



## Mémoire du Projet de fin d'étude

2<sup>ème</sup> Année Master



Département : Génie des Procédés  
Spécialité : Génie Chimique



741

*Présenté par :*

ABDELALI DEHIRI  
HAMZA BOUHALI

---

AMÉLIORATION DE LA QUALITÉ DU PÉTROLE AU SIEN  
DU SERVICE TRAITEMENT DU COMPLEXE INDUSTRIEL  
SUD (CIS) DE HASSI MESSAOUD

---

Sous la Direction de :

Mr : FRIOUI SALEH

Juin 2011

Mémoire du Projet de fin d'étude  
2<sup>ème</sup> Année Master



Département : Génie des Procédés  
Spécialité : Génie Chimique



*Présenté par :*

ABDELALI DEHIRI  
HAMZA BOUHALI

---

AMÉLIORATION DE LA QUALITÉ DU PÉTROLE AU SIEN  
DU SERVICE TRAITEMENT DU COMPLEXE INDUSTRIEL  
SUD (CIS) DE HASSI MESSAOUD

---

Sous la Direction de :

Mr : FRIOUI SALEH

Juin 2011

## ***Remerciements***

*Tout d'abord nous remercions le bon Dieu pour la foie et le courage qui nous a donné.*

*Nous remercions également Mr FRIOUI et le respectue Mr OUELD EDDIEF, les membres des jurys pour leur accueil, disponibilité et leur assistance durant tout nos étude et notre stage. Par ailleurs, nous remercions tout le personnel du Centre Industriel Sud, que se soit les opérateurs, les ingénieurs, et plus précisément Messieurs , Mem SEDAOU, Mr BELAICHE, Mr MERIBAY, Mr MECHENENE, Mr DAODI , Mr FROUI, pour leur encadrement et observations, qui nous ont été d'un grand apport pour l'aboutissement de ce travail*

*Le personnel de la base de vie 24 fevrier, le personnel du service formation, surtout Mr OUNIS pour leurs grand appuis tous au long du stage*

*A tout les enseignants de l'université de GUELMA et les enseignants du département des genie des procédés*

*Mes colegs de classe et mon cher copain*

*Mr ALI OUCHTATI*

### *Dédicace*

*Je dédié ma mémoire de fin d'étude à*

*Mes chers parents, ainsi que sont altésse*

*Mem YASMINA LAHIOUEL*

*Sons oublié Mes fraires, tout la famille et*

*Mr LYES HACHEMI*

*pour leur soutien, amour et leur compréhension qui  
mon guidé en permanence.*

*A tous nos amis et tout ceux qui nous ont encouragé  
durant mon stage pratique.*

*Mr ABDELALI DEHIRI*



# DEDICACE



*J'ai le grand honneur de dédier ce travail :*

- ❖ *A ma très chère mère.*
- ❖ *A mon très cher père.*
- ❖ *A mon grand père et ma grande mère.*
- ❖ *A mes frères : Raouf, Rodouane, Soufyane, Rabei .*
- ❖ *A mes sœurs : Lynda, Nawel*
- ❖ *A la petite pouponne Sidratou el montaha.*
- ❖ *A mes cousins et toute ma famille.*
- ❖ *A messieurs: BOUSRAGE Rodouane, DAOUDI*
- ❖ *A tous mes amis et mes collègues.*
- ❖ *A tous mes enseignants de l'université de Guelma.*
- ❖ *A la mémoire des victimes du 8 mai 1945 et martyrs de 54\*62.*
- ❖ *A la mémoire de mes anciens enseignants BEN SALEH CHaabene  
ET BEZAZI Abdelhak.*



*BOUHALI HAMZA*



# *Sommaire*

• INTRODUCTION.....	1
---------------------	---

## **Chapitre I : PARTIE THEORIQUE**

1. Généralités sur le brut .....	4
2. Généralités sur les procédés séparations.....	5
3. Equilibre liquide * vapeur .....	10
4. Calcul de flash.....	15
5. Déshydratation dessalage du brut.....	16
6. Introduction sur logiciel Hysys.....	21

## **Chapitre II : PARTIE TECHNOLOGIQUE**

1. Description et historique de l'unité traitement.....	24
2. Description unité de dessalage.....	32
3. Rôle des dégazeurs à l'entrée des dessalages.....	32

## **Chapitre III : PARTIE CALCUL**

1. Problématique.....	35
2. Calcul par logiciel Hysy.....	35
3. Comparée la TVR avant et après la liaison par le résultat de Hysys.....	39

## **Chapitre IV : PARTIE ECONOMIQUE**

Etude Techno-économique.....	41
------------------------------	----

<b>CONCLUSION .....</b>	<b>44</b>
-------------------------	-----------

Glossaire.....	45
----------------	----

Les indices.....	46
------------------	----

Annexe.....	48
-------------	----

## Sommaire des figures

Figure (1) : Séparation par équilibre de phase (Schéma de principe).....	7
Figure (2) : <i>Séparation par membranes</i> .....	8
Figure(3) : <i>Diagramme d'équilibre liquide-vapeur</i> .....	14
Figure (4) : <i>Emulsion huile dans eau Traitement des eaux de rejet</i> .....	18
figure(5) : <i>Emulsion eau dans huile Dessalage du brut</i> .....	18
Figure(6) : <i>Représentation d'une émulsion eau / huile gouttes d'eau entourées de stabilisants naturels</i> .....	18
Figure(7) : <i>(a) et (b) processus de séparation</i> .....	19-20
Figure(8) : Unité de dessalage.....	33
Figure (9) : <i>présentation d'interconnexion entre l'ancienne et la nouvelle unité de dessalage</i> .....	37
Figure (10) : <i>forme de simulation</i> .....	38

## Sommaire de tableau

Tableau (1): principe opération de séparation.....	9
Tableau (2): caractéristique des bacs de stockage.....	27
Tableau (3) : fractions molaire de la charge de pétrole .....	36
Tableau(4) : coût de main d'œuvre.....	41
Tableau(5) : coût de matériel.....	42

## INTRODUCTION

Le pétrole brut a pris une place considérable dans notre civilisation, non seulement parce qu'il est un potentiel d'énergie depuis plus de cinquante ans, mais aussi parce qu'il est la source de la dérivée indispensables à la vie quotidienne tels que les lubrifiants, les bitumes et les produits finis issus de la pétrochimie (résines, caoutchoucs synthétiques, matières plastiques, détergents, etc.).

Sa transformation qui a révolutionné l'industrie fait appel à des techniques de séparation et de conversion permettant de produire un éventail complet des produits commerciaux allant des gaz aux asphaltes.

L'ordonnancement logique des différentes opérations de traitement du brut constitue le schéma de fabrication dont l'élaboration nécessite la connaissance précise des éléments suivants :

- la composition des pétroles bruts et des produits finis.
- les propriétés physico-chimiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières.
- les techniques de séparation et de conversion.

Pour améliorer de la qualité du brut a but de le commercialiser et qui doit répondre aux normes et spécification suivant : a)- Densité ; b)- Tension de vapeur REID ; c).Distillation ASTM ;d)- Couleur ;e)- Point éclair ;f)- Point trouble - point d'écoulement ;g)- Viscosité ;h)- Teneur en cendre et résidu du carbone Conradson ;i)- Pénétration, point de ramollissement ;j)- Teneur en soufre ;k)- Indice d'octane ;l)- Indice de cétane.

Le pétrole extrait du gisement contient toujours du gaz, de l'eau et des sels qui peuvent provoquer des phénomènes nuisibles, avant d'être commercialisé, il faut qu'il réponde aux normes contractuelles de vente.

- BSW(basic sediment and water) < 0.5%
- Teneur en sels < 40 mg/litre
- Tension vapeur < 0.738 kg/m<sup>2</sup>
- Densité = 0.7949 à 0.8082

Pour cela, le pétrole brut doit être traité convenablement sur le champ de production par les procédés suivant séparation ; dessalage ; stabilisation.

## Introduction

---

Le problème de la tension de vapeur Reid (TVR) élevée du pétrole brut centre industriel sud(CIS) de Hassi Massoud, a attiré notre attention, Ce qui nous a poussé à se pencher sur ce problème, posé au CIS depuis 1976. Il présente un caractère stratégique pour le brut de Hassi Messaoud sud d'une part cette TVR élevée pendant la période hivernale affecte sérieusement la qualité du brut et porte atteinte à la sécurité des installations pétrolières en aval. Il est à noter que cette situation provoque des pertes importantes en matière des recettes pétrolières liées aux exigences des normes internationales de vente du pétrole qui fixent les valeurs de TVR de commercialisation du pétrole.

En effet, le schéma de stabilisation actuel permet uniquement d'avoir un brut à une TVR souvent supérieure à celle exigée par la norme notamment en période froide.

Le pétrole en provenance des puits via les tubes (manifolds) à différentes pressions est acheminé vers la séparation correspondante suivant des pressions différents à savoir : haute (28bars), moyenne (13 bars) et basse pression (4 bars) après son passage, le brut est enfin stabilisé dans une unité de stabilisation et ce après son dessalage.

# Chapitre I

## Partie théorique

## 1. GENERALITES SUR LE PETROLE BRUT :

Le pétrole vient du mot latin « Pétra Oleum » qui veut dire huile. C'est un liquide brun plus ou moins visqueux. Il est d'origine naturelle et peut être une roche carbonée ou une huile minérale. C'est un mélange complexe contient principalement des hydrocarbures et d'autres composés ou impuretés tels que le soufre et l'oxygène. Il est utilisé principalement comme source d'énergie.

Trois étapes essentielles pour la formation du pétrole brut :

- **Etape biologique :**

Formation du Kérogène qui est une bouille constituée de déchets d'animaux et de végétaux se trouvant dans une zone alluvionnaire.

- **Etape chimique(Diagénèse) :**

Accumulation du Kérogène pendant des milliers d'années dans des fleuves et se trouve en dessous des débits alluvionnaires sa pression et sa température augmentent au fur et à mesure que le Kérogène s'enfonce dans le sol.

A la fin de l'étape chimique le pétrole ainsi formé se trouve enfermé dans une roche, c'est la roche mère dans la mesure où le pétrole est terminé.

- **Etape physique (Migration) :**

Le pétrole et l'eau salée contenues dans la roche mère vont migrés jusqu'à la surface, on ne pourra le récupérer que s'il est piégé dans une roche imperméable.

- a- Forage ou on récupère le pétrole par différence de pression naturellement.
- b- Lorsque la pression du puits devient insuffisante on possède à l'injection du gaz avec une pression de 400 bars pour récupérer plus de pétrole.
- c- Injection d'eau : avec les trois étapes qui permettent de soutirer le pétrole on peut vider la roche entre 40% à 45% de son volume en brut.

Il est possible de classier le pétrole comme suit :

- **Classification industrielle**

Le pétrole est réparti dans la partie industrielle selon sa densité. On distingue : un pétrole léger, moyen et lourds déterminé par la mesure de la densité.  $d_4^{15} < 0.828$  : Pétrole léger ;  $0.828 < d_4^{15} < 0.884$  : Pétrole moyen ;  $d_4^{15} < 0.88$  : Pétrole lourd ;

$d_4^{15} > 1$  : Pétrole extra-lourds.

- **Classification chimique**

Cette classification divise le brut selon la prédominance de l'une des familles d'hydrocarbures. On trouve alors : Les paraffiniques,

, les naphthéniques, les aromatiques, Mixtes (paraffino-aromatique).

- **Classification suivant le facteur de caractérisation,  $K_{UOP}$  :**

La classification de caractérisation selon les paraffines :  $K_{UOP} \geq 11.6$  ;

les naphthéniques :  $11 \leq K_{UOP} \leq 11.5$  ; les aromatiques :  $K_{UOP} < 11$

Le champ de Hassi Messaoud est situé à 850 km au Sud-est d'Alger et s'étale sur une superficie de 2500 km<sup>2</sup>. Découvert en 1956, Hassi Messaoud fait partie des plus grands gisements de pétrole dans le monde.

Il est composé des champs de Hassi Messaoud, El Gassi, El Agreb, Mesdar, El Borma, Zotti, Rhourde Chegga et Hassi Guettar.

Le gisement de Hassi Messouad est l'un des plus grands gisements de l'Algérie avec une superficie est de 1600 Km<sup>2</sup> et une température du fond de l'ordre de 115°C.

## **2. GENERALITE SUR LES PROCEDES DE SEPARATION :**

De manière générale, un mélange peut être homogène lorsqu'il ne forme qu'une phase, ou hétérogène lorsqu'il comprend deux ou plusieurs phases.

La séparation d'un mélange hétérogène s'effectue dans un appareillage, généralement par décantation.

## Chapitre I : partie théorique

---

Le présent volume concerne essentiellement la séparation de mélanges hétérogènes, qui nécessite la mise en œuvre de procédés parfois complexes.

Ces procédés de séparation doivent mettre en œuvre une opération ou un ensemble d'opérations permettant de concentrer de manière sélective certains constituants dans une fraction donnée.

La sélectivité recherchée peut être d'origine thermodynamique ou cinétique. Cette dernière thermodynamique est celle qui est la plus fréquemment mise en jeu.

Pour illustrer le principe d'une telle opération, considérons le cas d'un mélange de deux constituants A et B. partant d'un mélange homogène des deux constituants A et B. on introduit dans le système une nouvelle phase. Cette nouvelle phase est obtenue. Soit par addition d'une phase sélective externe (solvant, adsorbant), soit par addition d'énergie (chauffage, réfrigération, compression, détente...).

