de la salinité et l'efficacité des dessaleurs en fonctions des paramètres opératoires telles que la température de dessalage, le taux d'eau de lavage, la perte de charge au niveau de la vanne mélangeuse, le taux de désémulsifiant, le champ électrique. Une étude expérimentale a été fondée pour suivre l'influence de ces paramètres sur la salinité et un calcul de vérification de dimensionnement de dessaleur. L'étude a montré que la baisse de l'efficacité est alors expliquée par la l'abaissement de la température (cas d'hiver). Notre étude a éclairé l'importance et l'obligation de la mise en place des préchauffeurs en amont des dessaleurs pour améliorer l'efficacité, assurer un bon fonctionnement de dessalage et éviter l'endommagement prématuré des installations.

## REFERENCE BIBLIOGRAPHIE

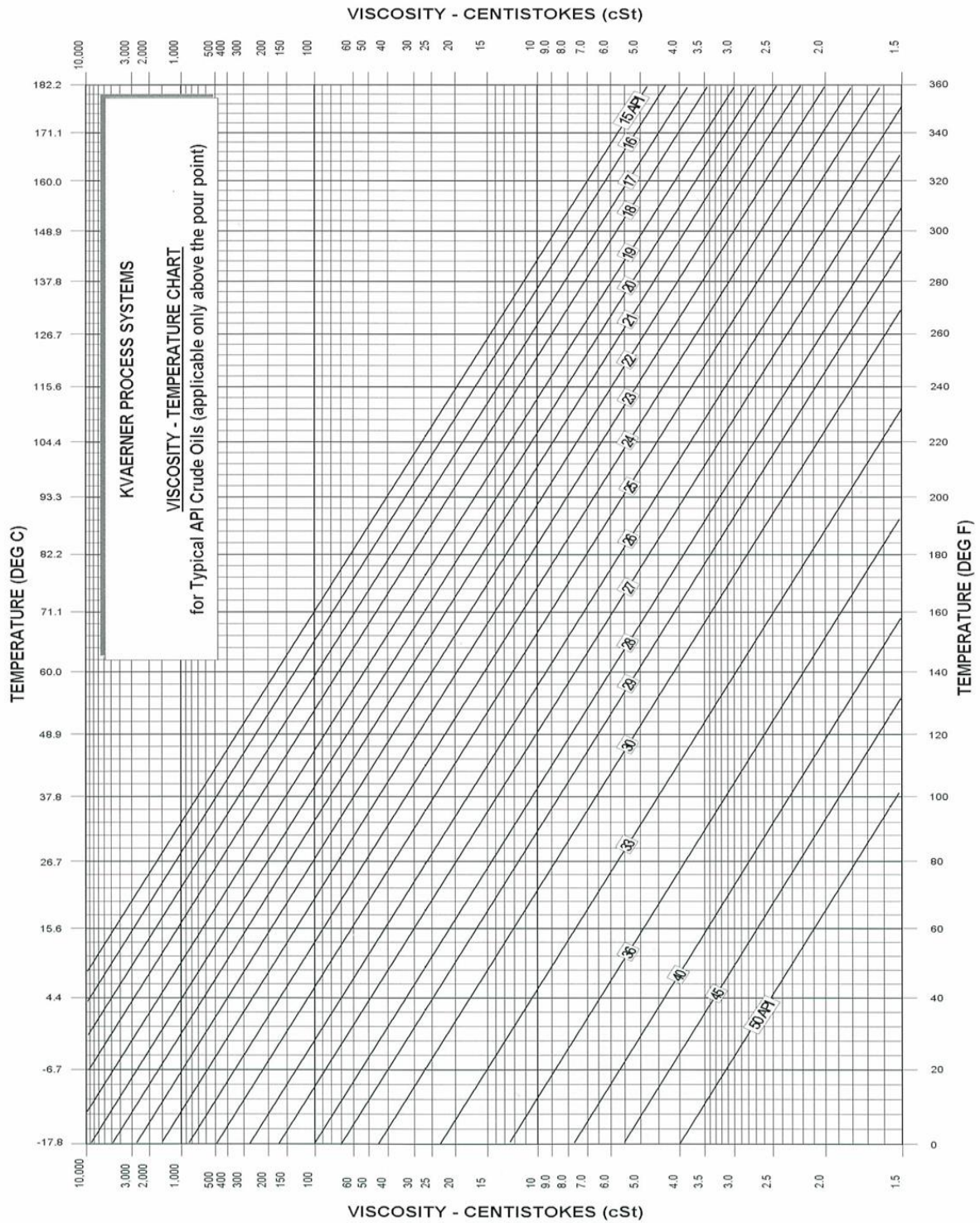
---

- [1] : Speight, J.G. (2014). The chemistry and technology of petroleum. CRC press.
- [2] : Rapport de l'institut français du pétrole (IFPEN) sur le dessalage du pétrole
- [3]: Carte de situation géographique de Hassi Messaoud – RESEARCHGATE.
- [4]: « Rapport sur les ressources pétrolières et gazières en Algérie » Bureau de recherches Géologiques et minières.
- [5]: International Journal of offshore and polar engineering, Décembre 2024, Volume 34, Issue 04.
