



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITE MOHAMED KHIDER BISKRA

---

FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE  
DÉPARTEMENT DE CHIMIE INDUSTRIELLE

---

Mémoire de Fin d'Étude en Vue de l'Obtention du Diplôme de Master  
en Génie des Procédés  
Option : Génie chimique

**THÈME**

**Amélioration de la qualité du  
pétrole brut LDHP**

**Présenté par:**

**MIMOUNE Anter et SAADA Zakaria**

**Président : Dr.H.BENTEMAM**

**Examineur:Mr.A.SAKRI**

**Encadreur:Mlle.D.SMAIL**

**Promotion Juin 2012**

## *REMERCIEMENTS*

Nos remerciements s'adressent en premier lieu à notre Dieu pour nous avoir donné l'esprit et les moyens pour arriver à ce stade de connaissance, nous prions pour que nous restions fidèles à lui.

Nous exprimons toute notre gratitude à l'encadreur M<sup>lle</sup>:D. Smail pour l'effort fourni, les conseils prodigués, sa patience et sa persévérance dans le suivi.

Nous adressons également nos remerciements, à tous nos enseignants du département de chimie industrielle de l'université de Mohamed Kheidar, qui nous ont donné les bases de la science.

Nous remercions très sincèrement, les membres de jury d'avoir bien accepté de juger ce travail.

Nos remerciements vont enfin à toute personne qui a contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail

## *DEDICACE*

Nous dédions ce mémoire à nos chers parents qui nous 'ont éclairé notre chemin et qui nous 'ont encouragé et soutenu tout au long de nos études.

A tous les membres de nos familles.

A tous nos amis, pour leur soutien aux moments difficiles de notre travail.

ANTER

## *DEDICACE*

Nous dédions ce mémoire à nos chers parents qui nous 'ont éclairé notre chemin et qui nous 'ont encouragé et soutenu tout au long de nos études.

A tous les membres de nos familles.

A tous nos amis, pour leur soutien aux moments difficiles de notre travail.

ZAKARIA

# Sommaire

Introduction générale	
Chapitre I : Présentation du service traitement sud	5
I.1 Introduction	5
I.1.1 Historique	5
I.2 Séparation à froid	6
I.2.a Séparation LDHP2	6
I.2.b Séparation LDBP	9
I.2.c Séparation 2 <sup>ème</sup> Etage	9
I.2.d Séparation 3 <sup>ème</sup> Etage	9
I.2.e Séparation 4 <sup>ème</sup> Etage (RD)	10
I.2.f Stockage et Pomperie d'expédition	11
I.2.f.a Stockage Des Produits Finis (SPF)	11
I.2.f.b Pomperie 1	12
I.2.f. c Pomperie 2	12
I.3 Séparation par champs hydrostatique (Unité de dessalage)	14
I.4 Séparation à chaud (fractionnement)	17
I.4.a Unité de Stabilisation	17
I.4.b Unité de Topping (RHM1)	19
I.4.c Unité de fractionnement des condensats (UFC)	21
I.4.c.1 Circuit Du Gasoil (Fluide Caloporteur)	22
I.5 Utilité	23
I.5.1 Centrale d'air	23
I.5.2 L'eau de service	24

## CHAPITRE II : SEPARATION

II.1 Introduction	25
II.2 Séparation	25
II.2.a Objectifs de la séparation	26
II.2.b Principes Physique utilisés dans la Séparation	26
II.2.c Effet de l'inertie	26
II. 3 Constitution générale des Séparateurs	27
II. 3.1 Définition d'un séparateur	27
II.3.1.a Constitution des séparateurs	28
II.3.1.b Section de séparation initiale	28
II.3.1.c Section de séparation secondaire	28
II.3.1.d Section de sédimentation	28
II. 3.1.e Section d'extraction	28
II. 3 .1.f Section de collecte	29
II.4 Les Types de séparateurs	29
II.4.1 Séparateur vertical	29
II.4.1.a Fonctionnement	29
II.4.2 Séparateur horizontal	31
II.4.2. a Fonctionnement	31
II.4.3 Séparateur Sphérique	32
II.4.3.a Fonctionnement	32
II.5 Equipements dans un Séparateur	34
II.5.a Organes de contrôle	34
II.5.b Organes de commande	34
II.5.c Soupapes de sécurité	34
II.5.d Plaque d'éclatement	34
II.5.e Organes d'entretien	34

II.6 Paramètres De Fonctionnement D'un Séparateur	35
II.6.1 Pression de séparation (pression de service)	35
II.6.2 Température de séparation	35
CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES	
III. 1 Introduction	37
III.2. Détermination de l'eau et des sédiments dans les pétroles bruts ( <b>BSW</b> )	37
III .2.1 Objet et domaine d'application	37
III.2.2 Principe	37
III. 2. 3 Appareillage	37
III.2.3.1 Centrifugeuse	37
III.2.3.2 Tube <b>de</b> centrifugation	38
III.2.4 Mode opératoire	38
III.3 Salinité Brut	39
III.3.1 Principe	39
III.3.2 Mode opératoire	39
III.4 Tension de vapeur reid (TVR)	40
III.4.1 Objet	40
III.4.2 Définition	40
III.4.3 Principe	40
III.4.3.1 Préparation de l'essai	40
III.4.3 .2 Préparation de la chambre à carburant	40
III.4.3.3 Préparation de la chambre a air réglage à 37.8	41
III.4.3.4 Transvasement de la prise d'essai	41
III.4.3.5 Montagede l'appareil	41
III.4.3.6 Lecture de la pression de la vapeur	41
III.5 Analyses effectuées sur le brut	42
III.5.1 Les courbes de l'analyse	44

## CHAPITRE V : Généralité sur logiciel HYSYS

VI.1 Introduction	46
VI.2 Simulation des procédés industriels	46
VI.3 Simulations statique et dynamique	47
VI.4 Introduction sur le simulateur de calcul « HYSYS »	47
VI.5 Concepts et Caractéristiques du simulateur HYSYS	48
VI.6 Les modèles thermodynamique de HYSYS	50
VI.6.1 Les équations d'état	50
VI.6.2 Equilibre Liquide-Vapeur	55
VI.7 Choix du modèle thermodynamique	55
VI.8 Les modèles mathématiques de différents appareils	56
VI.8 .1 Le mélangeur	57
VI.8 .2 La vanne de détente	58
VI.8 .3 Le séparateur liquide – vapeur	59
V : Partie calcule simulation	
V.1 Introduction	61
V.2 Données de base du brut d'alimentation d'unités	61
V.2.1 Composition de la charge	62
V.3.1 Interprétation des résultats	73
Conclusion Générale	

## Liste des figures

Figure I.1 : Unité de séparation

Figure I.2 : Pomperie d'expédition

Figure I.3 : unité de dessalage

Figure I.4 : Unité de Stabilisation

Figure I.5 : Unité de Topping (RHM1)

Figure I.6 : Unité de fractionnement des condensats

Figure II.1 : Séparateur Verticale

Figure II.2 : Séparateur Horizontale

Figure II.3 : Séparateur Sphérique

Figure III.1 Variation de densité durant le mois janvier

Figure III.2 Variation de salinité durant le mois janvier

Figure III.3 Variation de TVR durant le mois janvier

Figure IV.1 Exemple de Flowsheet dans HYSYS

Figure IV.2 simulation d'unité de traitement

## Liste des tableaux

Tableau I.1 : Capacité de séparation design de l'unité de traitement de brut CIS

Tableau I.2 : Caractéristiques des bacs de stockage

Tableau II.1 : la réparation des diverses sections sur les divers types de séparation

Tableau III.1 : Normes utilisées

**Tableau III.2:Variation de densité, salinité, BSW et TVR du brut durant le mois de janvier**

Tableau VI.1 Equations du comportement liquide-vapeur

Tableau V.1: Paramètres spécifiques des puits producteurs

Tableau V.2 composition de brut LDHP

Tableau V.3 Ballon de séparation FA1101

Tableau V.4 Spécifications de l'huile sortie de séparateurFA1101

Tableau V.5 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1101

Tableau V.6 Ballon de séparation FA1102

Tableau V.7 Spécifications de l'huile sortie de séparateurFA1102

Tableau V.8 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1102

Tableau V.9 Ballon de séparation FA1103

Tableau V.10 Spécifications de l'huile produite par l'unité

Tableau V.11 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1103

Tableau IV.12 Les vannes de détente

## NOMENCLATURE

LDHP : ligne directe haut pression  
LDBP : ligne directe base pression  
API : American Petroleum Institute  
BP : basse pression  
CIS : Complexe industriel sud  
RD : réservoir dégazeur  
e : Taux de vaporisation molaire  
CRD : Centre de Recherche et Développement  
F : alimentation [kmol/s]  
GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié  
GT-702: une turbine à gaz  
HP : haute pression  
HCD : un bourbier  
H : Enthalpie [kW]  
HF : Enthalpie d'alimentation [kW]  
HV : Enthalpie de la phase liquide [kW]  
HL : Enthalpie de la phase vapeur [kW]  
L-S : liquide sortant  
MP : moyenne pression  
Pr : pression réduite [atm]  
PFD : Process Flow Diagram  
PR: Peng-Robinson (modèle thermodynamique)  
Q : enthalpie transférée [kW]  
R : constant des gaz parfait [ atm.l/mol.K]  
RK: Redlich-Kwong (modèle thermodynamique)  
SRK: Soave-Redlich-Kwong (modèle thermodynamique)  
Tr : Température réduite [K]  
Tc : Température critique [K]  
TVR : La tension de vapeur Reid [g/cm<sup>2</sup>]  
FA-(101, 102, 103, ...) : ballon de séparation

## 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...etc, dont la variété ne cesse d'augmenter [ 1 ].

Jusqu'en 1900, le pétrole n'a servi qu'à l'éclairage des villes, mais après le développement du moteur à explosion et du moteur diesel, l'emploi exclusif de celui-ci est imposé d'où le domaine d'utilisation du pétrole brut est devenu extrêmement vaste [ 1 ].

Cette industrie est basée sur des procédés chimiques comme le reformage catalytique, craquage catalytique, isomérisation et sur des procédés physiques de séparation comme l'extraction, la distillation, l'adsorption...etc [ 1 ].

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 ].

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 [ 1 ].

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 [ 1 ].

Le brut expédié à partir du centre industriel sud (CIS) de Hassi-Messaoud ne répond pas aux spécifications commerciales en qualité de TVR et ça malgré que la présence d'une colonne de stabilisation [ 1 ].

Le premier responsable du réglage de la TVR est la haute pression du brut LDHP, pour cette raison une création d'un deuxième étage LDHP dont la pression de service est identique à celle du LDBP et ceci pour augmenter le dégazage de brut.

Et dans le souci d'expédier un brut répondant aux propos, une réalisation d'une modification sur l'installation pour améliorer la TVR.

Le présent mémoire comporte plusieurs parties réparties comme suit :

Une partie bibliographique comportant deux chapitres, le premier donne une présentation du service sud, tandis que le deuxième présente les différents modes de séparation.

Chapitre III qui récapitule les différents tests réalisés.

Un quatrième chapitre rassemblant les différents résultats.

Une partie pratique présentée dans le cinquième chapitre qui contient la simulation par HYSYS.

Et on termine par une conclusion générale .

## PROBLEMATIQUE

Pendant les périodes froides de l'année, il est difficile de produire un pétrole brut répondant aux nonnes contractuelles de vente (spécialement dans notre cas le TVR).

- BSW < 0,5%
- Teneur en sels < 40 *mg/litre*
- Tension de vapeur < 0,75 kg/cm<sup>2</sup>
- Densité = 0.7949 à 0.8082

Ceci est dû aux deux problèmes principaux suivants:

- Au mauvais rendement de la section de dessalage qui fonctionne actuellement à froid, et cela engendre la présence des sels dans le brut dessalé avec une teneur élevée, provoquant le bouchage des équipements aval ainsi que l'attaque du métal par la corrosion.
- Au mauvais rendement de la section de stabilisation a cause de la panne des aeiroses qui provoque la limitation de la quantité de brut traité de l'unité de stabilisation, pendant les périodes froides de l'année.