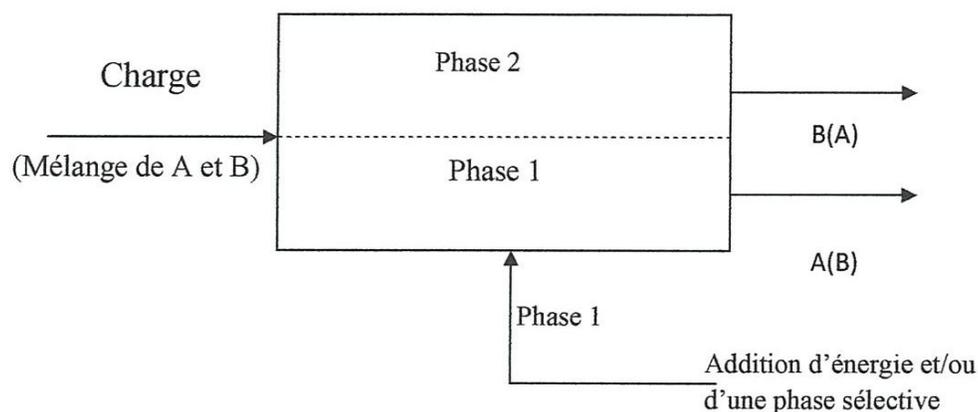
Le facteur de séparation peut être défini par la relation (King, 1980) :

$$\alpha_{AB} = \frac{x_{A1}/x_{B1}}{x_{A2}/x_{B2}} \quad (1)$$

En désignant par  $x_{A1}$ ,  $x_{B1}$ ,  $x_{A2}$ ,  $x_{B2}$ , les fractions molaires des constituants A et B respectivement dans les phases 1 et 2. En désignant par convention le constituant A comme étant celui qui se concentre dans la phase 1,  $\alpha_{AB}$  est supérieur à 1 et la séparation est d'autant plus complète que le facteur de séparation est élevé.

Si, dans l'étage de contact schématisé sur la figure, les deux phases sont fortement mélangées, on observe en général que le facteur de séparation  $\alpha_{AB}$  est inférieur à sa valeur à l'équilibre  $\alpha_{AB}$ .

Cette valeur limite est atteinte dans le cas d'un « étage théorique », mais, dans le cas d'un étage réel, la valeur de  $\alpha_{AB}$  dépend de la cinétique de transfert de matière et elle est d'autant plus faible que cette cinétique est lente.



**Figure (1) :** *Séparation par équilibre de phase (Schéma de principe)*

*Le composant minoritaire est entre parenthèse*

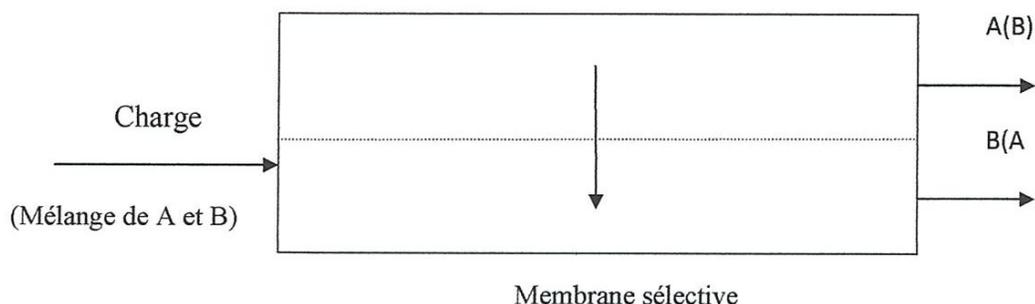
Les opérations de séparation basées sur une sélectivité d'équilibre peuvent être classées selon l'agent de séparation utilisé (matière ou énergie) ainsi que la nature des phases en présence :

- La distillation est l'opération de base la plus fréquemment employée. La charge est le plus souvent liquide, mais la distillation réfrigérée peut être également utilisée pour fractionner un mélange gazeux. La deuxième phase est générée en fond de colonne par chauffage (reflux vapeur) et en tête par refroidissement (reflux liquide). Les autres opérations, nécessairement plus complexes, ne sont en général utilisées que lorsque la différence de volatilité des constituants à séparer n'est pas suffisante.
- Par réfrigération, il est également possible dans certains cas de générer une phase solide, dans laquelle se trouve concentré un constituant ou une fraction à séparer. La principale application en raffinage des procédés de cristallisation concerne le déparaffinage.
- L'ajout d'un solvant permet de séparer des constituants de volatilité voisine, mais apparentant à des familles chimiques différentes. Ainsi, par exemple, l'extraction liquide-liquide permet de séparer les aromatiques des paraffines à

partir d'une charge liquide. Le même principe est mis en œuvre dans le cas d'une opération d'absorption par solvant qui s'applique à une charge gazeuse.

- La distillation extractive combine l'effet d'un changement de phase par apport d'énergie avec un apport de solvant, pour séparer un constituant à la fois en fonction de sa volatilité et de sa nature chimique.
- La mise en œuvre d'un adsorbant permet de réaliser des opérations de séparation difficiles : séparation d'isomère (araxylène/métaxylène, n-/isoparaffines), opérations de purification poussée. Selon les cas, la charge peut être gazeuse ou liquide.

La séparation peut être également basée sur une sélectivité cinétique, c'est-à-dire sur une différence de vitesse de migration des constituants en présence. Ce principe est mis en œuvre dans le cas d'une opération de séparation par membrane représentée schématiquement sur la figure (2) dans le cas d'un mélange binaire de deux constituants A et B.



**Figure (2) :** *Séparation par membranes .Schéma de principe.*

*Le composant minoritaire est entre parenthèse*

La séparation est basée sur la différence des vitesses de diffusion des constituants A et B à travers la membrane sélective. De ce fait, en supposant que le transfert du constituant B à travers la membrane sélective est plus rapide, le mélange qui traverse la membrane est enrichie en constituant B, tandis que le mélange résiduel est enrichi en constituant A.

## Chapitre I : partie théorique

---

La séparation par membrane n'implique pas un changement de phase et les deux phases en présence peuvent être soit gazeuses (perméation gazeuse) soit liquides (ultrafiltration, osmose inverse). Toute, un changement de phase associé au transfert sélectif à travers une membrane peut dans certains cas favoriser la séparation (cas de la pervaporation). Les différents cas de figure, correspondant aux principales opérations de séparation utilisées, sont résumés sur le tableau suivant

	Agent de séparation	Nature des phases	Opération
<b>Sélectivité d'équilibre</b>	<b>Energie</b>	L/V	<b>Distillation cristallisation</b>
		L/S	
	<b>Solvant</b>	G/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Absorption</li> <li>- Extraction</li> <li>- Liquide-liquide</li> </ul>
		L/L	
	<b>Eluant</b>	L/V ou L/G	stripping
<b>Energie + solvant</b>	L/V	Distillation extractive	
<b>Adsorbant</b>	L/S ou G/S	Adsorption	
<b>Sélectivité cinétique</b>	<b>membrane</b>	G/G	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Perméation gazeuse</li> <li>- Ultrafiltration/osmose inverse</li> <li>- pervaporation</li> </ul>
L/L			
L/V			

G : gaz

S : solution

L : liquide

**Tableau (1): principe opération de séparation**

Les autres procédés de séparation sont utilisés de manière beaucoup plus spécifique :

- La principale application de cristallisation concerne le déparaffinage des huiles. Dans le domaine de la production des bases pétrochimiques, la cristallisation est encore utilisée pour la production de paraxylène, mais la séparation par adsorption sélective joue un rôle de plus en plus prédominant.
- L'absorption gaz – liquide concerne le traitement des gaz de raffinerie, principalement pour l'élimination des gaz acides.
- L'extraction liquide – liquide est surtout utilisée pour séparer des fractions aromatiques. Elle est notamment utilisée pour le traitement des huiles ainsi que l'extraction d'aromatiques devant servir de bases pétrochimiques (benzène, toluène et xylènes).
- Les séparations par membranes ne sont pas utilisées jusqu'à présent à grande échelle dans le raffinage mais pourraient jouer un rôle croissant dans l'avenir.

### 3. EQUILIBRE LIQUIDE – VAPEUR :

#### a. Conditions thermodynamiques de l'équilibre

Les conditions nécessaires d'équilibre liquide-vapeur pour un mélange de  $n$  composants, qu'il soit idéal ou non, sont :

$$\left\{ \begin{array}{l} T^l = T^{vap} \\ P^l = P^{vap} \\ \mu_i^l = \mu_i^{vap} \text{ (avec } 1 \leq i \leq n) \end{array} \right. \quad (2)$$

La pression de la phase vapeur en équilibre avec une liquide donnée définit la tension de vapeur de cette dépend de la température et de la composition de la phase liquide, mais on ne peut représenter cette dépendance par une relation simple que dans le cas où la vapeur peut être assimilée à un gaz parfait. Si de plus la phase liquide est une solution idéale, on écrira que sa tension de vapeur varie linéairement avec les concentrations de chaque constituant :

$$\pi_{sol} = \sum \pi_i X_i \quad (3)$$

Selon qu'existe entre les constituants d'un mélange une affinité plus ou moins grande ou que, au contraire leurs différences de polarité entraîne une diminution des forces de cohésion, on observera des déviations négatives ou positives :

- Déviations négatives :  $\pi_{\text{sol}} < \sum \pi_i X_i$
- Déviations positives :  $\pi_{\text{sol}} > \sum \pi_i X_i$

Ces écarts à peuvent aller jusqu'à provoquer, dans le cas d'une solution binaire, par exemple, l'apparition d'un maximum ou d'un mélange azéotropique est inférieur à la température d'équilibre d'ébullition des deux constituants dans le cas de déviations positives, supérieur dans le cas de déviations négatives.

Enfin, les déviations aux lois de l'idéalité peuvent aller jusqu'à provoquer la séparation d'un mélange en deux phases liquides distinctes, après avoir établi les équations générales de l'équilibre liquide – vapeur, nous examinerons ces cas particuliers.

### **b. EQUATIONS GENERALES DE L'EQUILIBRE LIQUIDE – VAPEUR :**

Lorsqu'un constituant (i) se répartit entre deux ou plusieurs et phases et que l'équilibre est atteint, son potentiel chimique est le même dans chaque phase :

$$(\mu_i)_v = (\mu_i)_L \quad (3)$$

Ou :

$$(f_i)_v = (f_i)_L \quad (4)$$

Les fugacités en mélange dépendent en particulier des fugacités des corps purs à la température et à la pression du mélange :

- à l'état vapeur :  $(f_i^*)_v$
- à l'état liquide :  $(f_i^*)_L$

Auxquelles elles sont reliées par l'activité du constituant en solution :

$$(f_i)_V = (a_i)_V (f_i^*)_V = y_i (\gamma_i)_V (f_i^*)_V \quad (5)$$

$$(f_i)_L = (a_i)_L (f_i^*)_L = x_i (\gamma_i)_L (f_i^*)_L \quad (6)$$

A l'équilibre, on écrira donc :

$$y_i (\gamma_i)_V (f_i^*)_V = x_i (\gamma_i)_L (f_i^*)_L \quad (7)$$

On définira en particulier :

le coefficient d'équilibre : 
$$K_i = \frac{(a_i)_V}{(a_i)_L} = \frac{(f_i^*)_L}{(f_i^*)_V} \quad (8)$$

Ce coefficient ne dépend que des propriétés du constituant i :

Coefficient de distribution : 
$$K'_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{(f_i^*)_L (\gamma_i)_L}{(f_i^*)_V (\gamma_i)_V} \quad (9)$$

Coefficients d'équilibre et de distribution sont liés par l'égalité :

$$K'_i = K_i \frac{(\gamma_i)_L}{(\gamma_i)_V} \quad (10)$$

En particulier, pour un système liquide – vapeur idéal  $K_i' = K_i$  ; l'équilibre liquide – vapeur se déterminer donc à l'aide des relations suivantes :

$$K'_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (11) \quad \sum y_i = 1 \quad \text{et} \quad \sum x_i = 1$$

### c. CAS PARTICULIERS D'EQUILIBRE LIQUIDE-VAPEUR :

Pour une vapeur (V) considéré un gaz parfait et le liquide une solution idéale ; On peut alors remplacer les fugacités par les pressions et les activités par les concentrations :

$$K'_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{\pi_i}{p} \quad (12) \quad \text{et} \quad p = \sum x_i \pi_i \quad (13)$$

Tandis que lorsqu'on considère la vapeur comme un gaz parfait et le liquide comme une solution non idéale on peut écrire l'équation suivante :

$$K'_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{\pi_i}{p} (\gamma_i)_L \quad (14)$$

on voit que dans le cas d'un mélange binaire la détermination expérimentale d'un équilibre liquide – vapeur particulier ( $x_1, y_1, x_2, y_2, T$  et  $P$ ) permet le calcul des coefficients des équilibre d'activité de la phase liquide considérée :

$$\gamma_1 = \frac{PY_1}{\pi_1 X_1} \quad (15) \quad \text{et} \quad \gamma_2 = \frac{PY_2}{\pi_2 X_2} \quad (16)$$

Et que de là on peut calculer les coefficients des équations de Van Laar ou de Margules qui permettront la détermination de  $\gamma_1$  et  $\gamma_2$  pour toute autre concentration. Il est cependant bon de vérifier que plusieurs mesures indépendantes conduisent au même résultat.

La détermination des températures d'ébullition de divers mélanges de composition connue permet également la détermination de  $A_{1-2}, A_{2-1}$  on évite ainsi l'analyse plus délicate de vapeur. En effet, on sait que :

$A_{1-2}$  = limite de  $(\log \gamma_1)$  lorsque  $x \longrightarrow 0$

Si  $x_1 \longrightarrow 0, x_2 \longrightarrow 1$  et

Donc :

$$PY_2 = \pi_2 X_2 \quad (17)$$

Et :

$$\gamma_1 = \frac{P - PY_2}{\pi_1 X_2} = \frac{P - \pi_2 X_2}{\pi_1 X_1} \quad (18)$$

On tracera donc la variation de :

$$\frac{P - \pi_2 X_2}{\pi_1 X_1} = \gamma_1 \quad \text{apparent} \quad (19)$$

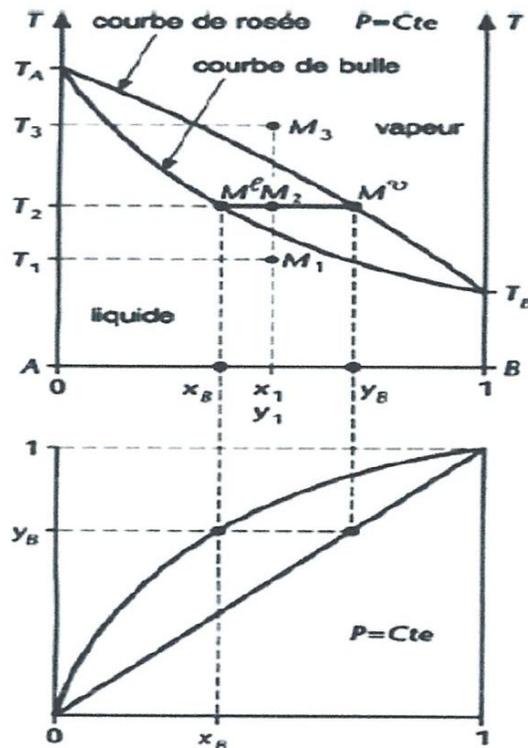
Et de : 
$$\frac{P - \pi_1 X_1}{\pi_2 X_2} = \gamma_2 \quad \text{apparent} \quad (20)$$

En fonction de la composition et, extrapolation, on déterminera  $A_{1-2}$  et  $A_{2-1}$ . On contrôlera l'exactitude de l'extrapolation en calculant  $\gamma_1$  et  $\gamma_2$  par les équations de Van Laar ainsi déterminées et en cherchant à vérifier l'égalité :

$$P = \gamma_1 \pi_1 X_1 + \gamma_2 \pi_2 X_2 \quad (21)$$

Ces exemples montrent comment certaines données fragmentaires de l'équilibre liquide – vapeur d'un mélange binaire permettent la détermination complète de cet équilibre.