- [6]: Hassi Messaoud Field-Alegria Trias Basin, Eastern Sahara Desert-AAPG Data pages / Archives.
- [7]: « Alegria prepares oil & Gas BID Round, Middle East Economic Survey, vol. 65, Issue 44, November 2022.
- [8]: Bilan énergétique – National - Année 2023 – energy.
- [9]: Manuel opératoire de l'unité de traitement de brut sud (UTBS).
- [10] : Sonatrach : Upstream strategy Assessment, By Geetika Gupta and Rajeev Lala, Jun 09, 2023.
- [11] : Document interne du service traitement sud, complexe industriel sud (CIS) Hassi Messaoud.
- [12] : Document d'archive de l'entreprise, projet.
- [13] : Wuithier, le pétrole raffinage et génie chimique :(tome I) 1972 ; Edition technip.
- [14] : Mémoire de la fin d'étude ; ETUDE L'amélioration du rendement de l'unité de dessalage CIS/HMD ; 2009/2010.
- [15] : Document de référence sur les meilleures techniques disponibles, Raffinerie de pétrole et de gaz, commission EUROPEENE, 2003.
- [16] : Document Total, manuel de formation, cours-exp-Pr-eq 090 ; 2007.
- [17] : Miguel Rondon, Application à la déshydratation du pétrole, Thèse de DOCTORAT, ACADEMIE de BORDEAUX, 2006.
- [18] : Document labo émulsion pétrolier de L'IFP, formation industrie, 2007.
- [19] : Stabilité de l'émulsion grasse-techniques de l'ingénieur, octobre 2017.