**CHAPITRE I**  
**PRESENTATION DU SERVICE**  
**TRAITEMENT SUD**

## CHAPITRE I : PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

### I.1 Introduction

Le groupe SONATRACH qui a comme mission principal la transformation et la commercialisation des hydrocarbures, a été créé en 1963, sa tâche a été ensuite modifiée pour devenir recherche, transformation, production, transport et commercialisation des hydrocarbures. Après la nationalisation, son champ d'action est devenu plus large, car elle a pris en charge toutes les activités citées au-dessus [1].

SONATRACH était, dès 1964, la première au monde à produire du gaz naturel liquéfié et reste, depuis, à la pointe du secteur, entreprise dynamique, elle a un véritable moteur de l'économie algérienne, car elle est considérée comme une source vitale de revenus fiscaux et d'exportation et de création d'emplois et de formation [1].

#### I.1.1 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 [1] :

- Un manifold de production ;
- Une unité de séparation du brut à étages successifs ;
- Une pompe d'expédition du brut ;
- Un réseau de torche ;

Cette unité est composée de plusieurs batteries de séparation, réparties en quatre étages de séparation (LDHP à 28 bars, LDBP à 11 bars, LDMP à 5 bars et 3<sup>ème</sup> étage à 0.15 bars), d'une unité de dessalage et d'une unité de stabilisation, une unité de Topping et une unité de fractionnement des condensats [1].

- 1960 : Mise en service de la pompe d'expédition du brut vers Touggourt (ligné 6 ")
- 1961 : Réalisation de la première unité de stabilisation du brut de 10000 m<sup>3</sup>/j d'une Topping de 720 m<sup>3</sup>/j et une unité de salage de 10000 m<sup>3</sup>/j.
- 1964 : Mise en service de la pompe d'expédition du brut vers Haoud EL Hamra 4× 1350 m<sup>3</sup>/j(4×RD) et 4 bacs de stockage à toit flottant.
- 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 pompe de brut de 18000 m<sup>3</sup>/j.

- 1978 : Transformation de la 2<sup>ème</sup> unité de stabilisation en une unité de fractionnement des condensats(UFC) en parallèle avec 2 unités de compression des gaz de séparation basse pression 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> étage.
- 2006 : Réalisation d'un nouveau réseau de vide vite.  
D'autres projets sont en étude et verront le jour prochainement à savoir :
- 2008 Réalisation d'un nouveau réseau de torche côté sud.
- 2009 Réalisation d'un nouveau dessaleur FA 204. FA205. et FA206.
- 2010 Réalisation d'une nouvelle unité de stabilisation de deux trains de 12000 T/ j chacun.

### I.2 Séparation à froid

La séparation à froid est une unité qui sépare les constituants gazeux à température ambiante (10°C en hiver et 55°C en été) sans utiliser une source de chaleur[1].

Le principe de l'unité est de séparer le brut à plusieurs étapes ou étages selon le procédé suivant (Figure I.1)[1] :

#### I.2.a Séparation LDHP2

La nouvelle unité de séparation LDHP2 est une extension de l'ancienne LDHP1 (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 tri-phasique cylindriques horizontaux 10V01 A, B, C et D, traitant 4000m<sup>3</sup>/j et 5 millions Sdtm<sup>3</sup>/j de gaz chacun[1].

La séparation est réalisée du fait des différences de densité entre les trois phases. A l'entrée du séparateur, le brut est diffusé à l'aide d'une plaque appelée déflecteur afin de diminuer la pression et assurer un bon dégazage (libérer le gaz du liquide). Les chicanes se trouvant au séparateur aident à stabiliser (physiquement) le brut, c'est-à-dire éviter le barbotage et augmenter le temps de séjours[1].

Au fond, se trouve une plaque verticale qui assure un certain niveau de brut, pour qu'il passe vers la sortie laissant l'eau y accumulée[1].

Le gaz occupe deux tiers (2/3) du volume de séparateur et le tiers qui reste est pour le brut, cette proportion est faite selon la nature de la charge (les analyses)[1].

## CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

---

Le gaz sortant à 28 bars est envoyé vers le manifold gaz et l'excès vers la torche, l'huile (brut) vers l'unité de dessalage (désaleur1) car comme il doit passer par la stable ; il doit être propre pour ne pas boucher les batteries des échangeurs et l'eau est envoyée vers le bassin API[1].

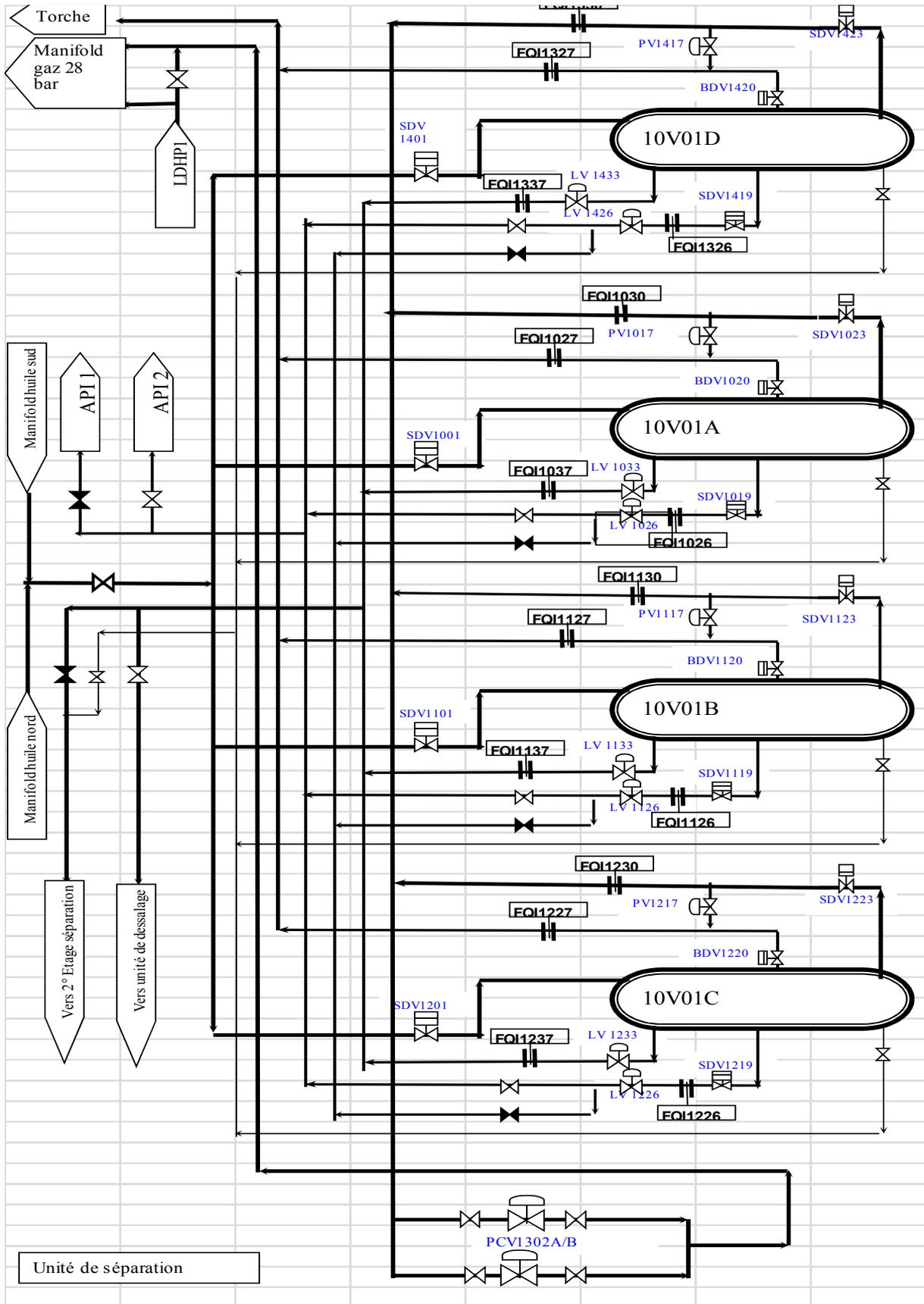


Figure I.1 : Unité de séparation[1].

## I.2.b Séparation LDBP

La série de séparation LDBP travaillant à 11 bars est constituée de douze (12) séparateurs FA1101 (A, B, C et D), FA2101 (A, B, C et D) et FA3101 (A, B, C et D), dont quatre sont mis en service et huit au secours[1].

Les séparateurs LDBP travaillent au même principe que les séparateurs LDHP. Mais actuellement, l'eau est envoyée avec le brut vers l'unité dessalage (dessaleur3) et le gaz vers les unités de compressions LDBP (1, 2 et 3)[1].

## I.2.c Séparation 2<sup>ème</sup> Etage

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 l'unité de dessalage, le brut des satellites, les condensats des stations de compression et les condensats C5+ de l'U.F.C. Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de 2 724 m<sup>3</sup>/jd'huile et de 75 600 sm<sup>3</sup>/jde gaz[1].

Le gaz sortant est envoyé vers l'unité de compression 2<sup>ème</sup> étage (1 ou 2) et le brut est réparti en sept lignes (L1-L7) dont six lignes associent deux séparateurs chacune et la septième est banalisée avec les douze séparateurs. Puis, il se dirige vers les séparateurs à basse pression (les BP)[1].

## I.2.d Séparation 3<sup>ème</sup> Etage

Cette unité est composée de 05 séparateurs cylindriques 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 22525 m<sup>3</sup>/j d'huile et 508440 Stdm<sup>3</sup>/j de gaz. Le brut venant de la séparation 2<sup>ème</sup> étage et l'unité de stabilisation est injectée en haut de séparateur, la hauteur du niveau d'injection a pour but de diminuer la pression de brut et assurer un bon dégazage. L'huile issue de cette séparation est envoyée vers les réservoirs dégazeurs RD et le gaz est envoyé vers l'unité de compression 3<sup>ème</sup> étage (1 ou 2) par la conduite 42", ou vers la torche par la 42" ou la 16"[1].

# CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

## I.2.eSéparation 4<sup>ème</sup> Etage (RD)

C'est la dernière opération de séparation, ou le brut venant des séparateurs BP se débarrasse des dernières traces de gaz y compris (élimination des gaz entraînés par le brut), d'où l'appellation réservoir dégazeur (RD). Cinq (05) 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[1].

L'entrée et la sortie de brut sont au fond du réservoir. En sortant, le brut est aspiré par la pompe GA 1103 A/B/S (pompe de transfert) et refoulé vers les réservoirs de stockage (RS) en passant par l'unité de pomprie, le gaz est torché (faible quantité) et l'eau est dirigée vers l'unité de traitement des eaux huileuses appelée bassin API[1].

Les réservoirs dégazeurs sont munis des soupapes de sécurité (soupapes d'aspiration) qui servent à régler leur pression pour éviter leur déformation[1].

Le tableau I.1 donne la capacité de séparation design de l'unité de traitement de brut CIS[1].

**Tableau I.1 : Capacité de séparation design de l'unité de traitement de brut CIS[1].**

Unités	Nombre de séparateurs	Pression bars	Pétrole brut (m <sup>3</sup> /j)		Production gaz (Sm <sup>3</sup> /j)	
			Capacité design	Débit actuel	Capacité design	Débit actuel
LDHP2	4	28	12 000	6 981	20 Millions	11.41 millions
LDBP	4	11	11 380	2840	2 millions	2.251 millions
Séparation 2 <sup>ème</sup> étage	12	4	54 000	32 200	0.907 million	0.938 million
Séparation 3 <sup>ème</sup> étage	5	0.120	85 000	39 000	2.034 millions	0.652 million

# CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

## I.2.f Stockage et Pomperied'expédition

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, ces bacs sont remplis et vidés dans une même conduite[1].

### I.2.f.a Stockage Des Produits Finis (SPF)

Le parc de stockage des produits finis est constitué de :

- Une sphère à butane FB201 ;
- Trois (03) bacs d'essence FB202 A, B et C ;
- Trois (03) bacs de lampant FB203 et FB204 A et B ;
- Deux (02) bacs de gasoil FB205 A et B.