Ces méthodes ont été appliquées en particulier aux mélanges azéotropiques.



Figure(3) : *Diagramme d'équilibre liquide-vapeur*

#### 4. CALCUL DE FLASH :

Une des données de base, pour le calcul de dimensionnement des séparations est sans doute la connaissance des phases en équilibre liquide-vapeur, lors d'une condensation

partielle d'une vapeur ou une vaporisation partielle d'un liquide, cette dernière peut être déterminée à partir des calculs de flash.

Les calculs de flash peuvent être classés en trois types selon :

- -calcul de flash à température à pression constantes.
- -calcul de flash à température à taux de vaporisation constante.
- -calcul de flash à pression à taux de vaporisation constante.

Étant donné que la séparation est réalisée à une température et une pression constante, on peut écrire l'équation de flash comme suit :

$$Z_i = F_i/F \quad (22)$$

$$Y_i = \frac{V_i}{V} \quad (23)$$

$$X_i = L_i/L \quad (24)$$

$$\tau = V/F \quad (25)$$

Bilan global:

$$F = V + L \quad (26)$$

Bilan partiel : pour un  $i$  composant :

$$F_i = V_i + L_i \quad (27) \quad ; \quad F Z_i = V Y_i + L X_i \quad (28)$$

Composition des phases. :  $X_i$  et  $Y_i$ .

Taux de vaporisation :  $\tau$

Température :  $T$

Pression :  $P$

Composition globale :  $Z_i$

$F$  : Nombre de moles total de mélange.

$F_i$  : Nombre de mole de constituants de mélange.

$V$  : nombre de mole total en phase vapeur.

$V_i$  : nombre de mole du constituant  $i$  dans la phase vapeur.

$L$  : Nombre de mole total en phase liquide.

$L_i$  : Nombre de mole du constituons dans la phase liquide.

$K_i$  : constant d'équilibre du constituant  $i$ .

### 5. DESHYDRATATION DESSALAGE DU BRUT :

#### a- Généralité sur les bruts sales :

Dans les bruts salés, les sels pris en considération sont essentiellement des chlorures repartis approximation ment come suit :  $MgCl_2$ (20%),  $CaCl_2$  (10%),  $NaCl$ (70%). La salinité d'un brut implique une venue d'eau, visible ou non en surface. La venue d'eau est un phénomène irréversible qui peut évoluer très rapidement. Il est donc nécessaire de prévoir les installations de traitement dès le départ. Ceci est encore plus vrai en mer, ou la place est restreinte et où les installations sont chères et difficiles à modifier.

Les chlorures étant pratiquement insolubles dans l'huile, un effluent est salé parce qu'il est produit soit accompagné d'eau libre salée, soit émulsionné avec de l'eau salée, ou parce que ? L'eau s'étant vaporisée en cours de transfert, elle a abandonné des micro-cristaux de sels qui sont restés en suspension dans l'huile.

Le dessalage consiste dans le premier cas à éliminer au maximum la phase aqueuse par un traitement convenable et, dans le second cas, à dissoudre les cristaux de sels dans une eau d'apport puis à séparer cette eau.

La mise en œuvre d'énergie électrique supprime ou tout au moins réduit considérablement les frais de chauffage et de traitement chimique. Ces frais d'investissement sont au départ plus élevés, mais ils sont compensés par un certain nombre d'avantages tels que :

1. Traitement chimique supprimé ou tout au moins réduit
2. Economie de chauffage (le chauffage peut être inexistant ou plus faible que sur un traiteur conventionnel. Il peut être assuré par résistance électrique ou par de glycol, sur des échappements de moteurs à combustion interne, etc.).
3. Valorisation du brut (conséquence du moindre chauffage)
4. Propreté de l'eau décantée qui n'a pas à être épurée avant rejet

### **b- Objectifs du Dessalage :**

Les raisons majeurs qui déterminent le dessalage sont de l'ordre de trois :

1. Dans certaines conditions, les sels cristallisent en plaques dans les tubes, dans les conduites et dans les installations de traitement. Ces dépôts diminuent considérablement le taux de la production.
2. La présence de sels favorise les corrosions électriques et chimiques.
3. selon contrat avec les raffineurs, les exploitants sont tenus de livrer des bruts de salinité inférieure à 60mg de chlorures par litre.

Donc l'objectif sera de :

- Eliminer l'eau «dehydration » ; Le sel « dessalage » pour :
  1. Satisfaire aux spécifications commerciales qui sont BSW (basic sediment and water) < 1% et salinité < 60 mg
  2. Limiter le transport de l'eau dans les pipes (pertes de charge, corrosion).donc l'objectif sera d'éliminer l'eau et les sels

### **c- L'Emulsion :**

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'épaisseur de la couche d'émulsion peut varier de quelques centimètres à près d'un mètre. Une épaisse couche d'émulsion peut provoquer un mauvais fonctionnement dans le procédé de dessalage électrostatique, comme une surcharge de la charge électrique, des données erratiques de courant et une eau d'effluent huileuse. Cette couche doit être minimisée ou contrôlée.

Un agent desémulsifiant peut être utilisé pour briser la couche d'émulsion ou pour prévenir l'épaississement de la couche. Dans les cas extrêmes, toute l'eau et la couche d'émulsion doivent être vidangées du dessaleur et établir un nouveau niveau d'eau.

#### **1. Emulsions eau / brut :**

On distingue des eaux, d'origines diverses : Eau de gisement : 170 g/l de sel ; Eau d'injection : 35 g/l de sel ; Eau de lavage : 35 g/l de sel.

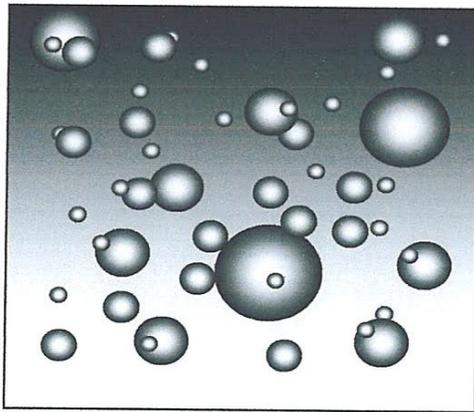
Mélanges eau-brut se fait suivant les proportions eau / brut et le degré d'agitation ; par conséquent on obtient une dispersion (instable, eau libre) et une émulsion (stable) eau dans huile ou huile dans eau.

## 2. Propriété des émulsions :

### a. Stabilité :

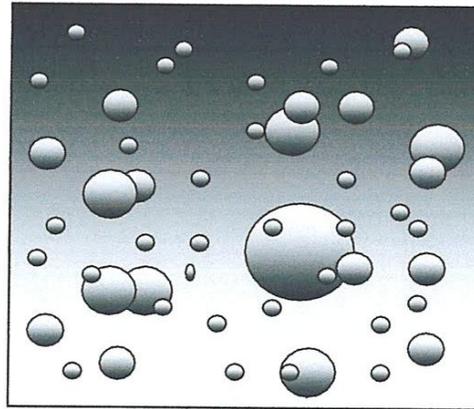
Caractérisée par le temps nécessaire à la séparation des phases et dépend des interactions eau/brut ainsi que des paramètres physiques (température, agitation).

Il est à noter des cas des émulsions stables: présence de molécules tensioactives naturelles autour des gouttes d'eau connue paraffines ; asphaltènes ; silts argileux



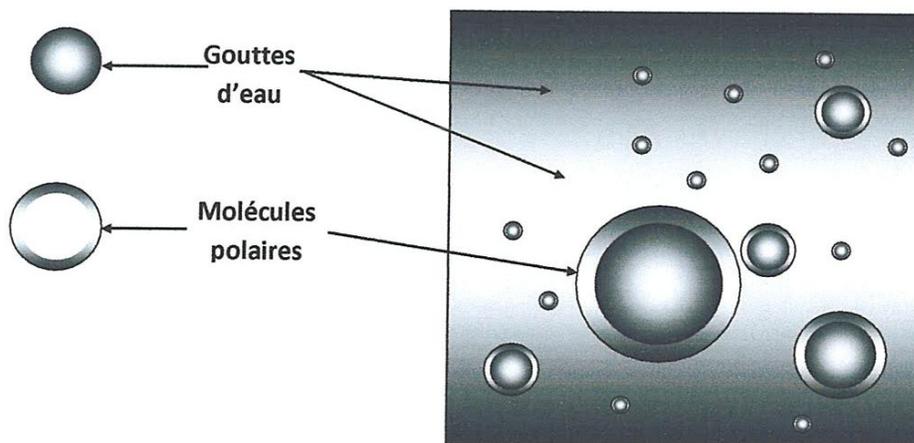
**Figure (4) :** *Emulsion huile dans eau*

*Traitement des eaux de rejet.*



**figure(5) :** *Emulsion eau dans huile*

*Dessalage du brut*

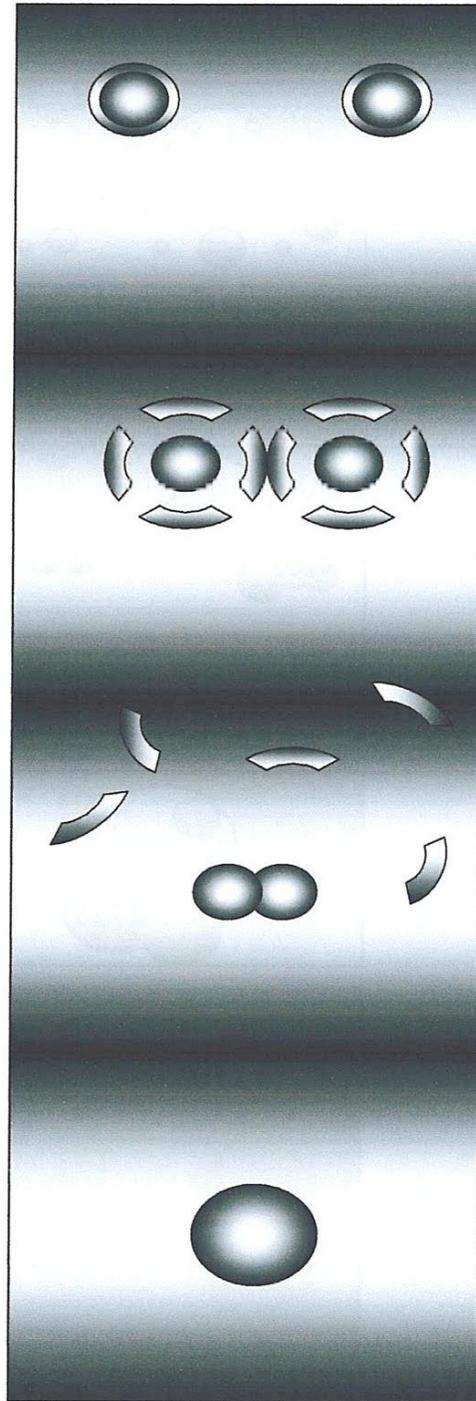


**Figure(6) :** *Représentation d'une émulsion eau / huile gouttes d'eau entourées de stabilisants naturels.*

### b. principe

Deux forces s'opposent: les tensions inter faciales des deux liquides qui tendent à faire s'homogénéiser chaque phase, et, la résistance du film inter facial qui s'oppose à cette fusion dans la phase dispersée. Donc pour réduire, on doit briser les films inter faciaux par une action chimique ou électrique. Comme conséquence, les gouttes dispersées peuvent être fusionnées on dispose pour cela de moyens chimiques, électriques et mécaniques.

Une fois que les gouttes d'eau se sont rapprochées, et fusionnées la séparation par gravité se fait maintenant selon le processus suivant floculation coalescence et en fin décantation.



**Figure (a)**

# Chapitre II

## Partie technologie

## 1-DESCRIPTION DE L'UNITE DE TRAITEMENT DU BRUT :

### I. partie du pétrole brut :

Ce traitement se fait par séparation ou le brut provenant des puits direct et des séparateurs sur champ subiront dans ces unités un dégazage et une déshydratation. Il s'agit des niveaux de séparation suivants :

#### A. séparation ligne directe haute pression (LDHP 2):

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, les niveaux d'huile et d'eau dans les séparateurs sont maintenus par des vannes régulatrices de niveau se trouvant sur leurs lignes de sortie, la pression de gaz dans chaque séparateur est maintenue par des vannes régulatrices de pression se trouvant sur la ligne sortie gaz.

#### B. unité de séparation ligne direct haut pression (LDHP1):

L'unité de séparation LDHP1 est composée d'une série de douze (08) séparateurs.

- série A et C (FA1101 A.B.C.D et FA1103 A.B.C.D) :

C'est une séparation haute pression (28 bars), chacun de ces séparateurs a une capacité de traitement en huile de 2 800 m<sup>3</sup>/j et de gaz 500 000 Sm<sup>3</sup>/j.

Le brut arrivant du manifold ou des puits directement passe dans les 08 séparateurs à deux séries A&C. La pression au niveau de ces séparateurs est régulée par la vanne automatique PICV 401. Le gaz produit est envoyé au manifold général de gaz 28 bars, l'huile passe à l'unité de dessalage tandis que l'eau est évacuée vers puisard puis vers le bassin API.