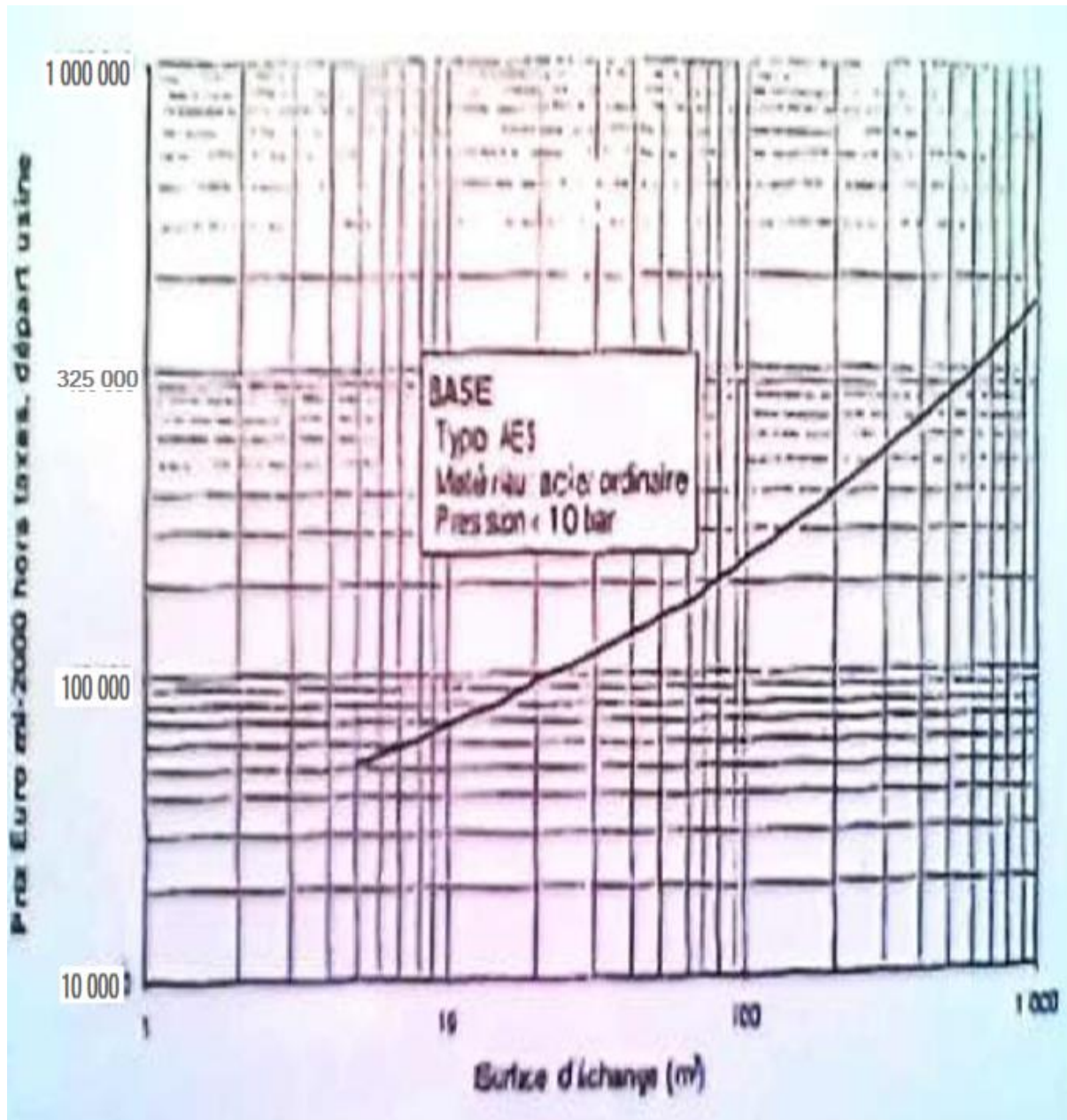
- [20] : Document Total finaElf, & Angola, DB3/EXP/FORM, Formation opérateur production surface.
- [21] : GPSA, Engineering Data Book, 12 th Edition (Electronic)-SI, volume 1,2004.
- [22] : PIERRE TRAMBOUZE, Le raffinage du pétrole : Matériel & équipement, tome 4, Edition Technip, paris, 1991.
- [23] : AKER solution, Don Sumin, P, Eng. Vp process & Technology AKPS cadgary April 2009.
- [24] : « pétroleum Refining Technology and Economics »\_ Janes H. Gary & Gleum E, HANDWERK.
- [25] : Catalogue des cours e-Learning sonatrach 2021.
- [26] : J.-P; wuithier; Le pétrole raffinage et génie chimique; EDITIONS TECHNIP; Tom2;1972.
- [27] : Document de l'entreprise, spécialisée dans les technologies de TRT industriel « Dessalage du pétrole Brut- GEA.
- [28] : Service pour dessaleur de pétrole brut Veolia-WATER TECHNOLOGIES.
- [29] : Dictionnaire de français. Définition : corrosion-Larouse.fr
- [30] : Jones, D, A, (1996), priciples and prévention of corrosion, prentice Hall.
- [31] : Calliste, W, D, (2019). Matériels science and engineering ; An introduction, Wiley.
- [32] : Peabody, A , W, (2001), Control ol pipeline corrosion, NACE Intrenational.
- [33] : Bott, T, R, (1995), Fouling of Heat Echanger Elsevier.
- [34] : ASNT (2019), Magnetic Flux Leakage Testing, American society for noudestructive testing.
- [35] : Document manuels d'équipements d'ultasons de fabricant, GE Inspection Technologie.
- [36] : MFL Manual scanning system MFL- 4016-Eddysum.
- [37] : Echangeur de chaleur technologie, calcul, desing.



# **Annexe**



**Annexe B** : Abaque déterminant la viscosité du brut en fonction de la température à différent degré API°



Annexe A: Le prix d'un échangeur en fonction de sa surface d'échange