Le tableau suivant résume les caractéristiques des bacs :

**Tableau I.2 : Caractéristiques des bacs de stockage[1].**

Bacs	Produit	Capacité (m <sup>3</sup> )	Hauteur Max (m)	HauteurMin(m)	Volume d'un (m) Hauteur (m <sup>3</sup> )	Hauteur Réelle de la Robe (m)
FB201	Butane	500	2 Glaces	.....	.....	.....
FB 202 A, B et C	Essences	1220	9.35	0.35	113	10.8
FB203	Lampant	45	8.3	0.35	50.2	9.9
FB204 A et B	Lampant	110	6.6	0.35	15.9	7.2
FB205	Gasoil	1680	13.7	0.35	113	14.4

Le brut doit rester un certain temps pour réduire sa salinité en diminuant sa teneur en eau, après il sera expédié vers Haoud El Hamra (HEH), et une partie (170 m<sup>3</sup>/h) va servir comme charge pour la nouvelle raffinerie RHM 2[1].

L'unité de pomperie est destinée en principe à assurer l'écoulement de brut dans le chemin d'expédition. Elle est composée de deux parties (figure I.2) [1].

### **I.2.f.bPomperie 1**

Elle se compose de :

- Trois (3) pompes de transfert GA1103 (A, B, et S) ayant une capacité de 1090 m<sup>3</sup>/h chacune, ces pompes jouent un rôle intermédiaire entre les RD et les RS à travers les deux conduite 30 " et 24" (la 24" renferme la 16" et la 20")[1].
- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1101/S, qui assurent la pression d'aspiration des pompes d'expédition, elles aspirent des RD et refoulent vers l'aspiration des pompes d'expédition[1].
- Quatre (4) pompes d'expédition GA1102 A, B, C et S ayant une capacité de 1350 m<sup>3</sup>/h chacune, leur rôle est l'expédition du brut vers le terminal stockage à HEH sous une pression de 16 bars à travers les pipes (la conduite) 20" ou 16"[1].
- Une pompe de décantation GA1104 (qui peut servir comme une pompe de transfert), son rôle est l'évacuation des eaux décantées aux fonds des RD et des RS vers les bassins API[1].

### **I.2.f.cPomperie 2**

Elle se compose de :

- Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1150/S ayant une capacité de 1090 m<sup>3</sup>/h chacune, elles envoient une partie de brut à la nouvelle raffinerie RHM 2 pour le raffinage et l'autre partie est expédiée vers HEH, soit directement à 6 bars, soit à l'aide des pompes GA1151 A et B à travers le 16".
- Deux pompes GA1151 A et B, ayant pour but d'augmenter le débit d'expédition (14 bars) vers HEH sur 16".

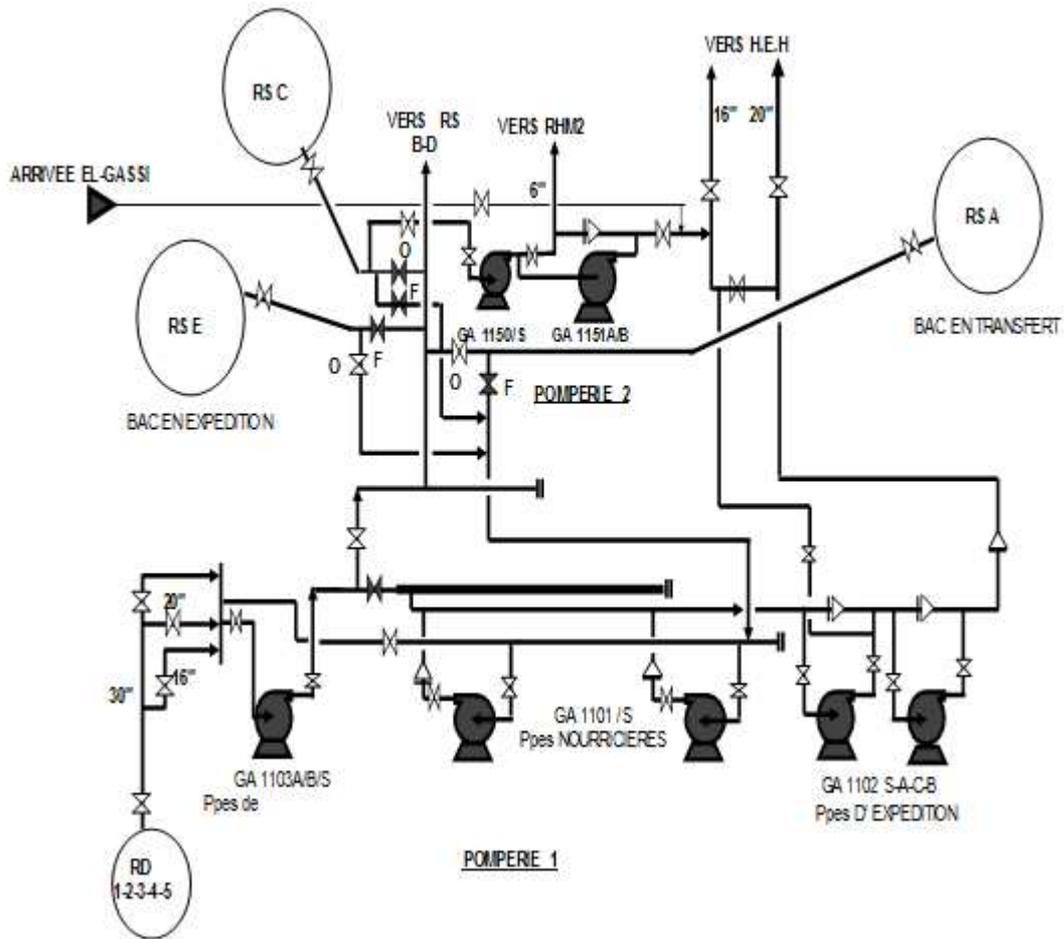


Figure I.2 : Pomperie d'expédition [1].

## I.3 Séparation par champs hydrostatique (Unité de dessalage)

Le brut arrivant du séparateur tri-phasique se dirige vers l'unité de dessalage qui est destinée à réduire la salinité du brut (les sels sous forme dissous dans l'eau accompagnant le brut ou en suspension), la teneur en eau et autres impuretés doivent être éliminés avant que le brut passe à la stabilisation[1].

L'unité de dessalage comprend deux séries. La première série, il y a trois dessaleurs cylindriques horizontaux FA201B, FA202B et FA203B dont le dessaleur 1 a une capacité de 10000m<sup>3</sup>/j et les deux autres ont une capacité de 12900m<sup>3</sup>/j chacun. La deuxième série, trois grands dessaleurs cylindriques horizontaux FA204B, FA205B et FA206B dont le dessaleur 1 a une capacité de 15000m<sup>3</sup>/j.

Le premier et le quatrième sont alimentés par la séparation haute pression LDHP à une pression de 28 bars et son brut alimente en principe l'unité de stabilisation et l'excès est envoyé vers la séparation deuxième étage. Et le troisième et sixième sont alimentés par la séparation à basse pression (LDBP) et son brut alimente la séparation 2<sup>ème</sup> étage aussi[1].

Une eau fraîche est ajoutée au brut avant d'être admis dans le dessaleur, cette eau qui représente 5% de la charge en brut est aspirée à 6 bars et refoulée à 30 bars (pression supérieure à celle du dessaleur) à l'aide de l'une des pompes d'injection GA201 (A, B, C, D et E) et cela pour avoir une viscosité correcte permettant d'effectuer un bon lavage (dessaleur) en passant par une vanne de mélange[1].

La charge est envoyée vers le ballon dégazeur (on a six ballons : FA201A, FA202A, FA203A, FA204A, FA205A et FA206A chacun fonctionne avec le dessaleur correspondant) situé à une hauteur considérable pour assurer la diminution de la pression de brute et faciliter le dégazage à l'entrée du ballon. Le gaz est réinjecté dans les conduites menant à la séparation 2<sup>ème</sup> étage pour y maintenir une certaine pression permettant d'écouler le brut[1].

Le brut sortant du ballon dégazeur est admis au fond du dessaleur, son passage à travers la couche d'eau y accumulée assure un bon lavage et un meilleur contact eau /huile. Mais le plus souvent, on n'arrive pas à se débarrasser de l'eau qui se trouve sous formes d'émulsions stables (produits non miscibles). L'émulsion est constituée de deux liquides immiscibles dont l'un est dispersé sous formes de fines gouttelettes dans l'autre et l'émulsion stable est celle qui ne peut pas être rompue sans avoir recours à certains traitements soit chimique, électrique, mécanique ou combiné où la molécule d'eau est comprise (entourée) dans la molécule de brut et la force d'attraction entre les deux molécules est assurée par des agents appelés émulsifiants tels que l'acide naphthénique, les asphaltes, les paraffines, les

## CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

---

gommes, etc ..., les molécules d'eau ne peuvent se réunir pour se décanter, ce qui exige de briser la couche protectrice en faisant appel aux agents appelés dés-émulsifiants.

Ce sont des composés comportant une chaîne hydrocarbonée lipophile ayant des propriétés tensioactives. Ils sont anti-oxygènes et mouillants qui injectés en faible quantité et d'une manière régulière dans des points définis par la nature d'émulsion et l'équipement, se diffusent et jouent le rôle de déstabilisant. Ils permettent ainsi de combattre l'émulsion. Actuellement, on utilise le CHIMEC 2439 comme agent dés-émulsifiant

L'émulsion est stabilisée par des molécules polaires (asphalte, sable paraffine, etc. ...), d'où la nécessité d'utiliser certains dés-émulsifiants. La difficulté de la coalescence est donc fonction de la quantité injectée. Deux mécanismes aident à la coalescence des molécules d'eau : les forces d'attraction entre elles, dues à la polarité de ces molécules qui tendent à s'orienter et l'agitation créée par le champ électrique

Le dessaleur comprend deux électrodes provoquant un champ électrique de 20 KV de tension, alimenté par un transformateur situé sur le dessaleur, ce champ à haute tension et basse fréquence fait vibrer les molécules d'eau ce qui facilite l'attraction des charges (les molécules d'eau chargées positivement ou négativement) donc la coalescence et qui assure aussi une agitation permettant de diminuer la viscosité et d'augmenter la force d'attraction pour, en fin, augmenter la vitesse de décantation et avoir un temps de passage inférieur au temps de séjour du dessaleur.

Il est à noter qu'il faut qu'il y ait une distance entre l'interface eau/huile et l'électrode la plus basse pour ne pas perturber le champ électrique.

En ce qui concerne la sécurité, le dessaleur est muni d'une soupape ouverte à une ligne conduisant aux API, aussi des vannes de réglage de débit FRCV, Niveau LRCV et Pression PRCV[1].

Le dessaleur a des paramètres essentiels pour le bon fonctionnement :

- Température de la charge ( $T \approx 60^{\circ}\text{C}$ ), un préchauffage de la charge avant l'entrée au dessaleur est nécessaire, ce qui n'est pas disponible au CIS ;
- Pourcentage de l'eau de lavage 5% de la charge ;
- Niveau d'interface eau/huile (à peu près 90 cm) ;
- Distance entre l'interface et l'électrode la plus basse.



## I.4 Séparation à chaud (fractionnement)

La séparation à chaud est une unité qui sépare les constituants gazeux à l'équilibre liquide vapeur. Pour atteindre certaines valeurs spécifiques de TVR et de densité, on doit faire appel au moyen de chauffage, voire les échangeurs et les fours

### I.4.a Unité de Stabilisation

La stabilisation est une opération qui consiste à éliminer les fractions les plus volatiles (légères) afin de baisser la tension des vapeur de brut (TVR). En plus, elle contribue indirectement à l'élimination des produits corrosifs tels que  $H_2S$ , les sels et d'autres impuretés (la teneur en gaz doit être inférieure à 0.5%). La stabilisation se fait en portant le brut à une température plus de 260°C.