Dans le cas d'une augmentation de pression dans les séparateurs ou bien en cas de problème au niveau de la vanne PICV 401, le gaz est envoyé vers la torche Nord ou Sud.

#### C. Unité de séparation ligne direct basse pression (LDBP) :

- serie B ( FA1102 A.B.C.D ):

La série B ou séparation LDBP est composée de quatre séparateurs qui travaillent sous une pression de 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 le dessaleur N°1 pour éliminer les sels ou directement vers 2° étage de séparation par les vannes régulatrices de niveau d'huile.

### **D. unité de séparation 2° étage :**

Le 2° 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. Ils sont alimentés par l'unité de dessalage, le brut des satellites, les condensats des stations de compression et les condensats C5 et plus de l'unité de fraction condensat (U.F.C). Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 2 724 m<sup>3</sup>/j d'huile et de 75 600 sm<sup>3</sup>/j de gaz.

Le gaz sortant des séparateurs est dirigé vers les unités de compression 2° étage ou 2° étage bis, alors que le brut est acheminé vers les séparateurs base pression (BP) du 3° étage par les lignes « L<sub>1</sub> jusqu'à la ligne L<sub>7</sub> ».

### **E. unité de séparation 3° étage :**

La séparation 3° étage s'effectue au niveau de cinq (05) séparateurs verticaux (FB 1103 A.B.C.D.E) travaillant à une pression de 120 gr/cm<sup>2</sup>. Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 5 625 m<sup>3</sup> d'huile et 508 440 m<sup>3</sup> de gaz. L'huile issue de cette séparation est envoyé aux réservoirs de dégazage alors que le gaz alimente les unités de compression 3° étage ou 3° étage bis.

### **F. réservoirs dégazeurs :**

C'est dans les réservoirs de dégazage (RD) qu'on appelle aussi 4° étage où s'effectue la dernière étape de séparation ou dégazage. Ces réservoirs sont de types à toit fixe. Le gaz sortant de chaque RD est dirigé vers torche (faible quantité). L'huile est transférée vers les réservoirs de stockage (RS) par des pompes de transfert, l'eau purgée est envoyée vers le bassin American Petroleum Institute (API).

### **G. dessalage :**

Dans le but de réduire la salinité et autres impuretés (dissoutes ou en suspension) dans le brut, trois dessaleurs sont installés au traitement sud. Le dessaleur n°1 a une capacité de 10 000 m<sup>3</sup>/j et les dessaleurs n° 2 et 3 ont une capacité de 13 000 m<sup>3</sup>/j.

Avant l'entrée du brut au dessaleur on lui injecte un produit désémulsifiants par des pompes doseuses pour faciliter la coalescence des gouttelettes d'eau.

Les trois dessaleurs sont pourvus des électrodes (procédé HAWE-BAKER) alimentés en 20 Kvolt. L'eau salée ainsi récupérée est purgée vers le bassin API, et l'huile alimente le 2<sup>o</sup> étage de séparation, dont une partie sert comme charge à l'unité de stabilisation.

### **H. stabilisation :**

L'unité de stabilisation par distillation est constituée d'une colonne de stabilisation avec un système de reflux et de rebouillage. Cette unité est conçue pour traiter 10 000 m<sup>3</sup>/j de brut. (Ce brut est stabilisé avec des caractéristiques suivantes : TVR = 0,650 kg/cm<sup>2</sup> à 38°C,  $D_4^{15} = 0,7920$ ).

cette stabilisation du brut a pour but de baisser sa tension de vapeur (TVR) en éliminant les fractions les plus légères contenues à savoir les hydrocarbures légers C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub> et trace de C<sub>4</sub> et C<sub>5</sub>.

### **I. unité topping (RHM 1) :**

Le but de l'unité de topping est d'obtenir les carburants liquides par distillation atmosphérique tels que le butane, l'essence, le lampant et le gasoil. Cette unité est constituée principalement de :

#### **Vaporisateur :**

Le brut stabilisé une fois chauffé (four de chauffage) est introduit dans le vaporisateur où les produits légers sortant de ce dernier alimentent le fractionnateur. Au fond du vaporisateur on récupère les produits lourds : le résidu atmosphérique vers slop (mélangé avec le brut).

#### **Fractionnateur :**

Les produits légers subissent à leur tour un fractionnement dans la colonne et avec son système de rebouillage et de reflux on soutire les produits distillés tels que : Le naphta (envoyé vers slop), le lampant (mélangé avec le gasoil et stocké), Le gasoil vers stock.

- **Four de rebouillage gasoil :**

Pour maintenir une température de fond dans le fractionnateur.

- **Stripper lampant :**

Cette colonne est alimentée par le lampant soutiré du fractionnateur et qui a pour rôle de stabiliser le lampant (le rendre conforme au stockage et commercialisation) en éliminant ses fractions légères (par un système de rebouillage) qui sont renvoyées dans le fractionnateur.

### Débutaniseur :

Cette colonne est alimentée par les vapeurs de tête condensés (gasoline) du fractionnateur et par distillation on récupère au sommet du débutaniseur le butane et en bas l'essence.

Ces produits finis sont stockés dans des bacs de stockage à savoir :

Sphère à butane(FB201) ; Bacs d'essence (FB202 A/B/C) ; Bacs de lampant (FB203 et FB 204 A/B) ; Bacs de gas-oil (FB205 A) qui peuvent avoir des capacités comme suit :

bac	produit	Capacité (m <sup>3</sup> )	hauteur max(m)	hauteur min(m)	volume (m <sup>3</sup> /m)	hauteur réelle de la robe(m)
201	Butane	500	2 glaces	-----	-----	-----
202 A /B/C	Essence	1220	9.35	0.35	113	10.8
203	Lampant	45	8,3	0,35	50,2	99
204 A/B	Lampant	110	6.6	0,35	15,9	7,2
205 A/B	Gas-oil	1680	13,7	0,35	113	14,4

**Tableau (2): caractéristique des bacs de stockage**

### J. stockage et pomperie d'expédition :

Un parc de stockage constitué de cinq (05) réservoirs à toit flottant RS A/B/C/D & E d'une capacité de 15 000 m<sup>3</sup> chacun.

La pomperie d'expédition du brut est composée :

**Pomperie P1** : Elle se compose de :

- Trois (03) pompes de transfert GA1103A/B/S de capacité 1 350 m<sup>3</sup>/h chacune, leurs rôle est le transfert du brut dégazé des RD vers les RS à travers la conduite 30".
- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1101, leurs rôle est d'augmenter la pression d'aspiration des pompes d'expédition, elles aspirent des RS et refoulent vers l'aspiration des pompes d'expédition.

- Quatre (04) pompes d'expédition GA1102A/B/C/S de capacité 1 280 m<sup>3</sup>/h chacune, leurs rôle est l'expédition du brut des RS vers le terminal de stockage de Haoud–El-Hamra à une pression de 16 bars par la conduite 20''.
- Une (01) pompe de décantation GA1104 (qui peut servir comme pompe de transfert) son rôle est d'évacuer les eaux décantées des RD et RS vers bassin API.

**Pomperie P2** : Elle se compose de :

- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1150/S de capacité 1 090 m<sup>3</sup>/h chacune, une partie d'huile est envoyée vers la nouvelle raffinerie RHM 2 pour raffinage et l'autre partie est expédiée sur le 16'' vers HAOUD EL HAMRA (H.E.H).  
Deux (02) pompes GA1151A/B, qui sont utilisées pour augmenter le débit d'expédition sur le 16'' de HEH.

### **K. unité de fractionnement des condensats :**

L'unité de fractionnement de condensats a été conçue pour traiter une capacité de 2500 m<sup>3</sup>/j de condensats non stabilisés récupérés des divers points des unités du centre industriel à savoir : 2<sup>o</sup> étage de compression, 3<sup>o</sup> étage de compression et l'unité stabilisation.

Cette unité a pour objet de fractionner ces condensats dans différentes colonnes de fractionnement DA 2201, DA 2202 et DA 2203 dans le but de récupérer le GPL « C3-C4 » qui est envoyés vers les bacs de stockage au niveau de l'unité GP L1 et le gaz pauvre en GPL (sommet de colonnes) est envoyé vers les unités de compression LDBP 1 / 2 & 3 ou vers l'unité GPL 1.

Pour ce qui est des condensats stabilisés C5+, ils sont recyclés dans le brut au niveau du 2<sup>o</sup> étage séparation.

### **L. unité de traitement des eaux huileuses :**

Le Service traitement sud possède un bassin déshuileur de type API Fonctionne depuis 1978. Il a pour rôle la récupération des huiles des eaux huileuses issues des purges des différentes unités. L'huile récupérée dans le bassin est dirigée vers le stockage tandis que l'eau est envoyée directement vers le bourbier.

Un nouveau bassin API a été mis en service en 2001 pour :

- La collecte des eaux huileuses sur les différents sites (les champs satellites et des différentes unités du centre industriel sud) pour une capacité de traitement de 8500 m<sup>3</sup>/j.

- Le traitement physico-chimique des eaux huileuses et récupération d'huile afin de préserver la nature et aussi de réduire la consommation de l'eau de la nappe Albienne par l'injection de l'eau récupérée après traitement. Cette eau traitée sera envoyée à la station d'injection d'eau E<sub>2</sub>A pour être réinjecter dans le gisement.

### **M. Réseau torche :**

On distingue deux torches :

#### **1. Torche nord : composée**

- Les séparateurs 1<sup>ère</sup> étage ancienne LDHP envoient le gaz excédentaire aux deux torches IIP (CB 1101 A & B) par la ligne 16''.
- Les séparateurs 2<sup>ème</sup> étage MP sont reliés aux torches HP par une ligne 16''.
- Les séparateurs 3<sup>ème</sup> étage BP envoient leur gaz dans un collecteur 30'' vers les deux torches basse pression (CB 1102 A & B).
- L'écrtage des séparateur BP se fait par la 42'' vers torche F via ballon de torche FA 2210.
- Les sorties gaz des réservoirs dégazeurs se jettent dans un collecteur 16'' vers la torche E basse pression.
- Quatre (04) ballons de récupération des condensats par les quatre (04) pompes d'évacuation condensats 111 vers les réservoirs dégazeurs RD.
- Chaque torche possède un système d'allumage avec trois (03) pilotes alimentés depuis la station gaz instrument de plus chaque torche possède une garde d'eau pour éviter l'entrée de l'air à l'arrêt des torches

#### **2. Torche Sud: comporte**

- L'écrtage des séparateurs nouveaux LDHP se fait par la ligne 34'' vers torche
- La décompression rapide des unités de compression 2<sup>o</sup>/3<sup>o</sup> étage, 2<sup>o</sup>/3<sup>o</sup> étage bis et LDBP 3 se fait par la ligne 24'' vers torche sud.
- L'écrtage de l'unité de compression LDBP 2 (gaz champ satellite et gaz local) se fait par la ligne 16'' vers torche sud.
- L'écrtage de l'unité de compression LDBP 3 (gaz champ satellite) se fait par la ligne 36'' vers torche CB 1335 sud.

6. Une unité de séchage à adsorption avec et sans chaleur.
7. Un groupe électrogène alimentant l'unité déshuilage en cas d'absence 380 V et assure l'éclairage de secours.

Deux ballons de stockage (autonomie) air instrument.

### **2. DESCRIPTION UNITE DE DESSALAGE :**

L'unité de dessalage du centre de traitement sud est composée de six dessaleurs électrostatiques (trois anciens et trois nouveaux). Le brut s'écoule grâce à sa propre énergie et entre dans le réservoir de dessalage, après avoir être mélangé avec l'eau de lavage.

Un produit désemulsifiant est injecté dans le brut à dessaler par une pompe doseuse. Le mélange brut-eau-désemulsifiant passe à travers une vanne de mélange, qui sert à établir un parfait contact entre les trois produits afin d'obtenir le dessalage le plus efficace.

Un séparateur de gaz monté au-dessus du réservoir de dessalage sépare le liquide de la vapeur et maintient une hauteur statique de liquide au-dessus du dessaleur.

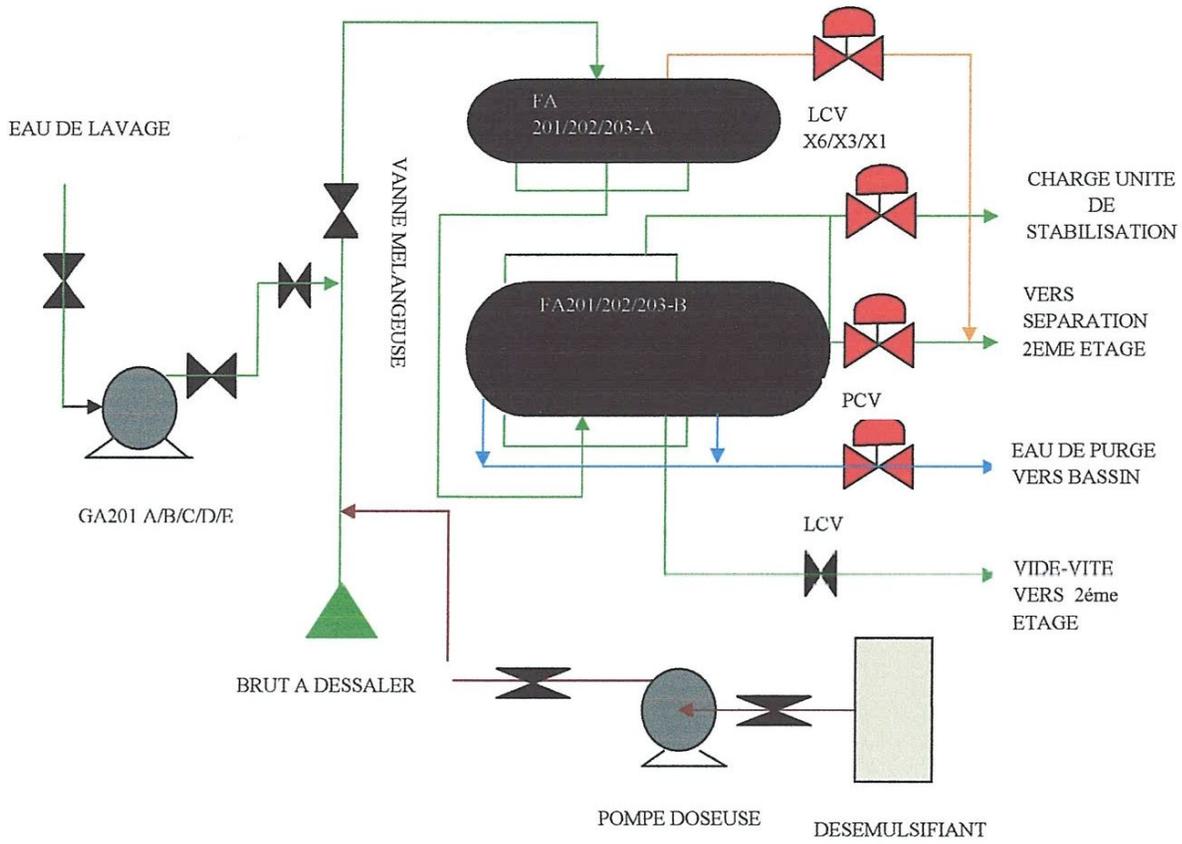
Le gaz séparé au niveau de séparateur est réintroduit dans le brut dessalé dirigé vers le deuxième étage de séparation et le liquide s'écoule du séparateur à travers le réservoir de dessalage.

Dans le dessaleur, le mélange passe à travers les canneaux distributeurs pour entrer dans le champ électrique de haute tension qui entoure les électrodes. Les sels solubles sont continuellement évacués dans l'eau de purge qui sort du fond du dessaleur. Après avoir passé par les électrodes, le brut réservoir de dessalage pour subir d'autres traitements ultérieurs.

### **3. ROLE DES DEGAZEURS A L'ENTREE L'UNITE DE DESSALAGE :**

Le dégazage est une opération courante consistant à ventiler les citernes d'un pétrolier pour éliminer les gaz qu'elles contiennent et éviter le risque explosif.

Le rôle de dégazeur à l'entrée l'unité de dessalage est éliminée le maximum des gaz pour évite le risque explosif et l'arrête automatique de dessaleur (système sécurisée).



Figure(8) : Unité de dessalage

# Chapitre III

## Partie calcule

### 1. PROBLEMATIQUE :

Le GOR (Gaz oil ratio) a la base de dimensionnement de CIS(175). Actuellement la densité du pétrole a nettement diminuée et la valeur du GOR avoisine les 1000 avec une présence importante de la qualité de gaz dissout dans le brut. Ceci rend difficile la stabilisation du brut au niveau de l'unité CIS qui présente des anomalies de fonctionnement, ceci empêche de travailler à des températures élevées pour séparer les hydrocarbures légers.

Malheureusement le brut à la sortie de la stable a une TVR élevée supérieur à la norme qui affecte la qualité du brut. Depuis peu de temps, les responsables du CIS se sont penchés sur ce problème et préconiser les solutions nécessaires pour avoir une qualité meilleure. Ce qui nous a ramené à réfléchir pour trouver une éventuelle solution pratique afin d'atténuer cette tension de vapeur (TVR).

L'idée est basée essentiellement sur la diminution des légers en amont de la colonne stabilisation et le dégazeur de l'unité de dessalage (à froid) qui aura un impact direct sur la TVR en sortie de l'unité tout en gardant les mêmes paramètres de la stabilisation directe.

### 2. CALCUL PAR LE LOGICIEL HYSYS :

#### a. Données pour logiciel Hysys :

En fait un calcule optimal et une réduction de la tension de vapeur (TVR), on utilisé un logiciel tout puissant acheté récemment par l'entreprise. Ce logiciel s'appelle HYSYS. Aspen HYSYS est un outil de traitement de premier plan pour la modélisation de conception, d'optimisation, la planification d'entreprise, la gestion d'actifs, et suivi des performances pour le pétrole et la production de gaz, de traitement du gaz, du raffinage du pétrole, et les industries de séparation d'air. Pour calculs on a besoin de fournir les données suivantes.

Débit massique ( $Q_m$ ) : 2390.9976kgmole/h

Débit volumique ( $Q_v$ ) : 322.0356m<sup>3</sup>/h

Température de service (T) : 18.5C°

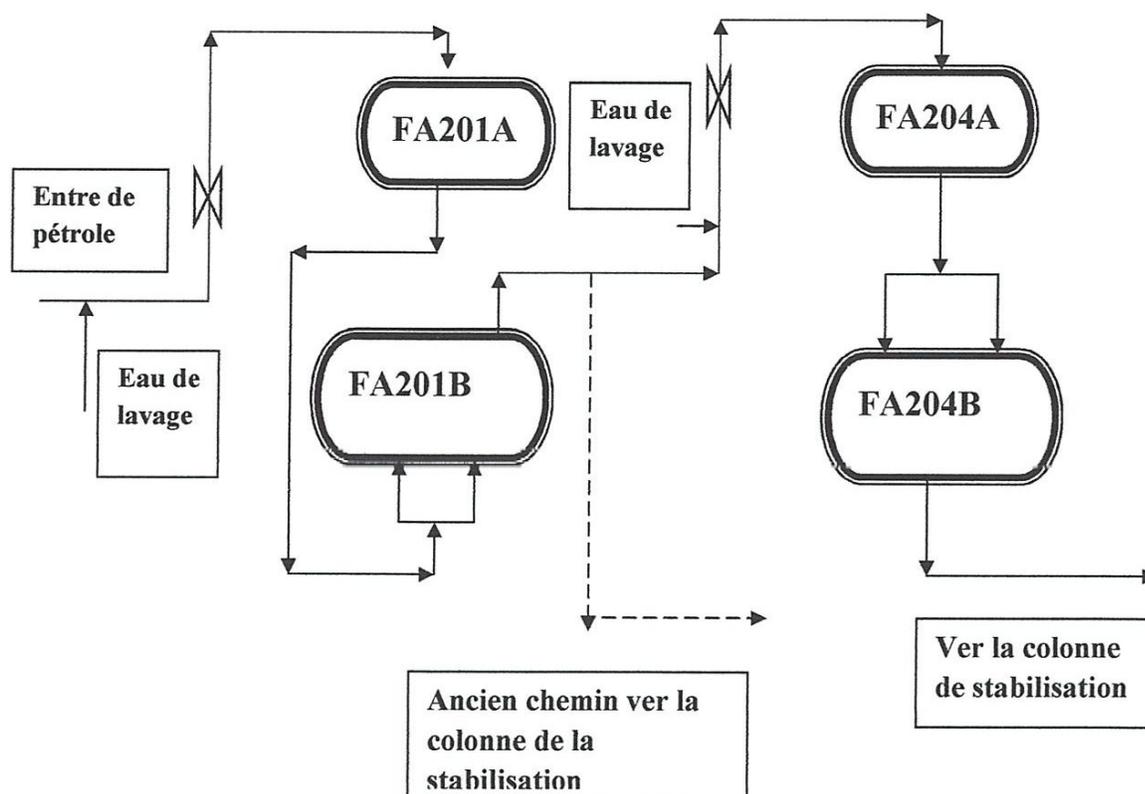
Pression (P) : 28 bar

Le dimensionnement de dégazeurs FA 201A et FA204A (voir annexe).

Fraction molaire de brut LDHP (la charge) :

COMPOSITION	FRACTION MOLAIRE
H <sub>2</sub> O	0
N <sub>2</sub>	0.0034
CO <sub>2</sub>	0.0053
Methane	0.1155
Ethane	0.943
Propane	0.0995
i-butane	0.0177
n-butane	0.0726
i-pentane	0.0264
n-pentane	0.0645
n-hexane	0.0724
n-heptane	0.0786
n-octane	0.0538
n-nonane	0.0537
n-decane	0.0478
n-C11	0.0369
n-C12	0.1577

**Tableau (3) : fractions molaire de la charge de pétrole**



⊗ : Vanne mélangeuse.

**Figure (9) : présentation d'interconnexion entre l'ancienne et la nouvelle unité de dessalage**

Figure (9) présente un schéma qui simplifier interconnexion entre l'ancien et la nouvelle unité des dessalages à savoir que l'unité de dessalage ancienne comporte dégazeur(FA201A), dessaleur (FA201B) et nouvelle unité de dessalage comporte dégazeur(FA204), dessaleur(FA204),ainsi une vanne mélangeuse à l'entre de chaque unité de dessalage.

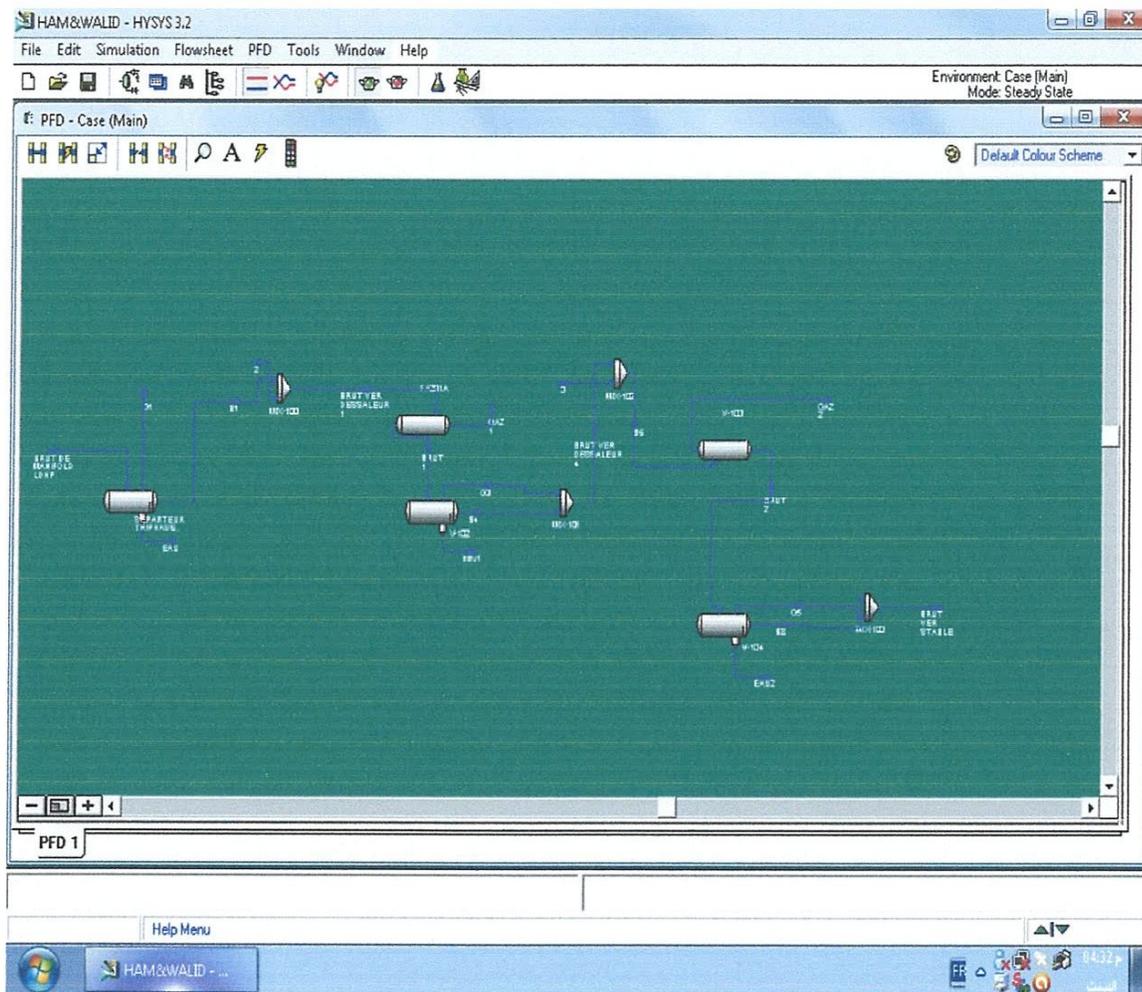


Figure (10) : forme de simulation

**b. résultats par hysys :**

- **Quantité des gaz récupérée par le dégazeur FA201A (unité ancienne de dessalage) :**

Après la simulation le logiciel Hysys donnez-nous le résultat suivant :

Débit molaire ( $Q_M$ ) (kgmole/h) : 56.90

Débit volumique ( $Q_V$ ) ( $m^3/h$ ) : 3.666

- **Amélioration de fonctionnement des dégazeurs :**

Pour améliorer l'efficacité de cette ancienne unité de dessalage il a été utile de faire une interconnexion entre l'ancienne unité de dessalage et la nouvelle unité (FA201etFA204).Cei permet entre autre diminuer la TVR et augmenter ainsi le dégazage.

- **Calcul des quantités de gaz à récupérer après la connexion de dégazeurs:**

D'après le logiciel hysys :

$$Q_{\text{gaz}}(\text{FA201A}) = 3.666 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{gaz}}(\text{FA204A}) = 3.427 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Quantités de gaz récupérai} = Q_{\text{gaz}}(\text{FA201A}) + Q_{\text{gaz}}(\text{FA204A})$$

$$\begin{aligned} \text{Quantité de gaz récupérai} &= 3.666 + 3.427 \\ &= 7.093 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

### **3. COMPARER LA TVR AVANT ET APRES LA LIAISON :**

La moyenne de TVR de période hivernale 2010\*2011 est  $0,989 \text{ kg/cm}^2$

Notre simulation donne TVR à  $0.517 \text{ kg/cm}^2$

Le rapport entre la TVR avant et après =  $\frac{0,989}{0.517} = 1.91$  donc la TVR diminue presque deux fois.

# Chapitre IV

## Partie économique

**ETUDE ECONOMIQUE DE L'INTERCONNEXION :**

La modification prévue dans ce contexte consiste essentiellement raccordement les unités de dessalage et les nouveaux par une conduite de 10" dans le but d'assurer un montage en série des deux unités.

Ce coût de modification comprend :

- le coût de main d'œuvre.
- coût de matériel.
- coût de matériaux.