L'installation (figure I.4), ayant une capacité de 10000m<sup>3</sup> /j, comprend une colonne de distillation simple DA03 (28plateaux), le brut prévenant du dessaleur trois à 45°C environ est préchauffé jusqu'à 180°C en traversant une batterie de quatre échangeur de chaleur EA01 ou EA02 coté calandre, la chaleur nécessaire est fournie par le produit du fond de colonne (brut stabilisé passant en coté tube), ce préchauffage à pour but d'assurer le fonctionnement de la colonne et d'éviter le choc thermique du four travaillant à une température de l'ordre de 265°C, la pression est réglée en fonction de la teneur en produits volatils. Le brut préchauffé entre dans la zone de flache de la colonne (11<sup>ème</sup> plateau), les hydrocarbures légers sont récupérés au sommet et refroidis en passant par l'aéroréfrigérants EC07 pour récupérer les condensats au niveau du ballon de reflux FA01. A la marche normale de l'unité, le condensat est aspiré par la pompe GA06/S et refoulé dont une partie vers l'UFC comme charge de l'unité et l'autre partie est injectée au sommet de la colonne comme reflux.

Pour maintenir la température du sommet (110°C comme température maximale) et condenser les fractions les plus lourds comprises dans le gaz montant. Le gaz du ballon de reflux est envoyé vers les unités de GPL ou bien vers les unités de compression LDBP1, 2 ou 3. Le rebouillage est réalisé par le four BA01 (four cylindrique de type vertical) qui est sécurisé par l'électrovanne (tout ou rien) contrôlant la vanne automatique de fuel gaz TRC01, le brut est aspiré par la pompe GA05/S et refoulé vers le four ou il reçoit la chaleur nécessaire pour faire vaporiser les hydrocarbures légers entrainés au fond de la colonne et y maintenir la température de fonctionnement.

## CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

Une partie de brut stabilisé ( $720\text{m}^3/\text{j}$ ) est envoyée vers l'unité de TOPPING et l'autre traverse la batterie d'échangeur puis l'aéroréfrigérant EC06, après, elle est mélangée avec les produits non-conformes de l'unité de TOPPING tels que le résidu, le naphta, etc, pour alimenter enfin l'unité de séparation de basse pression (3<sup>ème</sup> étage)

Le brut stabilisé a les caractéristiques suivantes :  $\text{TVR} = 0.650\text{kg}/\text{cm}^2$  à  $38^\circ\text{C}$  et une densité  $d^{15} = 0.7920[1]$ .

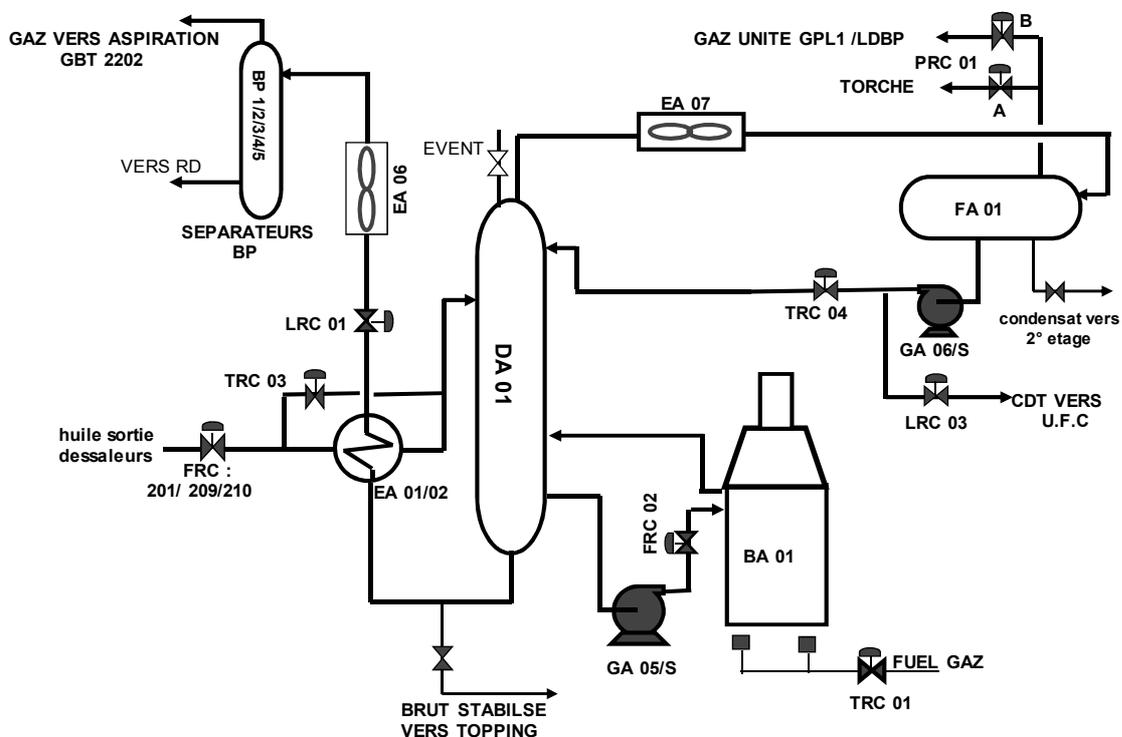


Figure I.4 :Unité de Stabilisation

### I.4.b Unité de Topping (RHM1)

Vue les besoins de sud du pays à l'époque, une unité de topping (figure I.5) a été créée pour la production des produits commerciaux, à savoir : essences, lampant et gasoil.

L'opération consiste à fractionner le brut en une série de coupes telles que le butane, l'essence, le lampant, le naphtha, le gasoil et le résidu et fournir directement des produits commerciaux (carburants liquides) répondant à des spécifications définies.

Le fractionnement est généralement réalisé dans une colonne à plateaux sous une pression atmosphérique (1 à 3 bars), elle utilise la température comme agent sélectif. Sur chaque plateau, les vapeurs montant et les liquides descendant sont en équilibre thermodynamique.

L'unité de topping est composée de trois colonnes : d'une colonne principale DA101, qui est divisée en deux parties ; un vaporisateur et un fractionnateur, d'un débutaniseur DA102 et d'un strippeur DA103.

La partie de brut stabilisé envoyée vers le topping ( $720\text{m}^3/\text{j}$  environ) est admise dans le four BA101 ou elle est préchauffée jusqu'à une température d'environ  $340^\circ\text{C}$ , pour alimenter le vaporisateur. Le résidu sortant du vaporisateur passe à la pompe GA104 puis à l'échangeur de chaleur EA107 (coté tube) ou il surchauffe le produit soutiré du strippeur (le lampant). Après il sera mélangé avec le brut stabilisé (sortant de la stable) passant par les aéroréfrigérants EA06 aux BP. Les vapeurs de tête de vaporisateur contenant des traces de liquide sont injectés à la zone flash du fractionnateur (14<sup>ème</sup> plateau). On assure le reflux, contrôlé par la vanne TRCV102, par le fond de fractionnateur.

Les vapeurs de sommet du fractionnateur (gazole) subissent un refroidissement au niveau des aéroréfrigérants EA100/1, puis on aura la séparation du condensat et du gaz au niveau du ballon de condensat (ou ballon de reflux) FA101, le gaz est envoyé vers torche, tandis que le condensat est aspiré par la pompe GA101/S pour être divisée en deux parties : Une est envoyée vers le débutaniseur DA102 (comme charge), l'autre retourne au fractionnateur comme reflux.

Le liquide de fond du fractionnateur (le gasoil) est aspiré par la pompe GA103/S pour être divisé en deux parties : la première est admise au four BA 103 pour maintenir la température du fond de colonne (rebouillage), et la deuxième passera par l'échangeur EA106 pour assurer le rebouillage du débutaniseur (surchauffe l'essence sortant de fond de débutaniseur), après elle subira un refroidissement au niveau des aéroréfrigérants EC100/1 puis l'aéroréfrigérants EC105 pour être envoyé au stockage (SPF).

## CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

---

Le lampant soutiré du 9<sup>ème</sup> plateau alimente le strippeur DA103 pour être stabilisé (être conforme au stockage et à la commercialisation) en éliminant ses fractions légères qui sont réinjectées dans le fractionnateur par le rebouillage réalisé au niveau de l'échangeur EA107 (chaleur fournie par le résidu). En du strippeur, le lampant est aspiré par la pompe GA105 et refoulé vers les aéroréfrigérants EC100 puis vers stockage.

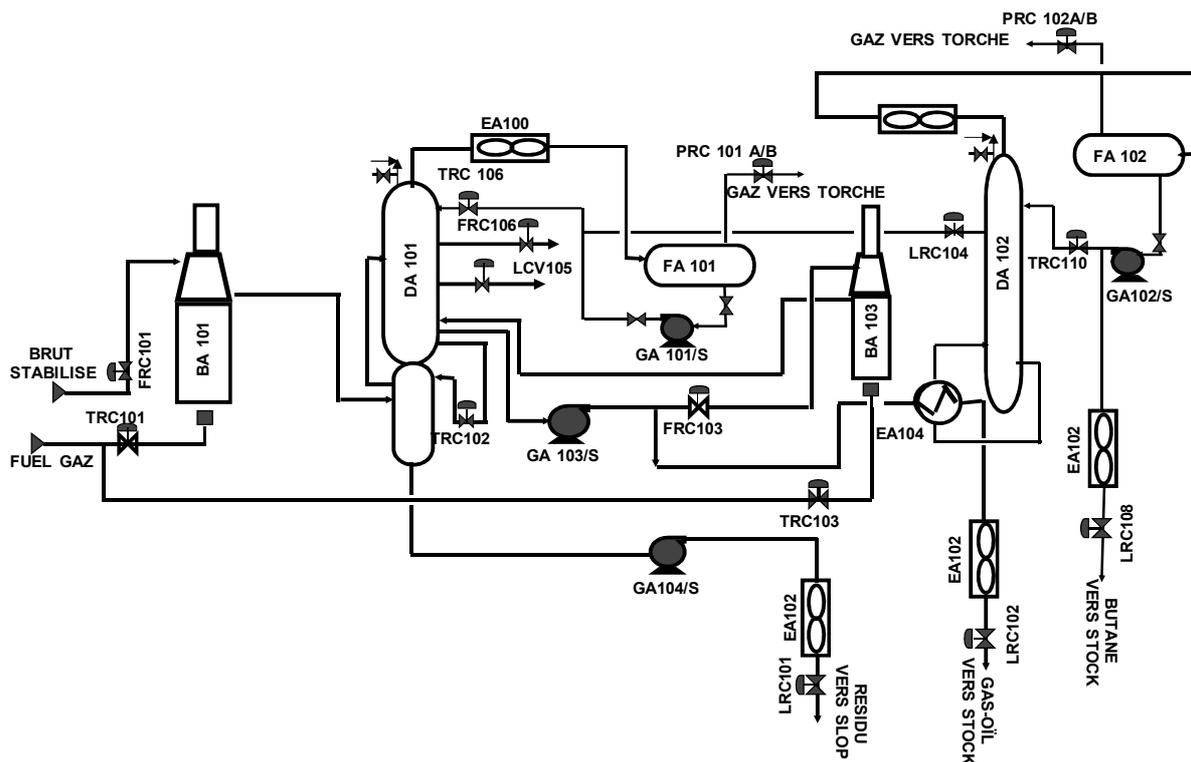
Le naphta (essence lourde) est soutiré du 5<sup>ème</sup> plateau et par suite est slopé vers les (BP) et les (RD).

Le débutaniseur DA102 est alimenté par la gazoline au niveau du 15<sup>ème</sup> plateau, le rebouillage est assuré par le gasoil au niveau de l'échangeur EA106, l'essence sortant du fond de débutaniseur se dirige vers les aéroréfrigérants EC100 puis vers stockage. Les vapeurs de tête sont refroidis dans l'aéroréfrigérant EA100/2 pour que le condensat soit aspiré par la pompe GA102/S et refoulé comme reflux de débutaniseur, et le gaz, en majorité le butane, se dirige vers stockage (sphère de 500m<sup>3</sup>).

Le sloop est l'endroit où on envoie les produits finis non conformes vers les (BP) et les (RD).

Dans le cas actuel, tous les produits sont slopés, le stockage ne concerne que le gasoil uniquement ou le mélange gasoil + lampant[1].

Malgré tous ces fonction l'unité à l'arrêt depuis 2007.



**Figure I.5 : Unité de Topping (RHM1)**

## I.4.c Unité de fractionnement des condensats (UFC)

L'unité de fractionnement des condensats ayant une capacité de 2500 m<sup>3</sup>/j est destinée à fractionner les condensats récupérés des ballons de condensats des unités de compression 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> étage et la stable, qui constituent sa charge en trois fractions :

Les gaz incondensable (C<sub>1</sub> et C<sub>2</sub>).