**a. Le coût de main d'œuvre :**

Dessalage : Modification pour banalisation dessaleur						
QUALIFICATION	UNITE	PRIX (DA/H)	NOMBRE D'HEURE			TOTAL
			Fivrier	Mars	Avril	
ConducteurTravaux	Heure	829	52	0	0	43108
Ingénieur	Heure	955	0	0	52	49660
Chef d'équipe	Heure	744	68	16	160	181536
Soudeur Tuyautrie (électrode)	Heure	736	104	44	188	247296
Tuyauteur	Heure	702	112	60	220	275184
Meuleur	Heure	542	136	60	244	238480
Monteur	Heure	730	468	164	648	934400
Chaudronier	Heure	704	68	0	36	73216
Mancœuvre	Heure	546	0	0	0	0
Conducteur d'engins	Heure	649	0	0	0	0
Chauffeur TC	Heure	744	52	0	52	77376
Chauffeur PL	Heure	609	76	0	88	99876
Grutier	Heure	744	48	16	72	101184
Chauffeur VL	Heure	671	88	16	88	128832
Technicien superieur	Heure	766	0	0	0	0
						<b>2 450 148,00</b>

**Tableau(4) : coût de main d'œuvre**

Cette la modification de la banalisation du dessaleur se fait sur trois mois à savoir : février, mars, avril donc le nombre d'heure sera résumé par le prix par l'unité (heure) selon le tableau ci-dessus.

Coût de main d'œuvre :  $C_m = 2\,450\,148,00$  DA

**b. Coût matériel et matériaux :**

Tandis que le coût total du matériel utilisé pendant cette période est dans le tableau suivant :

MATERIELS	UNITE	PRIX (DA/jours)	NBRE DE JOURS			TOTAL
			Fivrier	Mars	Avril	
Véhicule tout terrain	JOUR	6 197,00	12	2	1	92955
Camion aminagé de 18 à 25 P	JOUR	5 949,00	7	0	7	83286
Camion plateaux 2,5 à 4 T	JOUR	3 036,00	1	0	5	18216
Grue sur pneus 20 à 25 T	JOUR	33 833,00	4	2	3	304497
Grue sur pneus 50 T	JOUR	72 995,00	2	0	7	656955
Tracteur agricole sur pneus	JOUR	5 825,00	9	0	7	93200
Remorque de 3T (Ben Badis)	JOUR	662,00	9	0	7	10592
Compresseur de 7 bars	JOUR	14 872,00	6	2	3	163592
Postes soudures autonome	JOUR	3 718,00	19	6	25	185900
Coupe tube à molette 2" à 12"	JOUR	1 363,00	7	2	3	16356
Scie pneumatique	JOUR	1 859,00	0	0	0	0
Poste semi-automatique	JOUR	3 297,00	0	0	0	0
Station de traitement thermique	JOUR	4 647,00	0	0	11	51117
Pompe d'épreuve de 250 bars	JOUR	4 957,00	0	0	0	0
Cintreuse pipe (6" à 20")	JOUR	1 589,00	0	0	0	0
						<b>1 676 666,00</b>

**Tableau(5) : coût de matériel**

Le coût de matériel et équipement utilisée est de  $C_{mat} = 1\,676\,666$  DA

Tandis que le cout de matériaux  $C_{tub} = 807542$  DA ; danc le coût totale de modification est  $C_{tot} = C_m + C_{mat} + C_{tub}$

$C_{tot} = 4934356$ DA
------------------------

**c. La valeur économique de cette modification :**

Afin d'apprécier, ce coût de modification, on doit prendre en considération l'effet d'une TVR sur la qualité du produit .En effet pour chaque dernière psi unité de TVR pound per square inch supplémentaire cette démonte le prix du baril à 0.001\$ pour cela, on doit étudier l'amortissement de cette modification par rapport à la différence entre l'ancien TVR qui est de l'ordre de  $TVR_{anc} = 0.989 \text{kg/cm}^2$  et la norme qui avoisine  $TVR_{nor} = 0.738 \text{kg/cm}^2$ .

La différence  $dif(TVR) = TVR_{anc} - TVR_{nor} = 0.989 - 0.738 = 0.251 \text{ kg/cm}^2$  cette différence est de  $0.251 \text{kg/cm}^2$  qui correspond 3.570059321psi.

On fait que la production journalière totale de brut (P) est de :  $P = 34000 \text{ m}^3$  qui correspond 213853.554 baril, par conséquent le gain sera de l'ordre  $C_{gain}$  :

$$C_{gain} = dif(TVR) \times P \times 0.001 = 3.57 \times 213853.554 \times 0.001$$

$$C_{gain} = 763,46 \$ /\text{jour qui correspond } 54892,77 \text{ DA/jour.}$$

Le temps de l'amortissement de l'investissement projet est l'ordre  $t_{amo}$

$t_{amo} = 4934356/54892.77$ , donc durée sera 90 jours soit trois (3) mois, on remarque que cette amortissement se fait sur une période de temps très courte et ce qui est très bénéfique à l'unité, ceci permettra sans doute à l'entreprise de se pencher sur d'autres projets innovants pour un avenir propice.

### Conclusion

Notre étude a porté sur les performances de l'unité dessalage. Ceci portera une nette amélioration à la qualité du pétrole d'une part et d'autre part réduire les pertes qui dues à la TVR élevées du pétrole (1/1000\$ par 1psi). Aussi ceci nous permet d'éviter les perturbations des unités en aval (colonne de stabilisation, topping...), causée par la présence des légères (gaz) et les eaux libres (le premier train retient des grandes quantités d'eaux libres) qui entraînent des bouchages fréquents des échangeurs les fuit de garniture mécanique.

D'une manière générale, ce travail nous a permis de nous imprégner des conditions de travail aussi difficiles qu'on ne peut l'imaginer ainsi que l'écart qui existe entre théorie et pratique. Ce stage nous a permis d'apprécier au mieux la grandeur des installations et leurs complexités et l'influence qu'elles présentent sur la chaîne de production.

Tout en restant dans le cadre de notre exposé, on peut constater la très grande variété des technologies mises en œuvre pour la modification prévue à cet effet. L'accent a été mis sur l'interconnexion entre l'ancienne unité (FA201) et la nouvelle (FA204). Cette alternative a été techniquement très appréciée quoique les résultats fournis par le logiciel Hysys sont très encourageants où la TVR a été nettement diminuée et par conséquent une bonne qualité du produit a été obtenue.

Et pour bien consolider cette étude technique, une étude économique a été entreprise concernant l'investissement de cette modification et les résultats trouvés ont été très encourageants. En effet, le calcul du temps de l'amortissement qui est presque deux années montre bien que cette opération d'investissement est très économique.

TVR : La tension de vapeur Reid est la pression partielle de la vapeur d'un corps présent également sous forme liquide ou solide en température 37.8C°

La densité : La densité ou *densité relative* d'un corps est le rapport de sa masse volumique à la masse volumique d'un corps pris comme référence. Le corps de référence est l'eau pure à 4 °C pour les liquides et les solides. Dans le cas de gaz ou de vapeur, le corps de référence gazeux est l'air, à la même température et sous la même pression. La densité est une grandeur sans dimension et sa valeur s'exprime sans unité de mesure.

Le point d'éclair : Le point d'éclair ou point d'inflammabilité<sup>1</sup> en anglais : *flash point* est donc défini comme la température la plus basse à laquelle un corps combustible émet suffisamment de vapeurs pour former, avec l'air ambiant, un mélange gazeux qui s'enflamme sous l'effet d'une source d'énergie calorifique telle qu'une flamme pilote, mais pas suffisamment pour que la combustion s'entretienne d'elle-même (pour ceci, il faut atteindre le point d'inflammation). Si l'inflammation ne nécessite pas de flamme pilote, on parle alors d'auto-inflammation.

Le point d'inflammabilité, autre nom du point éclair, est un concept pétrolier et les premiers appareils qui permettent de définir un point d'éclair ont été décrits dans des normes pétrolières. Il faut donc toujours préciser l'appareil qui a été utilisé quand on donne une valeur de point d'éclair. La valeur dépend non seulement de l'appareil mais également de la bonne vue de l'opérateur qui doit déceler le début d'inflammation.

Le point de trouble : Dans l'industrie pétrolière, le point de trouble d'une coupe ou d'un produit est la température à laquelle la coupe ou le produit présente des particules solides.

Le point d'écoulement : Dans l'industrie pétrolière, le point d'écoulement d'un produit est la température à laquelle le produit commence à s'écouler.

La viscosité: La viscosité (du latin *viscum*, gui) peut être définie comme la résistance à l'écoulement uniforme et sans turbulence se produisant dans la masse d'une matière. La viscosité dynamique correspond à la contrainte de cisaillement qui accompagne l'existence d'un gradient de vitesse d'écoulement dans la matière.

L'indice d'octane<sup>1</sup> mesure la résistance d'un carburant utilisé dans un moteur à allumage commandé à l'auto-allumage (allumage sans intervention de la bougie).

L'indice de cétane évalue la capacité d'un carburant à s'enflammer sur une échelle de 0 à 100. Il est particulièrement important pour les moteurs Diesel où le carburant doit s'auto-enflammer sous l'effet de la compression. Un carburant à haut indice de cétane est caractérisé par sa facilité à s'auto-allumer.

GOR : gaz oil ratio est le rapport entre le volume de gaz qui sort de la solution, le volume de pétrole dans des conditions normales.

Le temps de l'amortissement : c'est le temps nécessaire pour rembourser l'investissement.

## LES INDICES :

TVR : tension vapeur Reid.

CIS : complexe industriel sud.

$D_4^{15} = \frac{\text{poind d'un volume du prduit à } 15C^\circ}{\text{poind de même volume d'eau à } 4C^\circ}$ , masse volumiques.

$K_{UOP}$  : le facteur de caractérisation.

$A_B$  : Le facteur de séparation.

les fractions molaires :  $x_i, y_i$ .

G : gaz.

S : solution.

L : liquide.

$T^l$  : température de liquide.

$T^{vap}$  : température de vapeur.

$P^l$  : pression liquide.

$P^{vap}$  : pression de vapeur.

$\mu_i^l$  : potentiel chimique liquide.

$\mu_i^{vap}$  : potentiel chimique vapeur.

$\pi_{sol}$  : Tension de vapeur de solution.

$(f_i^*)_{V,L}$  : Les fugacités.

$(a_i)_{V,L}$  : Activité chimique liquide ou gaz.

$(\gamma_i)_{V,L}$  : Coefficient d'activité liquide ou gaz.

$K_i$  : le coefficient d'équilibre.

$K_i'$  : Coefficient de distribution.

$t_{amo}$  : Le temps de l'amortissement.

$C_{gain}$  : Le gain journalier.

dif(TVR) : la différence de TVR.

Ctot : le coût total de modification.

Ctub : le cout de matériaux.

## Indice

---

Cmat : Le coût de matériel.

Cm : Coût de main d'œuvre.

Sm : standard mètre.

Nm : normale mètre.

# Annexe

### HISTORIQUE :

L'unité traitement du brut (UTB) a été mise en service en 1957 après la découverte du premier puits de pétrole de Hassi Messaoud (MD01) en 1956. Elle comprenait :

- Un manifold de production
  - Une unité de séparation du brut à étages successifs
  - Une pomperie d'expédition du brut
  - Un réseau de torche
  - 1960 : Mise en service de la pomperie d'expédition du brut vers Touggourt (ligné 6")
  - 1961 : Réalisation de la première unité de stabilisation du brut de 10 000 m<sup>3</sup>/j, d'une Topping de 720 m<sup>3</sup>/j et d'une unité de dessalage de 10000 m<sup>3</sup>/j.
  - 1964 : Mise en service de la pomperie d'expédition du brut vers Haoud El Hamra 4x1350 m<sup>3</sup>/j et 4 bacs de stockage à toit flottants.
  - 1964 : Réalisation d'une deuxième unité de stabilisation du brut de 17 500 m<sup>3</sup>/j et de deux unités de dessalage de 25800 m<sup>3</sup>/j.
  - 1972 : Réalisation d'un bac de 15000 m<sup>3</sup>/j et une deuxième pomperie de brut de 18000 m<sup>3</sup>/j
  - 1974 : Réalisation d'une unité de compression des gaz de séparation moyenne pression LDBP (1,7 10<sup>6</sup> Nm<sup>3</sup>/J).
  - 1975 : Réalisation d'un 5<sup>ème</sup> séparateur BP d'un bassin déshuileur API1
  - 1978 : Transformation de la deuxième de stabilisation en une unité de fractionnement des condensats (UFC) en parallèle avec deux unités de compression des gaz de séparation basse pression 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> étage.
  - 1990 : Réalisation d'une nouvelle unité de compression de gaz LDBP2
  - 1990 : Réalisation d'une nouvelle unité de séparation du brut LDHP2
  - 2000 : Réalisation de 03 nouvelles unités de compression des gaz associés LDBP3, et nouveaux 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> étage.
  - 2001 : Réalisation d'un nouveau bassin déshuileur API2
  - 2006 : Réalisation d'un nouveau réseau de vide vite
  - Réalisation d'un nouveau réseau de vide vite (réalisé 2006)
  - Réalisation d'un nouveau réseau de torche côté sud en 2008
-

## Annexe

---

- Mise en place d'un ballon dégazeur à l'entrée des unités de traitement des eaux huileuses
- Réalisation d'un nouveau dessaleur FA 204, FA205 et FA206.2009/2010
- Réalisation d'une nouvelle unité de stabilisation de 3 trains de 100000 B/J chacun en 2010

D'autres projets sont en étude et verront le jour prochainement à savoir :

Une nouvelle pomperie d'expédition et 03 nouveaux bacs de stockage de 25000m<sup>3</sup> chacun.

---

### **UNITE DESSALAGE :**

#### **Enceint dessaleur :**

#### **Paramètre de premier dessaleur :**

#### **Dégazeur de dessaleur FA201A :**

Répare de l'appareil : gaz séparateur nature de fluide

Capacité de l'appareil : 7790 L

Pression d'étude en bar : 36.1bar

Pression Max en bar : 36.1 bar

Température d'étude C° : 260C°

Pression d'épreuve bar : 64.5 bar

#### **Dessaleur FA201B :**

Capacité de l'appareil : 74840L

Pression d'étude : 36.1bar

Température d'étude : 260C°

#### **Deuxième et troisième dessaleur :**

#### **Dégazeurs FA202A et FA203A :**

Répare de l'appareil : FA202A et FA203A

Nature de fluide : hydrocarbure

Capacité de l'appareille : 10500L

Pression d'étude en bar : 29.9 bar

Température d'étude : 90 C°

Pression d'épreuve : 44.8 bar

#### **Dessaleurs FA202B et FA203B :**

---

## Annexe

---

Capacité de l'appareil : 121000L

Pression d'étude : 26 bar

Pression d'épreuve : 44.4 bar

Température de calcul : 90.9C°

### Nouvelle dessaleur :

- **Dégazeur** : le dégazeur est séparateur à deux phases huile – gaz

#### Spécification de l'Equipement

- Reservoir : ID 1.524mm × L 4.877 S/S
- Calcul : 36 barg à 100 C°
- Code : ASME sect VIII, Div 1
- Nace : Oui
- Matière : A 516 Gr, 70
- Surépaisseur de Corrosion : 3.2 mm CA
- Revêtement intérieur : Devoe 253 époxy
- Accessoires internes : un déflecteur au niveau de l'alimentation d'entrée (CS)
- : Une antibuée

- **Dessaleur** :

Le dessaleur est de type à coalescent électrostatique

- Spécifications de l'équipement
  - Reservoir : ID3.048mm × L9.144 S/S
  - Calcul : 36 barg @ 100 C°
  - Code : ASME Sect VIII. Div 1/NACE
  - Matière : A 516Gr.70
  - Surépaisseur de corrosion : 3.2 mm CA
  - Revêtement intérieur : Devoe 253 époxy
  - Accessoires internes : Système Grille Bi Phase (2 chauds, neutre).  
: 1distributeur d'effluent – H style, header
-

## Annexe

---

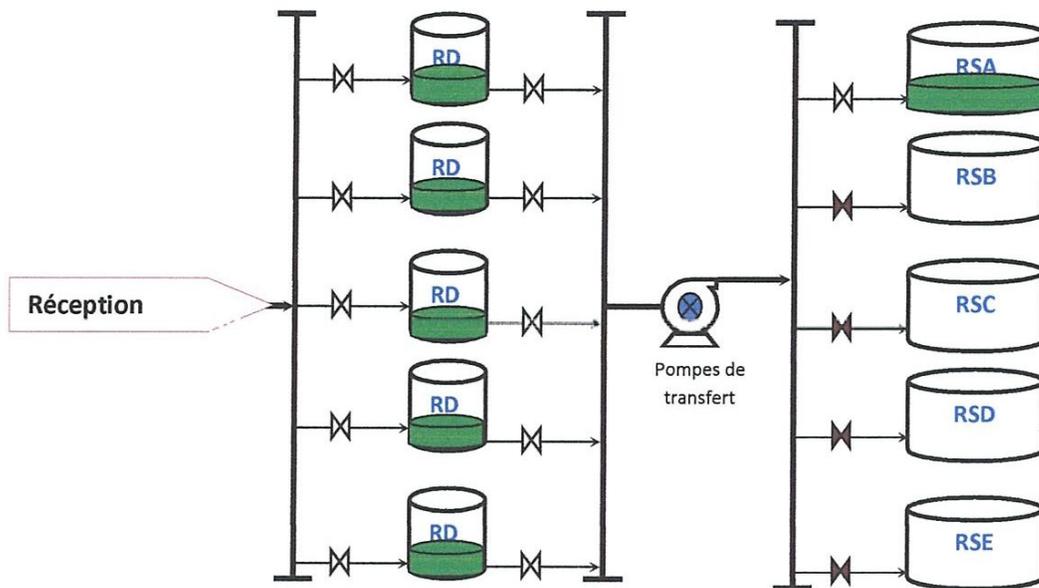
collecteur de l'huile à la sortie.

: 2 sorties eau avec antitourbillons.

- Taux du transformateur : 75 kVA (une unité)
  - Tension : Primaire : 400V/1/50  
Secondaire : 12 ; 16,5 ; 20 ; 23 ;  
25kV
-

***SCHEMAS PROCESS***

Ci-joint les schémas de quelques unités du service traitement sud



**Pomperie d'expédition**

## BEBLIOGRAFIE

1. Technique d'ingenieure.
2. Le petrole raffinage et genie\_chimique tom 1 pierre wuithier edit technip 1972.
3. Raffinage du petrole tome 1, 1994 edit technip.
4. Raffinage du petrole tome 2, 1994 edit technip.
5. Raffinage du petrol tome 3, 1994 edits technip.
6. Coulson & richardson's chemical engineering volume 6 edit. Fourth edition elsevier 2005.
7. Surface production opertions design of oil handling systems and facilities edit 2008 elsevier third edition.
8. Simulation de stable à HYSYS document de unité de traitement.
9. Dessalage du petrole brut bouazabia mars 2007 iap.
10. Manuel des operateurs de sonatrac.
11. [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com).
12. [www.currency-today.info/](http://www.currency-today.info/)اسعار.../الدينار-سعر/ اليوم-الجزائري-الدينار-سعر le 8 /6/2011.
13. [www.glossary.oilfield.slb.com/](http://www.glossary.oilfield.slb.com/).
14. [www.oilgasglossary.com/](http://www.oilgasglossary.com/).













TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: G:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Fri Jun 03 16:25:13 2005

# Material Stream: BRUT VER STABLE

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

## CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	17.38	17.38
Pressure: (kPa)	1800	1800
Molar Flow (kgmole/h)	2219	2219
Mass Flow (kg/h)	2.062e+005	2.062e+005
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	311.6	311.6
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.133e+005	-2.133e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.6	149.6
Heat Flow (kJ/h)	-4.735e+008	-4.735e+008
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	301.9	301.9

## PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase
Molecular Weight	92.91	92.91
Molar Density (kgmole/m3)	7.328	7.328
Mass Density (kg/m3)	680.8	680.8
Act. Volume Flow (m3/h)	302.9	302.9
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2296	-2296
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.610	1.610
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	197.8	197.8
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.129	2.129
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	4.173e+006	4.173e+006
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.491e+004	4.491e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.121	7.121
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	197.8	197.8
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5.247e+004	5.247e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	661.7	661.7
Act. Liq. Flow (m3/s)	8.413e-002	8.413e-002
Z Factor	0.1017	0.1017
Watson K	12.96	12.96
User Property	---	---
Cp/(Cp - R)	1.044	1.044
Cp/Cv	1.044	1.044
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	8.182e+004	8.182e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6696	0.6696
Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	683.1	683.1
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	301.9	301.9
Liquid Fraction	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1365	0.1365
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	883.6	---
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	15.94	15.94
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1101	0.1101
Viscosity (cP)	0.4559	0.4559
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	189.5	189.5
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.039	2.039
Cv (kJ/kgmole-C)	189.5	189.5
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.039	2.039
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	186.4	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	2.007	---
Cp/Cv (Ent. Method)	1.061	---
Reid VP at 37.8 C (kPa)	686.0	686.0
True VP at 37.8 C (kPa)	2170	2170



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat Jun 04 04:57:23 2005

**Material Stream: BRUT DE MANIFOLD LDHP (**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

**PROPERTIES**

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	309.9	0.0000	309.9

**COMPOSITION**

Overall Phase						Vapour Fraction	0.0117
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	8.1286	0.0034	227.7059	0.0011	0.2824	0.0009	
CO2	12.6710	0.0053	557.0470	0.0027	0.6767	0.0021	
Methane	276.1326	0.1155	4429.9679	0.0211	14.7964	0.0459	
Ethane	225.4485	0.0943	6779.2149	0.0323	19.0597	0.0592	
Propane	237.8805	0.0995	10489.8153	0.0500	20.7031	0.0643	
i-Butane	42.3164	0.0177	2459.6000	0.0117	4.3768	0.0136	
n-Butane	173.5691	0.0726	10088.5287	0.0481	17.2979	0.0537	
i-Pentane	63.1160	0.0264	4553.8844	0.0217	7.3044	0.0227	
n-Pentane	154.2039	0.0645	11125.9676	0.0530	17.6679	0.0549	
n-Hexane	173.0909	0.0724	14916.6122	0.0711	22.5101	0.0699	
n-Heptane	187.9136	0.0786	18829.8847	0.0897	27.4162	0.0851	
n-Octane	128.6228	0.0538	14692.8410	0.0700	20.8298	0.0647	
n-Nonane	128.3837	0.0537	16466.3696	0.0785	22.8621	0.0710	
n-Decane	114.2783	0.0478	16260.0823	0.0775	22.1914	0.0689	
n-C11	88.2190	0.0369	13789.7753	0.0657	18.5634	0.0576	
n-C12	377.0226	0.1577	64221.6579	0.3060	85.4983	0.2655	
Total	2390.9976	1.0000	209889.5554	1.0000	322.0356	1.0000	

**Vapour Phase**

Phase Fraction 1.169e-002

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	1.5634	0.0559	43.7965	0.0748	0.0543	0.0330
CO2	0.3874	0.0139	17.0478	0.0291	0.0207	0.0126
Methane	20.7347	0.7417	332.6447	0.5684	1.1111	0.6752
Ethane	3.6094	0.1291	108.5337	0.1855	0.3051	0.1854
Propane	1.1615	0.0415	51.2185	0.0875	0.1011	0.0614
i-Butane	0.0868	0.0031	5.0476	0.0086	0.0090	0.0055
n-Butane	0.2575	0.0092	14.9675	0.0256	0.0257	0.0156
i-Pentane	0.0395	0.0014	2.8540	0.0049	0.0046	0.0028
n-Pentane	0.0732	0.0026	5.2844	0.0090	0.0084	0.0051
n-Hexane	0.0273	0.0010	2.3531	0.0040	0.0036	0.0022
n-Heptane	0.0102	0.0004	1.0258	0.0018	0.0015	0.0009
n-Octane	0.0024	0.0001	0.2781	0.0005	0.0004	0.0002
n-Nonane	0.0009	0.0000	0.1133	0.0002	0.0002	0.0001
n-Decane	0.0003	0.0000	0.0419	0.0001	0.0001	0.0000
n-C11	0.0001	0.0000	0.0128	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0001	0.0000	0.0251	0.0000	0.0000	0.0000
Total	27.9549	1.0000	585.2447	1.0000	1.6456	1.0000

**Liquid Phase**

Phase Fraction 0.9883

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	6.5651	0.0028	183.9094	0.0009	0.2281	0.0007
CO2	12.2837	0.0052	540.6000	0.0026	0.6550	0.0020
Methane	255.3979	0.1031	4097.3232	0.0196	13.6854	0.0427
Ethane	221.8391	0.0939	6670.6812	0.0319	18.7546	0.0585
Propane	236.7190	0.1002	10438.5968	0.0499	20.6020	0.0643
i-Butane	42.2296	0.0179	2454.5524	0.0117	4.3678	0.0136



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat Jun 04 04:57:23 2005

### Material Stream: BRUT DE MANIFOLD LDHP

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

#### CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0117	0.0117	0.9883
Temperature: (C)	18.50	18.50	18.50
Pressure: (kPa)	2800	2800	2800
Molar Flow (kgmole/h)	2391	27.95	2363
Mass Flow (kg/h)	2.099e+005	585.2	2.093e+005
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	322.0	1.646	320.4
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.040e+005	-7.975e+004	-2.054e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.8	158.7	149.7
Heat Flow (kJ/h)	-4.077e+008	-2.220e+008	-1.855e+008
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	311.4	---	309.9

#### PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	87.78	20.94	88.57
Molar Density (kgmole/m3)	7.173	1.280	7.587
Mass Density (kg/m3)	629.7	26.79	672.0
Act. Volume Flow (m3/h)	333.3	21.85	311.5
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2324	-3809	-2319
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.707	7.582	1.690
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	188.7	45.16	190.4
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.149	2.157	2.149
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	3.942e+006	9.169e+005	3.978e+006
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.491e+004	4.380e+004	4.491e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	5.110e-003	5.110e-003	0.9949
Phase Fraction [Mass Basis]	2.788e-003	2.788e-003	0.9972
Partial Pressure of CO2 (kPa)	38.80	---	---
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	21.85	---
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.425	16.99	7.376
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	188.7	45.16	190.4
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5.653e+004	661.0	5.587e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	631.8	355.6	653.3
Act. Liq. Flow (m3/s)	8.652e-002	---	8.652e-002
Z Factor	---	0.9024	0.1522
Watson K	13.00	17.33	12.99
User Property	---	---	---
Cp/(Cp - R)	1.046	1.226	1.046
Cp/Cv	1.024	1.390	1.046
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	8.009e+004	8.009e+004	8.009e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.4405	0.6211
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	673.9	---	675.4
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	311.4	---	309.9
Liquid Fraction	0.9883	0.0000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1394	0.7815	0.1318
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	912.3	---	---
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0117	0.0117	0.9883
Surface Tension (dyne/cm)	14.31	---	14.91
Thermal Conductivity (W/m-K)	---	3.144e-002	0.1071
Viscosity (cP)	---	1.180e-002	0.4174
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	180.3	36.84	182.0
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.054	1.760	2.055
Cv (kJ/kgmole-C)	184.2	32.50	182.0
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.098	1.552	2.055
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	32.50	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	1.552	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	1.390	---
Reid VP at 37.8 C (kPa)	949.9	---	906.4
True VP at 37.8 C (kPa)	3487	---	3263



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat Jun 04 04:57:23 2005

**Material Stream: BRUT DE MANIFOLD LDHP (**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

**COMPOSITION**

**Liquid Phase (continued)**

Phase Fraction 0.9883

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Butane	173.3116	0.0733	10073.5612	0.0481	17.2722	0.0539
i-Pentane	63.0765	0.0267	4551.0304	0.0217	7.2998	0.0228
n-Pentane	154.1307	0.0652	11120.6831	0.0531	17.6595	0.0551
n-Hexane	173.0636	0.0732	14914.2591	0.0713	22.5065	0.0702
n-Heptane	187.9034	0.0795	18828.8589	0.0900	27.4147	0.0856
n-Octane	128.6204	0.0544	14692.5629	0.0702	20.8294	0.0650
n-Nonane	128.3828	0.0543	16466.2563	0.0787	22.8620	0.0714
n-Decane	114.2780	0.0484	16260.0405	0.0777	22.1913	0.0693
n-C11	88.2189	0.0373	13789.7625	0.0659	18.5834	0.0579
n-C12	377.0225	0.1595	64221.6328	0.3068	85.4983	0.2669
Total	2363.0427	1.0000	209304.3106	1.0000	320.3901	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	---	---	---
Nitrogen	20.13	20.13	---
CO2	2.666	2.666	---
Methane	6.863	6.863	---
Ethane	1.375	1.375	---
Propane	0.4148	0.4148	---
i-Butane	0.1738	0.1738	---
n-Butane	0.1256	0.1256	---
i-Pentane	5.301e-002	5.301e-002	---
n-Pentane	4.017e-002	4.017e-002	---
n-Hexane	1.334e-002	1.334e-002	---
n-Heptane	4.605e-003	4.605e-003	---
n-Octane	1.600e-003	1.600e-003	---
n-Nonane	5.816e-004	5.816e-004	---
n-Decane	2.176e-004	2.176e-004	---
n-C11	7.847e-005	7.847e-005	---
n-C12	3.300e-005	3.300e-005	---