Le GPL (C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>).

Les condensats C<sub>5</sub>.

La charge est préchauffée au niveau d'échangeur à tête fixe EA2204 (coté faisceaux) de 45°C à 70°C environ (pression de 19 bars), puis au niveau de l'échangeur EA2203 (coté calandre) jusqu'à une température de l'ordre de 100°C, elle est ensuite séparée en deux (02) phases, liquide et gazeuse, au niveau du ballon tampon FA2206, ces deux dernières sont admises dans la colonne se fait parallèlement à travers les deux échangeurs EA2201A et B par le gasoil, le produit de fond de la colonne qui est le C<sub>5</sub><sup>+</sup> après le refroidissement à travers l'échangeur EA2204 (préchauffe la charge) et l'aéroréfrigérant EC2004, il est envoyé vers la séparation 2<sup>ème</sup> étage. Les vapeurs du sommet sont admis dans la colonne DA2202 comme charge. Le produit de fond de la DA2202 est aspiré par la pompe GA2203/S, ou le niveau est

## CHAPITRE I :PRESENTATION DU SERVICE TRAITEMENT SUD

---

contrôlé par la vanne LRC2276 pour assurer le reflux de la colonne. Les vapeurs du sommet sont refroidies à travers l'aéroréfrigérant EC2203, on récupère les condensats au niveau du ballon de condensats FA2205, ou le gaz ( $C_1$ ,  $C_2$ ) est envoyé vers l'unité GPL ou vers les unités de compression LDBP, et l'excès vers torche, les condensats sont répartis en deux parties : la première est aspirée par la pompe GA2202 pour maintenir la température convenable du sommet de colonne, c'est le reflux, et la deuxième partie est aspirée par la pompe GA2205/S (le niveau dans le ballon est réglé par la vanne LRC2280) pour constituer la charge de la colonne DA2203. Les vapeurs de sommet de cette dernière sont aussi refroidies au niveau de l'aéroréfrigérant EC2203, leur détente se fait au ballon de condensats. Le rebouillage est réalisé à travers l'échangeur EA2202, le produit de fond de la colonne ( $C_3$ ,  $C_4$ ) est refroidi à travers les aéroréfrigérants EC2205 (le niveau dans la colonne est contrôlé par la vanne LRC2277) pour être ensuite envoyé vers l'unité GPL pour stockage[1].

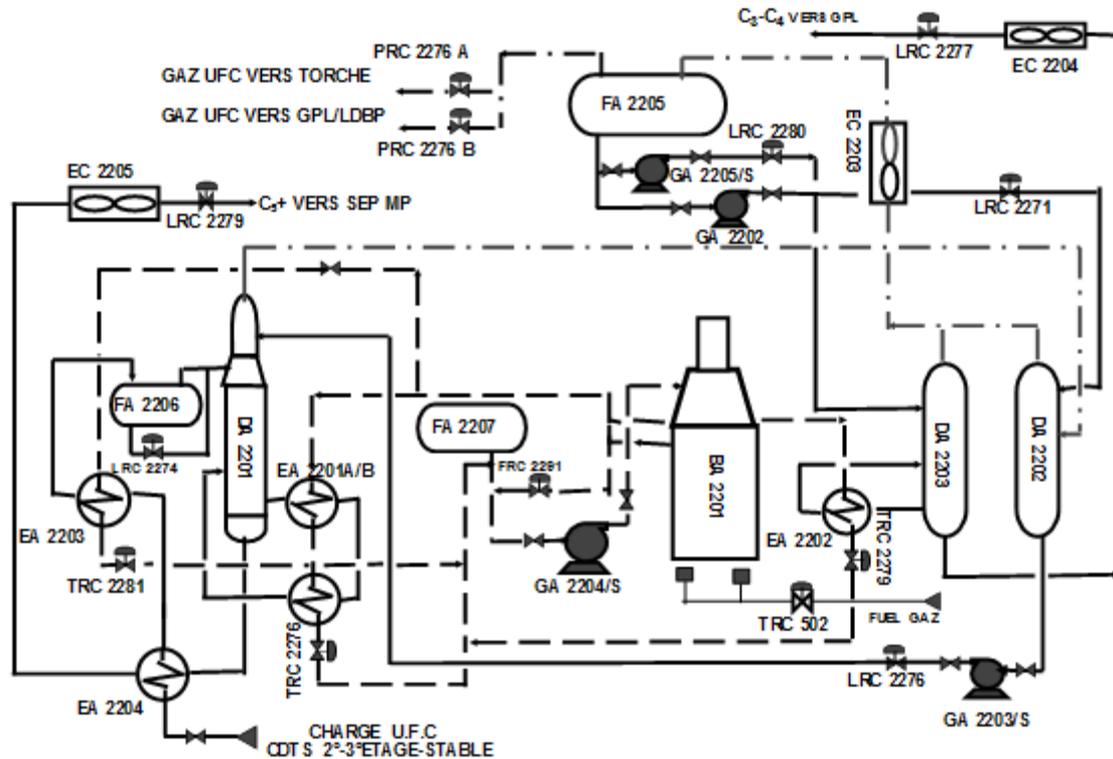
Les produits obtenus ont les caractéristiques suivantes :

Le  $C_3$ ,  $C_4$  : la  $d^{15} = 0.560$  et la TVR = 5 à 6 bars.

Le  $C_5$  : la  $d^{15} = 0.650$  et la TVR = 0.8 à 1 bar.

### I.4.c.1 Circuit Du Gasoil (Fluide Caloporteur)

L'appoint du gasoil est assuré en principe par un camion-citerne. Le gasoil est aspiré du ballon FA2207 par la pompe GA2204/S et refoulé vers le four BA2201, il sera chauffé jusqu'à  $190^{\circ}\text{C} - 205^{\circ}\text{C}$  d'environ, en sortant, il sera répartie en trois parties : la première va chauffer la charge de la colonne principale DA2201 au niveau de l'échangeur EA2203 (coté faisceaux), la deuxième va assurer le rebouillage de cette colonne au niveau des échangeurs EA2201 A et B (coté faisceaux). Et la troisième partie va assurer le rebouillage de la colonne DA2203 au niveau de l'échangeur EA2202 (coté faisceaux). Les trois parties vont revenir au ballon FA2207[1].



**Figure I.6 : Unité de fractionnement des condensats[1].**

## I.5 Utilité

### I.5.1 Centrale d'air

La centrale d'air est conçue pour alimenter les unités du CIS en air instrument. Trois moto-compresseurs 5.5KV GB3000 A, B et C avec une production de 2000 Nm<sup>3</sup>/h chacun, et un groupe diesel (compresseur entraîné par un moteur diesel) de secours GB3001 de 1600Nm<sup>3</sup>/h sont mis en œuvre pour la compression de l'air jusqu'à 9bars environ. Ensuite et au niveau de l'unité de refroidissement, l'air subit un refroidissement de 60°C à 35°C par l'eau froide (eau GLYGOLÉE refroidie à chaque fois dans le refroidisseur) à travers un échangeur de chaleur. Les gouttelettes d'eau et l'huile entraînées par l'air au niveau de l'unité de déshuilage. C'est l'air service qui s'est produit et stocké dans les deux ballons FA3000 A et B (ballon accumulateurs).

Pour avoir de l'air instrument, l'air service alimente une unité de service KA3000 A, B, C et KA3001 ou se fait l'adsorption de l'eau avec et sans chaleur. Ensuite l'air séché (instrument) sortant à 7bars est envoyé vers les deux ballons FA3001 A et B[1].

En cas de coupure de courant électrique normal, un groupe électrogène 380V alimente les groupes frigoristes, l'éclairage et les tables synoptiques.

Est généralement utilisé l'air de service dans les opérations de nettoyage et soufflage des équipements [1].

### **I.5.2 L'eau de service**

C'est de l'eau albion qui alimente le centre dans réseau d 14 bars le rôle de cette eau est primordiale car on l'utilise dans plusieurs cas

- 1) lavage des batteries d'échangeurs.
- 2) lavage de brut pour dessalage.
- 3) Refroidissement des pompes.
- 4) Humidification des aeros.
- 5) Lavage des capacités en révision...etc

# CHAPITRE II : SEPARATION

### CHAPITRE II : SEPARATION

#### II.1 Introduction

Le moyen le plus simple pour stabiliser un brut est de lui faire subir un certain nombre de séparations à des pressions décroissantes (séparation multi étagée) et de séparer le gaz obtenu à chacun des étages de séparation. Ce procédé ne peut s'envisager que sur des gisements éruptifs et dont la pression de tête de puits est supérieure à la pression atmosphérique.

Souvent cette simple séparation physique n'est pas suffisante. Il faut alors prévoir un traitement additionnel qui peut consister en un chauffage du brut pour améliorer le dégazage, ce chauffage peut être accompagné d'une distillation pour limiter les pertes en constituants « semi légers » ou « semi lourd » comme les C<sub>5</sub>, voire les C<sub>6</sub> dans la phase gaz extraite du but [ 2].

#### II.2 Séparation

Le brut est un mélange d'hydrocarbures et de matière non hydrocarbures provenant d'un gisement. L'effluent est caractérisé par sa composition et par ses caractéristiques physicochimiques. Celles-ci évoluent dans le temps et sont très variables suivant les bruts. L'effluent d'un puits en production est un mélange qui se présente le plus souvent sous forme diphasique :

- Une phase liquide constituée par des hydrocarbures lourds stables dans les conditions de traitement, des hydrocarbures légers vaporisables et de l'eau de gisement.
- Une phase gazeuse formée de gaz et de vapeurs d'hydrocarbures légers.

Le séparateur est l'équipement utilisé pour faire la séparation pour dissocier le pétrole, les gaz et l'eau contenus dans l'effluent à la sortie du puits de production en agissant sur leur densité [ 2 ].

Les séparateurs sont placés en tête de la chaîne de traitement dont ils constituent les éléments essentiels. Ils reçoivent directement du manifold d'entrée la production amenée par les collectes [ 2].

Un séparateur est une capacité sous pression, incorporée à un circuit, sur lequel elle provoque un ralentissement de la vitesse d'écoulement de l'effluent.

Un séparateur se présente comme un réservoir cylindrique disposé soit verticalement ou horizontalement. Il existe aussi des séparateurs sphériques, mais ils sont d'un usage moins utilisé.

Selon l'usage on distingue :

- Les séparateurs de détente utilisés pour le traitement des gaz à condensat ;
- Les séparateurs gaz / huile ;
- Les séparateurs d'eau libre ;
- Les scrubbers (ex : ballon de torche) et filtres.

### II.2.a Objectifs de la séparation

L'opération de séparation est destinée à séparer l'huile du gaz et de l'eau afin de permettre la livraison au client d'un produit conformes à des normes bien définies telle que :

- Densité
- Viscosité
- B.S.W ( Basic and sediment water )
- Salinité
- Tension de vapeur

Par ailleurs dans les installations de traitement il est indispensable de protéger certains équipements contre certains fluides comme par exemple :

Les gaz contenant des particules ou solides à des compresseurs centrifuges qui risquent d'être sérieusement endommagés.

Les pompes centrifuges qui risquent de cavité s'il y a présence de poches de gaz dans le liquide pompé [ 1].

### II.2.b Principes Physique utilisés dans la Séparation

Les fluides ainsi que les corps solides en mouvement possèdent une énergie cinétique  
(Energie cinétique = Masse x (Vitesse)<sup>2</sup>).

Pour pouvoir séparer deux fluides non miscibles de densités différentes (Par exemple : huile et eau) ou un fluide d'un solide, on peut agir sur l'énergie cinétique en l'annulant, favorisant ainsi l'effet d'inertie qui différent selon la densité de chaque composant.

Les trois principes physiques essentiellement utilisés dans la séparation sont:

### II.2.c Effet de l'inertie

Un séparateur peut exploiter un ou plusieurs de ces systèmes de séparation. Dans tous les cas, la vitesse du courant gazeux joue un rôle important dans le mécanisme de séparation, car avec des vitesses trop élevée ou trop faibles, il y'a réduction de rendement ou d'autres inconvénients comme l'érosion, etc...[ 1 ].

## CHAPITRE II : SEPARATION

---

Dans tous les cas, il est indispensable de fixer une valeur optimale de la vitesse et par voie de conséquence, de connaître le diamètre de séparateur pour obtenir une bonne séparation [ 1 ] .

### II. 3 Constitution générale des Séparateurs

#### II. 3.1 Définition d'un séparateur

Un séparateur est un réservoir qui fonctionne à pression constante grâce à un système de vannes à ouverture réglable sur les sorties huile et gaz. Par un système de grillages et de chicanes convenablement disposés à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelettes liquides dans le gaz et de bulles de gaz dans l'huile[ ].

On ne peut utiliser qu'un seul séparateur; cependant on dispose généralement d'une batterie de séparateurs montés en série chacun étant réglé à une pression bien déterminée, comprise entre la pression de bulle et la pression de stockage. Le but recherché est alors de se rapprocher de la séparation différentielle; si en effet on avait une infinité de séparateurs fonctionnant en série, leurs pressions respectives variant de façon continue depuis la pression de bulle du brut jusqu' à la pression atmosphérique, on aurait exactement la vaporisation différentielle. On sait alors que la masse de gaz libéré est minimale est donc la récupération maximale. Dans la pratique, on se rapprocha rapidement de ce résultat avec un nombre limité d'étapes de séparation [1].

Le dégazage est due uniquement à des variations de pression et de température Théoriquement, le rôle d'un séparateur se limite à retirer le gaz de l'huile déjà vaporisée dans le tubing et le réseau de collecte dans le cas du premier étage, dans les vannes de contrôle de sortie d'huile pour les étages suivants et à éliminer les gouttelettes d'huile qui pourraient être entraînées par le gaz [1].

Pratiquement, le séparateur a une influence sur la quantité du dégazage proprement dit car ce dégazage n'est pas instantané .en effet le temps de rétention de l'huile importe beaucoup car il permet à l'équilibre liquide - gaz de se rapprocher des conditions théoriques. Il est important d'avoir le plus grand temps de rétention [ 1].

Le temps de rétention est le temps de séjour de l'effluent dans le séparateur ( $\geq$  une minute en moyenne).

Il est a noter que le dernier étage de séparation peut être constitué:

- Soit des séparateurs fonctionnant à très faible pression (voisine de la pression atmosphérique) dont le but est surtout le dégazage avant l'entrée dans les bacs de stockage ;
- Soit des séparateurs précédents combinés avec les bacs dégazeurs du type à toit fixe ;
- Soit par des " flow-tanks", réservoirs à toit fixe munis d'une ligne de torche, pouvant résister à une surpression de plusieurs dizaines de grammes.

### **II.3.1.a Constitution des séparateurs**

La séparation des diverses phases constituant un mélange d'hydrocarbures se réalise dans un groupe d'appareil appelé séparateur. Ces appareils sont des récipients métalliques sous pression de formes diverses suivant le but recherché et les dimensions appropriées en fonction:

- Des débits avec divers fluides constituant l'hydrocarbure ;
- Des difficultés particulières de séparation ;

Ces séparateurs comportent cinq partis fonctionnels :

### **II.3.1.b Section de séparation initiale**

Dégrossissage maximum de la séparation par une duse variable tangentielle dans le cas d'un séparateur vertical ; ce qui permet une séparation centrifuge (les constituants les plus lourds vont vers la périphérie, le gaz restant au centre). Sur les séparateurs horizontaux, un déflecteur permet de briser le jet à l'entrée [1].

### **II.3.1.c Section de séparation secondaire**

Avec extraction du gaz du liquide (foaming section). Ceci est obtenu par des chicanes (baffles) sur lesquelles les gouttelettes liquides viennent butter et s'assembler en particules plus grosses [ 1].

### **II.3.1.d Section de sédimentation**

Par gravité, les fluides constituant les liquides se séparent, donc cette section utilise l'effet de la pesanteur [ 1].

### **II. 3.1.e Section d'extraction**

Des gouttelettes liquides du brouillard constitué par le gaz qui s'échappe par l'orifice de sortie (demisting section), réalisé par un dispositif à maille fixe, qui arrête dans le jet gazeux les fines gouttelettes de liquide [1].

## CHAPITRE II : SEPARATION

### II. 3 .1.f Section de collecte

Recueille les divers fluides obtenus à partir de mélange initial. C'est-à-dire l'huile, l'eau et le gaz et les composés solubles.

Le tableau II.1 résume la réparation des diverses sections sur les divers types de séparation

**Tableau II.1 : la réparation des diverses sections sur les divers types de séparation**

Section	Type de séparateur		
	Vertical	Horizontal	Sphérique
1	au milieu	à une extrémité	au trop de la sphère
2	tout la section	au minimum 50% de la section	section diamétrale
3	tout la section	à 75% de la section	section diamétrale
4	en haut	à l'autre extrémité	légèrement au-dessus du grand axe
5	au fond pour les liquides /sédiments au sommet pour les gaz	Partie inférieure pour Liquide /sédiments Génératrice supérieure Pour les gaz	au fond

### II.4 Les Types de séparateurs

#### II.4.1 Séparateur vertical

##### II.4.1.a Fonctionnement

Ces séparateurs sont constitués par un cylindre vertical terminé par des fonds bouchés. L'arrivée de l'effluent s'effectue en général tangentiellement à une circonférence et à peu près à mi-hauteur du séparateur. Le mélange se sépare par gravité, l'huile descend en hélice le long de la paroi et le gaz montant à la partie supérieure. Le gaz traverse un tamis extracteur de gouttelettes et est évacué à la partie supérieure en passant à travers une vanne automatique de contrôle de pression. L'huile est évacuée à la partie inférieure à travers une vanne automatique d'huile commandée par un flotteur. La capacité des séparateurs verticaux atteint entre 500 et 850 m<sup>3</sup>/j avec des pressions pouvant atteindre 420 bars(Figure II.1) [2].

## CHAPITRE II : SEPARATION

---

### ➤ **Avantage**

- Traitement possible des hydrocarbures salés.
- Nettoyage aisé.
- Faible encombrement.
- Hydrocarbures pauvres en liquides.
- Utilisé en moyenne et haute pression.

### ➤ **Inconvénients**

- Cout assez élevé.
- Transport difficile.
- Séparation tri phasique difficile.
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbures moussants.

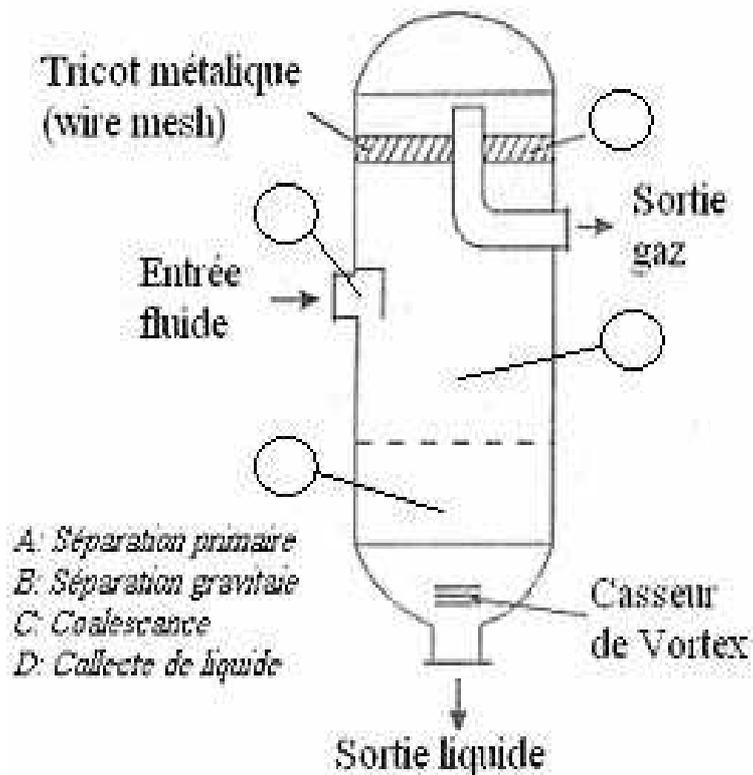


Figure II.1 :Séparateur Verticale

### II.4.2 Séparateur horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments pour réaliser les cinq fonctions (Figure II.2) [2].

#### II.4.2. a Fonctionnement

Le mélange d'hydrocarbures arrive à une extrémité et est projeté sur un déflecteur brisant l'émulsion. Par différence de densité, l'huile tombe au fond du cylindre, le gaz s'accumule dans la partie supérieure [ 1 ].

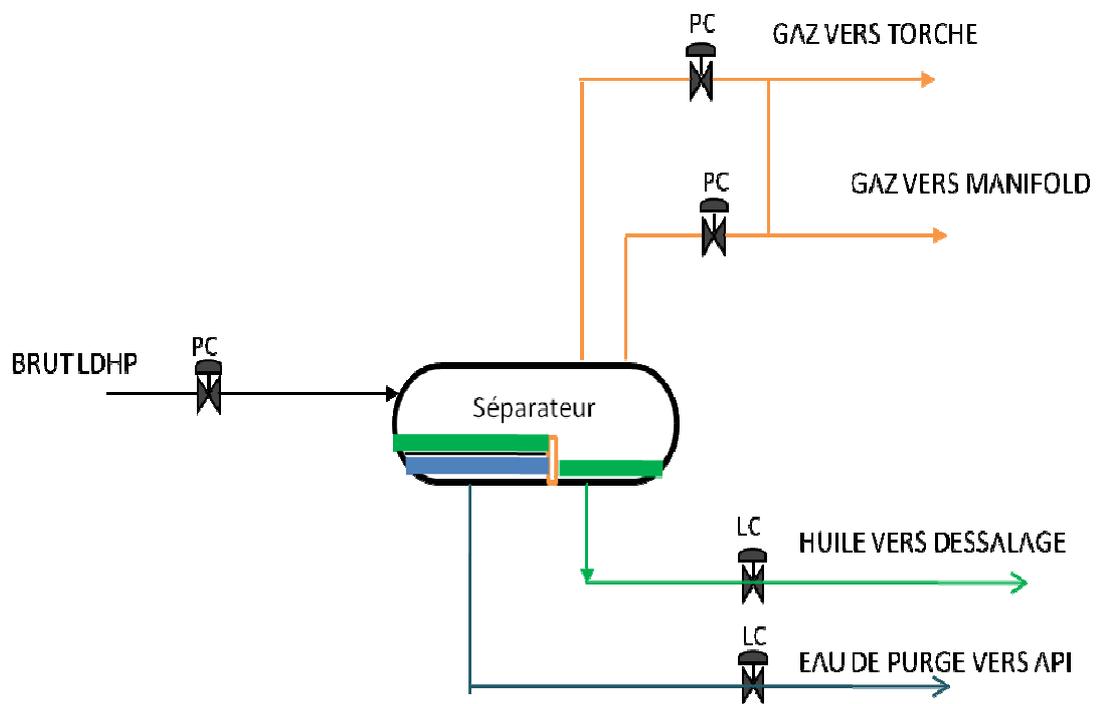
Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent les gouttelettes d'huile, puis à travers un dernier tamis dit, extracteur de brouillard, avant de partir par une sortie supérieure, l'huile est soutirée à la partie inférieure. Il est à noter qu'un tel appareil travaille à une certaine pression (sélectionnée pour obtenir la récupération maximale). Cette pression fournit l'énergie nécessaire pour chasser l'huile à la partie inférieure. Afin de conserver toujours une garde d'huile. Cette sortie est contrôlée par une vanne automatique sur la sortie gaz, commandée par un contrôleur de pression. La capacité des séparateurs horizontaux va généralement jusqu'à  $5000\text{m}^3/\text{j}$ , avec des pressions pouvant atteindre 420bars. Au moyen orient, on retrouve des séparateurs horizontaux de très grande capacité pouvant aller jusqu'à  $20000\text{m}^3/\text{j}$  [1].

➤ **Avantage**

- Solution économique.
- Transport facile.
- Séparation triphasique aisée.
- Rempli à moitié, il offre un passage suffisant au gaz.
- Si le puits débite par bouchons de gaz, les différents volumes gazeux s'écoulent sans inconvénients.