**UNIT OPERATIONS**

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
3 Phase Separator: 3PARTEUR TRIPHASE		

**UTILITIES**

( No utilities reference this stream )

**DYNAMICS**

Pressure Specification (Active):	2800 kPa *
Flow Specification (Active)	Molar: 2391 kgmole/h * Mass: 2.099e+005 kg/h Std Ideal Liq Volume: 322.0 m3/h

**User Variables**

**NOTES**

**Description**



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: G:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Fri Jun 03 16:22:29 2005

**Material Stream: BRUT VER DESSALEUR 4 (c**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	0.0000	0.0000	---
n-Octane	0.0000	0.0000	---
n-Nonane	0.0000	0.0000	---
n-Decane	0.0000	0.0000	---
n-C11	0.0000	0.0000	---
n-C12	0.0000	0.0000	---

**UNIT OPERATIONS**

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-102	Mixer: MIX-101	

**UTILITIES**

( No utilities reference this stream )

**DYNAMICS**

Pressure Specification (Inactive):	2200 kPa			
Flow Specification (Inactive):	Molar: 2279 kgmole/h	Mass: 2.075e+005 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 315.3 m3/h	

**User Variables**

**NOTES**

**Description**



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: G:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Fri Jun 03 16:22:29 2005

**Material Stream: BRUT VER DESSALEUR 4 (c**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

**PROPERTIES**

	Overall	Liquid Phase		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	305.2	305.2		

**COMPOSITION**

Overall Phase					Vapour Fraction 0.0000	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.7567	0.0003	13.6320	0.0001	0.0137	0.0000
Nitrogen	3.2546	0.0014	91.1709	0.0004	0.1131	0.0004
CO2	10.8364	0.0048	476.9081	0.0023	0.5778	0.0018
Methane	193.6033	0.0850	3105.9577	0.0150	10.3741	0.0329
Ethane	209.3154	0.0010	6294.0923	0.0303	17.6958	0.0561
Propane	232.6663	0.1021	10259.8855	0.0494	20.2493	0.0642
i-Butane	41.9310	0.0184	2437.1954	0.0117	4.3369	0.0138
n-Butane	172.4303	0.0757	10022.3411	0.0483	17.1844	0.0545
i-Pentane	62.9439	0.0276	4541.4666	0.0219	7.2845	0.0231
n-Pentane	153.8866	0.0675	11103.0720	0.0535	17.6315	0.0559
n-Hexane	172.9751	0.0759	14906.6309	0.0718	22.4950	0.0713
n-Heptane	187.8711	0.0824	18825.6271	0.0907	27.4100	0.0869
n-Octane	128.6129	0.0564	14691.7121	0.0708	20.8282	0.0661
n-Nonane	128.3802	0.0563	16465.9193	0.0794	22.8615	0.0725
n-Decane	114.2771	0.0501	16259.9194	0.0784	22.1911	0.0704
n-C11	88.2187	0.0387	13789.7265	0.0665	18.5634	0.0589
n-C12	377.0221	0.1654	64221.5642	0.3095	85.4982	0.2712
Total	2278.9817	1.0000	207506.8212	1.0000	315.3086	1.0000

**Liquid Phase**

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.7567	0.0003	13.6320	0.0001	0.0137	0.0000
Nitrogen	3.2546	0.0014	91.1709	0.0004	0.1131	0.0004
CO2	10.8364	0.0048	476.9081	0.0023	0.5778	0.0018
Methane	193.6033	0.0850	3105.9577	0.0150	10.3741	0.0329
Ethane	209.3154	0.0918	6294.0923	0.0303	17.6958	0.0561
Propane	232.6663	0.1021	10259.8855	0.0494	20.2493	0.0642
i-Butane	41.9310	0.0184	2437.1954	0.0117	4.3369	0.0138
n-Butane	172.4303	0.0757	10022.3411	0.0483	17.1844	0.0545
i-Pentane	62.9439	0.0276	4541.4666	0.0219	7.2845	0.0231
n-Pentane	153.8866	0.0675	11103.0720	0.0535	17.6315	0.0559
n-Hexane	172.9751	0.0759	14906.6309	0.0718	22.4950	0.0713
n-Heptane	187.8711	0.0824	18825.6271	0.0907	27.4100	0.0869
n-Octane	128.6129	0.0564	14691.7121	0.0708	20.8282	0.0661
n-Nonane	128.3802	0.0563	16465.9193	0.0794	22.8615	0.0725
n-Decane	114.2771	0.0501	16259.9194	0.0784	22.1911	0.0704
n-C11	88.2187	0.0387	13789.7265	0.0665	18.5634	0.0589
n-C12	377.0221	0.1654	64221.5642	0.3095	85.4982	0.2712
Total	2278.9817	1.0000	207506.8212	1.0000	315.3086	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
Methane	0.0000	0.0000	---
Ethane	0.0000	0.0000	---
Propane	0.0000	0.0000	---
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: G:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Fri Jun 03 16:22:29 2005

## Material Stream: BRUT VER DESSALEUR 4

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

### CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	17.81	17.81		
Pressure: (kPa)	2200	2200		
Molar Flow (kgmole/h)	2279	2279		
Mass Flow (kg/h)	2.075e+005	2.075e+005		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	315.3	315.3		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.100e+005	-2.100e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.7	149.7		
Heat Flow (kJ/h)	-4.786e+008	-4.786e+008		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	305.2	305.2		

### PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
Molecular Weight	91.05	91.05		
Molar Density (kgmole/m3)	7.438	7.438		
Mass Density (kg/m3)	677.2	677.2		
Act. Volume Flow (m3/h)	306.4	306.4		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2307	-2307		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.644	1.644		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	194.6	194.6		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.137	2.137		
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	4.089e+006	4.089e+006		
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.491e+004	4.491e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.228	7.228		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	194.6	194.6		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5.389e+004	5.389e+004		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	658.1	658.1		
Act. Liq. Flow (m3/s)	8.511e-002	8.511e-002		
Z Factor	0.1223	0.1223		
Watson K	12.97	12.97		
User Property	---	---		
Cp/(Cp - R)	1.045	1.045		
Cp/Cv	1.045	1.045		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	8.108e+004	8.108e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6491	0.6491		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	680.0	680.0		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	305.2	305.2		
Liquid Fraction	1.000	1.000		
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1344	0.1344		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	890.4	---		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
Surface Tension (dyne/cm)	15.51	15.51		
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1089	0.1089		
Viscosity (cP)	0.4396	0.4396		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	186.3	186.3		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.046	2.046		
Cv (kJ/kgmole-C)	186.3	186.3		
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.046	2.046		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	186.2	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	2.045	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	1.045	---		
Reid VP at 37.8 C (kPa)	776.2	776.2		
True VP at 37.8 C (kPa)	2612	2612		



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: G:\HAM&WALID.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Fri Jun 03 16:25:13 2005

**Material Stream: BRUT VER STABLE (contin**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

**PROPERTIES**

	Overall	Liquid Phase		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	301.9	301.9		

**COMPOSITION**

Overall Phase					Vapour Fraction 0.0000	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.7213	0.0003	12.9936	0.0001	0.0130	0.0000
Nitrogen	1.7600	0.0008	49.3020	0.0002	0.0611	0.0002
CO2	9.6927	0.0044	426.5713	0.0021	0.5168	0.0017
Methane	151.6156	0.0683	2432.3544	0.0118	8.1243	0.0261
Ethane	199.0283	0.0897	5984.7605	0.0290	16.8261	0.0540
Propane	229.2897	0.1033	10110.9897	0.0490	19.9555	0.0640
i-Butane	41.6849	0.0188	2422.8930	0.0118	4.3115	0.0138
n-Butane	171.7070	0.0774	9980.2987	0.0484	17.1123	0.0549
i-Pentane	62.8371	0.0283	4533.7586	0.0220	7.2721	0.0233
n-Pentane	153.6908	0.0693	11088.9459	0.0538	17.6091	0.0565
n-Hexane	172.9058	0.0779	14900.6612	0.0723	22.4860	0.0722
n-Heptane	187.8465	0.0846	18823.1614	0.0913	27.4065	0.0879
n-Octane	128.6074	0.0579	14691.0796	0.0712	20.8273	0.0668
n-Nonane	128.3783	0.0578	16465.6750	0.0799	22.8612	0.0734
n-Decane	114.2765	0.0515	16259.8338	0.0789	22.1910	0.0712
n-C11	88.2185	0.0398	13789.7017	0.0669	18.5633	0.0596
n-C12	377.0218	0.1699	64221.5180	0.3115	85.4982	0.2744
Total	2219.2822	1.0000	206194.4984	1.0000	311.6352	1.0000

Liquid Phase					Phase Fraction 1.000	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.7213	0.0003	12.9936	0.0001	0.0130	0.0000
Nitrogen	1.7600	0.0008	49.3020	0.0002	0.0611	0.0002
CO2	9.6927	0.0044	426.5713	0.0021	0.5168	0.0017
Methane	151.6156	0.0683	2432.3544	0.0118	8.1243	0.0261
Ethane	199.0283	0.0897	5984.7605	0.0290	16.8261	0.0540
Propane	229.2897	0.1033	10110.9897	0.0490	19.9555	0.0640
i-Butane	41.6849	0.0188	2422.8930	0.0118	4.3115	0.0138
n-Butane	171.7070	0.0774	9980.2987	0.0484	17.1123	0.0549
i-Pentane	62.8371	0.0283	4533.7586	0.0220	7.2721	0.0233
n-Pentane	153.6908	0.0693	11088.9459	0.0538	17.6091	0.0565
n-Hexane	172.9058	0.0779	14900.6612	0.0723	22.4860	0.0722
n-Heptane	187.8465	0.0846	18823.1614	0.0913	27.4065	0.0879
n-Octane	128.6074	0.0579	14691.0796	0.0712	20.8273	0.0668
n-Nonane	128.3783	0.0578	16465.6750	0.0799	22.8612	0.0734
n-Decane	114.2765	0.0515	16259.8338	0.0789	22.1910	0.0712
n-C11	88.2185	0.0398	13789.7017	0.0669	18.5633	0.0596
n-C12	377.0218	0.1699	64221.5180	0.3115	85.4982	0.2744
Total	2219.2822	1.0000	206194.4984	1.0000	311.6352	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	0.0000	0.0000	---
Nitrogen	0.0000	0.0000	---
CO2	0.0000	0.0000	---
Methane	0.0000	0.0000	---
Ethane	0.0000	0.0000	---
Propane	0.0000	0.0000	---
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---

## BEBLIOGRAFIE

1. Technique d'ingenieure.
2. Le petrole raffinage et genie\_chimique tom 1 pierre wuithier edit technip 1972.
3. Raffinage du petrole tome 1, 1994 edit technip.
4. Raffinage du petrole tome 2, 1994 edit technip.
5. Raffinage du petrol tome 3, 1994 edits technip
6. Coulson & richardson's chemical engineering volume 6 edit. Fourth edition elsevier 2005.
7. Surface production opertions design of oil handling systems and facilities edit 2008 elsevier third edition.
8. Simulation de stable à HYSYS document de unité de traitement.
9. Dessalage du petrole brut bouazabia mars 2007 iap.
10. Manuel des operateurs de sonatrac.
11. [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com).
12. [www.currency-today.info](http://www.currency-today.info)/اسعار.../الدينار-سعر/اليوم-الجزائري-الدينار-سعر le 8 /6/2011.
13. [www.glossary.oilfield.slb.com/](http://www.glossary.oilfield.slb.com/).
14. [www.oilgasglossary.com/](http://www.oilgasglossary.com/).



Nom : BOUHALI  
Prenom : HAMZA  
Option : Génie chimie



Nom : DEHIRI  
Prenom : ABDELALI  
Option : Génie chimie

## ملخص

تتم معالجة النفط الخام عن طريق الفصل ثلاثي والثنائي وذلك بالعب على الفرق في الخصائص الفيزيائية للنفط والغاز والمياه. لجعله متماشيا مع المعايير الدولية ، ونحن قمنا بدراسة مشكلة ارتفاع ضغط البخار في أشهر الشتاء. ونحن عملنا على حل عملي، مع الربط بين وحدة تحليلية القديم والجديد، وهو برنامج محاكاة HYSYS الذي أعطانا نتائج مشجعة، ثم رافقناها بدراسة اقتصادية لإثبات نجاح هذا المشروع و تخفيف حدة التوتر البخار.

## Abstract

*Crude oil is processed by separating triple, double and play for that on the difference in the physical properties of oil, gas and water. To bring it into line with international standards and we've studied the problem of high pressure steam in the winter months. We worked on a practical solution, with the link between the old and the desalination unit and the new, a HYSYS simulation program which has given us encouraging results, and then we accompany economic study to prove the success of this project and ease the tension vapor*

## Résumé

*Le traitement du pétrole brut(TBP) consiste à les séparations triphasique et biphasique qui est basée sur la différence des propriétés physiques du huile, eau et gaz. Pour le mettre en conformité avec les normes internationales, Nous étudions le problème de la tension de vapeur élevé dans les mois d'hiver. Nous travaillons sur une solution pratique avec une interconnexion entre l'ancienne unité de dessalage et la nouvelle, Nous avons fait une simulation par le logiciel HYSYS Qui nous a donné des résultats encourageants et nous attachons une étude économique de prouver le succès de ce projet et réduire la tension vapeur Reid.*