➤ **Inconvénients**

- Limité aux moyennes et basses pressions.
- Nettoyage malaisé en cas de production de sédiments.



LC: level control  
PC: pressure control

Figure II.2 :Séparateur Horizontale

### II.4.3 Séparateur Sphérique

#### II.4.3.a Fonctionnement

Le mélange d'hydrocarbure rentre du sommet du séparateur et prend un mouvement circulaire sous l'effet d'un déflecteur de forme spirale à l'entrée. Le liquide se répand en nappe sur une calotte semi sphérique à l'intérieur permettant une séparation initiale rapide (liquide – gaz) .Le liquide tombe dans la section d'accumulation, le gaz séparé descend entre la calotte et le corps du séparateur puis change de direction et traverse l'extracteur de brouillard pour sortir par la sortie gaz située sous la calotte. Le double changement de direction permet au gaz de se débarrasser de ses particules liquides. Le liquide s'accumule dans la partie intérieure du séparateur assurant un bon dégazage(Figure II.3) [ 1].

➤ **Avantage**

- Utilisation possible sur une unité de production OFF SHORE
- Utilise à des très hautes pressions.

➤ **Inconvénients**

- Séparation 3 phases difficile
- Cout très cher
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbure moussant
- L'utilisation de ce séparateur n'est pas courante

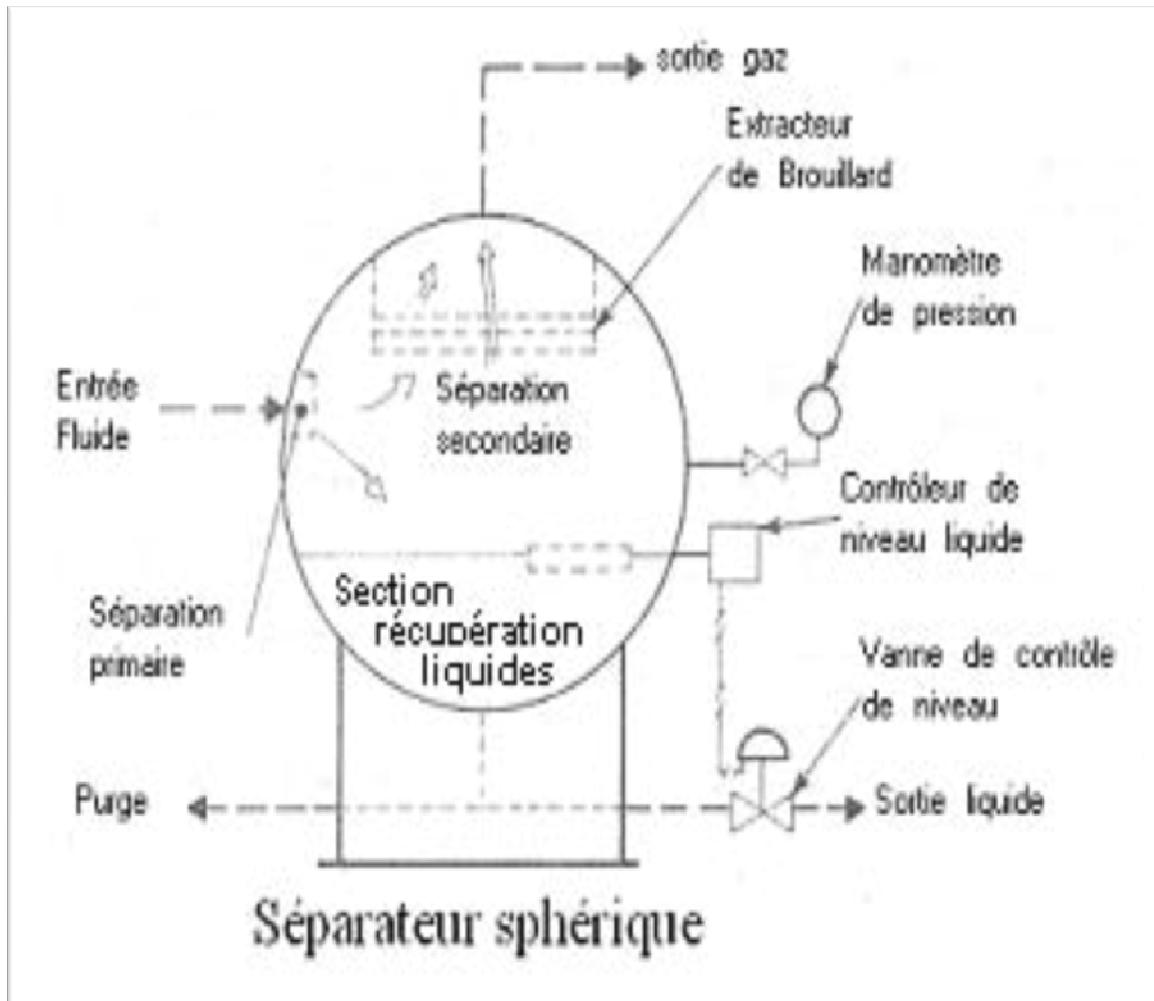


Figure II.3 : Séparateur Sphérique

### II.5 Equipements dans un Séparateur

#### II.5.a Organes de contrôle

- Manomètres: 1,5 à 2 fois la pression de travail
- Thermomètres sur la sortie huile et gaz
- Niveau à glace testée à 2 fois la pression de travail
- signaux d'alarme.

#### II.5.b Organes de commande

- vannes automatiques sortie huile et gaz
- Flotteurs de commande
- Circuit d'alimentation du gaz pilote

### II.5.c Soupapes de sécurité

C'est une soupape dont le ressort est taré à la pression maxi du séparateur et fonctionnant en tout rien. Elles sont le plus souvent reliées à la torche gaz par une conduite munie d'un clapet anti-retour. La soupape de sécurité est caractérisée par le diamètre d'entrée et le diamètre de sortie de la bride, une lettre définissant l'orifice ou la Duse.

A l'origine les soupapes sont tarées selon les indications du constructeur. Périodiquement, elles doivent être vérifiées (démontées, nettoyées, graissées, puis tarées). Au tarage à la pression voulue la soupape doit déclencher brusquement [1].

### II.5.d Plaque d'éclatement

C'est un disque servant à assurer la sécurité du séparateur sous pression en cas de défaillance de la soupape de sécurité. Les caractéristiques de la plaque d'éclatement sont portées sur la queue. Elle est généralement cale entre deux brides. La pression d'éclatement comprise entre 1,1 et 1,2 de la pression maxi de travail du séparateur. Les caractéristiques de la plaque sont calculées à une température de 21°C[1].

### II.5.e Organes d'entretien

- Trou d'homme
- Purge de vidange
- Témoin anti- corrosion

## II.6 Paramètres De Fonctionnement D'un Séparateur

### II.6.1 Pression de séparation (pression de service)

La pression de fonctionnement des séparateurs n'est pas indifférente .On constate que pour un nombre d'étages donné, il existe une pression optimale [1].

Pour chaque étage, telle que la quantité d'huile récupérée est maximale .Cette augmentation de la quantité de liquide au stockage pour une production donnée des puits, n'est pas due à une meilleure récupération des gouttelettes de liquide entrainées dans les gaz, mais grâce à ce choix des pressions on maintient en solution une plus grande quantité de produits, tel que le propane, le butane et le pentane qui se seraient volatilisés en d'autres conditions de séparation [1].

En pratique il existe des plages de pressions optimales. Dans le cas du brut de Hassi Messaoud, ces plages sont de 20 à 35 kgf/cm<sup>2</sup> pour le premier étage, de 4 à 6kgf/cm<sup>2</sup> pour le deuxième étage.

Lorsque plusieurs séparateurs travaillent en parallèle, les pressions du premier étage doivent être maintenues identiques, afin d'éviter un écoulement préférentiel vers une séparatrice travaillante plus basse pression qui serait ainsi surchargé. C'est pourquoi on a intérêt à avoir des manomètres parfaitement étalonnés pour s'assurer que les charges en liquide et en gaz sont équivalentes. Le meilleur moyen est de comparer les pressions de sorties des instruments de contrôle et les débits des gaz sur les enregistreurs. Ces valeurs doivent être théoriquement égales pour les séparateurs HP pratiquement, on aura toujours les différences de débits d'un séparateur à autre [1].

### **II.6.2 Température de séparation**

Une augmentation de température a le même effet qu'une diminution de pression, ou le volume de gaz augmente et par suite, sa vitesse ce qui diminue la capacité du séparateur.

Le niveau à glace doit être propre et les niveaux d'interface seront réglés sur les repères fixés par le constructeur [1].

Les niveaux ne sont pas relevés comme les pressions. Cependant, leur surveillance est aussi importante que celle des pressions. Lors des relevés de ces dernières, il est bon de contrôler les niveaux. Normalement le niveau ne doit dépasser le milieu de niveau à glace, car les vagues qui se produisent dans le séparateur peuvent passer par-dessus les plaques horizontales. Il ne doit pas, non plus être réglé trop bas, afin d'obtenir un temps de rétention de l'huile [1].

**CHAPITRE III :**  
**ANALYSES CHIMIQUES**

## CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES

### III. 1 Introduction

Le pétrole brut qui arrive à la raffinerie a déjà subi un traitement de dés émulsion ou de dessalage sur ses champs d'origine dans la mesure où celui-ci avait une production hydratée ou salée son BSW dépasse donc très rarement 1%.

### III.2. Détermination de l'eau et des sédiments dans les pétroles bruts (BSW)

#### III .2.1 Objet et domaine d'application

La présente norme a pour objet de décrire une méthode de détermination par centrifugation de la teneur «eau et sédiments» des pétroles bruts.

- Le terme «sédiments» désigne uniquement les impuretés solides insolubles dans le toluène. Il ne faut pas confondre «sédiments» et «matière solide en suspension» notamment dans le cas d'échantillons des asphaltènes non dissous.

- Les résultats fournis par cette méthode ne permettent pas d'exprimer la teneur en eau indépendamment de la teneur en sédiments.

#### III.2.2 Principe

La prise d'essai (Entrée, sortie dessaleurs) est mélangée dans un tube gradué avec un égal volume de toluène.

L'eau et les sédiments sont séparés par centrifugation jusqu' a volume constant.

#### III. 2. 3 Appareillage

##### III.2.3.1 Centrifugeuse

Permettent d'obtenir à l'extrémité des tubes une accélération a 500-800 fois celle de la pesanteur ( $g = 9.81 m / s^2$ ).

L'ensemble rotatif et les portes tubes doivent être construites de manière a supporter la force centrifuge maximale susceptible être fournie par le dispositif d'entraînement et doivent être enfermées dans un cadre de protection destinée a éliminer les risques d' inflammation du solvant et a supprimer tout danger en cas de rupture accidentelle d'une pièce mobile. Les portes tubes doivent pouvoir supporter solidement les tubes lorsque la centrifugeuse est en marche.

La vitesse de rotation qui doit être constante et calculée en appliquant la formule suivante:

$$N = 1336 \cdot \sqrt{\frac{P}{2R}} \dots\dots\dots(III.I)$$

## CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES

---

Avec :

**N** : vitesse de rotation tour /min.

**P** : accélération a la pointe du tube en position de rotation et la pointe de tube lorsque celui-ci est en position horizontale.

### III.2.3.2 Tube de centrifugation

Les tubes doivent être de forme (CÔNE). La graduation devra être claire et lisible, le col des tubes doit pouvoir être obturé au moyen d'un bouchon en verre également rodé sous réserve de respecter les cotes indiquées et de choisir un bouchon dont la hauteur totale n'excède pas de 12mm la hauteur du col bain chauffant constitué par un bain liquide ou un bloc métallique suffisant profond pour que les tubes de centrifugation puissent y être placés verticalement jusqu'à la division 100ml. Ce bain doit pouvoir être porté et maintenu à une température de 50° C ou 60° +/-1°C près.

### III.2.4 Mode opératoire

La prise d'essai utilisée doit être représentative de l'échantillon ce qui implique son homogénéisation par les moyens appropriés. Immédiatement avant son introduction dans le tube de centrifugation.

Dans deux tubes de centrifugation de masses approximativement égales, introduire du toluène jusqu' au repère 50, compléter avec le produit a examiner jusqu' a repère 100, boucher les tubes d'une manière étanche, les agiter vigoureusement, jusqu' a ce que le contenu soit complètement mélangé et les immerger pendant environ 15mm jusqu'a la graduation supérieure du tube dans le bain chauffant maintenu a 50°C+/-1°C retirer les tubes du bain, les agiter vigoureusement, pendant 10s et les placer dans deux portes tubes de la centrifugeuse diamétralement opposés, centrifuger pendant 10min a une vitesse constante telle que l'accélération centrifuge soit comprise entre 500 et 800 g (se guider pour cela sur les indications sur le tableau III.1 des normes) .

**Tableau III.1 : Normes utilisées**

Grandeurs	valeurs
Densité	0.7949<d<0.8000
TVR	TVR≤0.750
Salinité	S<40 mg/l
BSW	<0.5%

## CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES

---

Retirer les tubes et noter les volumes de dépôt rassemblés au fond de chaque tube à 0.05 ml près pour les mesures comprises entre 0.1 et 1ml près pour les mesures inférieures à 0.1ml (arrondir les résultats à 0.025ml près).

Replacer les tubes sur la centrifugeuse, les centrifuger à nouveau pendant 10min à la même vitesse, les retirer et lire comme précédemment le volume total eau plus sédiment.

### III.3 Salinité Brut

#### III.3.1 Principe

La méthode consiste à extraire les sels contenus dans le brut et le dosage des chlorures par la méthode de MOHR.

#### III.3.2 Mode opératoire

On prélève un échantillon de brut de 100 ml au quel on ajoute 100ml d'eau distillée contenant quelques ppm de démulsiifiant (prochinor-chimec), après l'agitation pendant 30 min, on prélève 20ml de la phase aqueuse dans un petit erlenmeyer. On ajoute quelques gouttes de bichromate de potassium ( $K_2CrO_4$ ) et on titre avec du nitrate d'Argent ( $AgNO_3$ ) de normalité 0.1 N, jusqu'à l'obtention d'une couleur rouge brique. La salinité est exprimée en mg de NaCl par litre de brut et donnée par la formule suivante :

$$S \text{ (mg/l) NaCl} = 58.45 * n * (v-x) * 1000/20 \dots\dots\dots(III.2)$$

Avec:

**58.45**: masse moléculaire de NaCl.

**N**: normalité de  $AgNO_3$ .

**V**: volume dépensé de  $AgNO_3$  en ml.

**X**: salinité d'eau distillée.

On peut utiliser la formule simplifiée suivante :

$$S \text{ mg/l (NaCl)} = 292.25 (V-X) \dots\dots\dots(III.3)$$

Cette spécification qui fait l'objet de conditions imposées par l'acheteur au producteur, varie suivant les bruts car elles dépendent des investisseurs à réaliser par ce dernier pour satisfaire, or ceux-ci sont en fonction de la nature du brut et de l'emplacement des champs de production. Le brut venant des champs pétroliers contient beaucoup d'eau et de sel sous forme

d'émulsion stable par rapport au temps de séjour, malgré une séparation primaire dans des séparateurs biphasiques liquides (eau, huile) et gaz, cette eau et ces sels posent un grand problème (bouchage, corrosion) au niveau des appareils de ces unités, l'extraction de ces sels nécessite l'installation de toute une unité de dessalage.

### **III.4 Tension de vapeur Reid (TVR)**

#### **III.4.1 Objet**

La présente norme décrit une méthode de détermination de la pression de vapeur des pétroles bruts et des produits pétroliers volatils non visqueux, pour les quels cette caractéristique est inférieure à 2000mbar.

#### **III.4.2 Définition**

La pression de vapeur «Reid» est la pression exprimée en millibars développée par les vapeurs, d'un produit pétroliers contenu dans une bombe normalisée, dans des conditions définies, la température de l'essai étant de 37.8°C et le rapport entre le volume de gaz et celui du liquide étant d'environ 4 .

#### **III.4.3 Principe [3].**

Une bombe de «Reid» contenant le produit à examiner est immergée à 37.8°C et agitée jusqu'à l'équilibre de pression. La valeur lue sur le manomètre, corrigé si nécessaire, est la pression de vapeur « Reid ».

##### **III.4.3 .1 Préparation de l'essai**

- Saturation par l'air de l'échantillon dans son récipient d'origine
- Amener l'échantillon conservé dans son récipient d'origine à une température comprise entre 0°C et 1 °C pour la carburante aviation, au entre 0°C et 4°C pour les produits volatils.
- Le retirer du bain de refroidissement, ouvrir le récipient et vérifier que le volume de liquide qu'il contient est compris entre 70% et 80%, le refermer hermétiquement, l'agiter vigoureusement et le replacer dans le bain de refroidissement.

##### **III.4.3 .2 Préparation de la chambre à carburant**

Placer le dispositif prévu entre 0°C et 1°C ou entre 0°C et 4°C suivant le produit à examiner, la chambre à carburant ouverte ainsi que le dispositif de transvasement de l'échantillon assez longtemps pour qu'il prenne la température convenable.

### III.4.3. 3 Préparation de la chambre a air réglage à 37.8

Après avoir purgé et rincé la chambre a air et le manomètre métallique les relie, puis immerger environ dix minute (10min) la chambre à air dans le bain d'eau maintenu à  $37.8\text{ C} + /-0.1^{\circ}\text{C}$  de manière que son sommet se trouve au moins à 25mm au-dessous du niveau de l'eau, ceci juste avant de la relier a la chambre à carburant, ne pas retiré la chambre à aire du bain avant que la chambre à carburant n'ait été garnie de sa prise d'essai .

### III.4.3 .4 Transvasement de la prise d'essai

La préparation de l'appareil étant presque terminée, retirer du dispositif de refroidissement le récipient contenant l'échantillon, le déboucher et y adapter le dispositif de transvasement.

Placer ensuite la chambre a carburant vide et refroidie de telle sorte que le tuyau adducteur du dispositif de transvasement pénètre dans sa tubulure. Renverser alors rapidement tout le système de manière que la chambre a carburant se trouve finalement en position verticale. Remplir la chambre a carburant jusqu'a quelle déborde, puis la frapper légèrement pour s'assurer que la prise d'essai exempte de bulles d'air : compléter le remplissage jusqu'a débordement.

### III.4.3 . 5 Montage de l'appareil [3].

Relier la chambre à air munie de son manomètre à la chambre à carburant, effectuer cette opération en vingt secondes (20s) au plus à partir du moment ou la chambre à carburant est remplie.

- Introduire l'appareil dans un bain thermostaté ;
- Retourner le sens dessus au dessous de l'appareil assemblé pour permettre à la prise d'essai contenue dans la chambre à carburant de s'écouler dans la chambre à l'air et agiter vigoureusement de haut en bas.

### III.4.3 .6 Lecture de la pression de la vapeur

Après immersion de l'appareil dans le bain pendant cinq minutes (5min), tapoter légèrement le manomètre est effectué la lecture. Retirer l'appareil du bain, le renverser l'agiter vigoureusement et le remplacer dans le bain aussi rapidement que possible pour évité qu'il ne se refroidisse. Répéter ces opération d'agitation et de lecture du manométrie au moins 5 fois à des intervalle d'au moins 2 minutes jusqu' a ce que deux lecture consécutives soient constante à des demi-division prés du manomètre montrant ainsi que l'équilibre est atteint, ces

## CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES

---

opérations exigent normalement 20-30 minutes. Lire finalement la pression à des demi-unités près de la plus petite graduation du manomètre.

### **III.5 Analyses effectuées sur le brut**

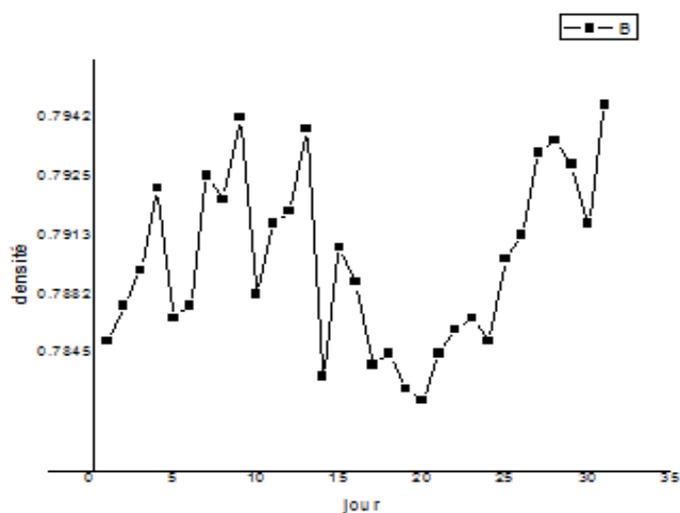
Les résultats des analyses de la densité, salinité, BSW et TVR du brut durant le mois de Janvier sont résumés sur le tableau III.2 et montrés sur les figures III.1, III-2 et III.3.

## CHAPITRE III : ANALYSES CHIMIQUES

**Tableau III.2: Variation de densité, salinité, BSW et TVR du brut durant le mois de janvier**  
[3].

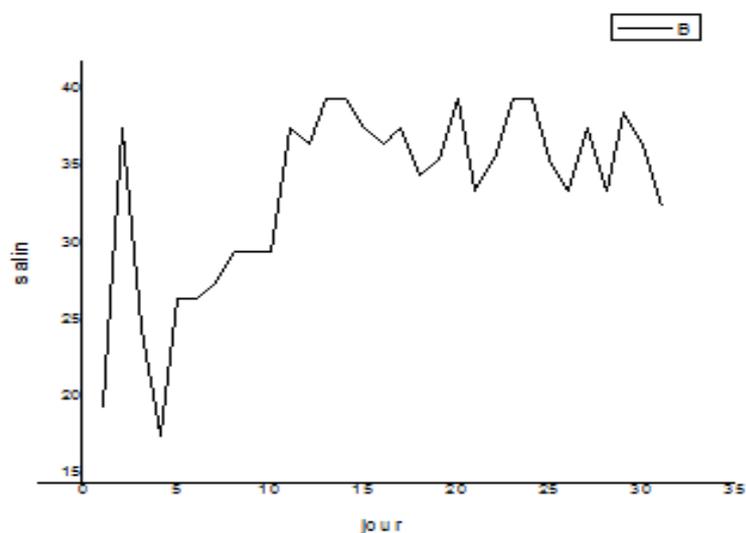
Date	Densité	Salinité (mg/l)	BSW %	TVR (Kg/cm <sup>2</sup> )
01/01/2012	0.7860	20	Traces	1.350
02/01/2012	0.7880	38	T	1.300
03/01/2012	0.7896	25	T	1.310
04/01/2012	0.7923	18	T	1.320
05/01/2012	0.7875	27	T	1.320
06/01/2012	0.7880	27	T	1.400
07/01/2012	0.7925	28	T	1.380
08/01/2012	0.7922	30	T	1.200
09/01/2012	0.7942	30	T	1.200
10/01/2012	0.7882	30	T	1.240
11/01/2012	0.7916	38	T	1.250
12/01/2012	0.7918	37	T	1.120
13/01/2012	0.7938	40	T	1.150
14/01/2012	0.7804	40	T	1.020
15/01/2012	0.7905	38	T	1.400
16/01/2012	0.7885	37	T	1.250
17/01/2012	0.7827	38	T	1.120
18/01/2012	0.7845	35	T	1.180
19/01/2012	0.7787	36	T	1.240
20/01/2012	0.7767	40	T	1.200
21/01/2012	0.7845	34	T	1.250
22/01/2012	0.7864	36	T	1.190
23/01/2012	0.7875	40	T	1.230
24/01/2012	0.7860	40	T	1.220
25/01/2012	0.7901	36	T	1.170
26/01/2012	0.7913	34	T	1.180
27/01/2012	0.7931	38	T	1.200
28/01/2012	0.7937	34	T	1.130
29/01/2012	0.7930	39	T	1.190
30/01/2012	0.7916	37	T	1.170
31/01/2012	0.7944	33	T	1.180
Moyenne	0.7886	34	T	1.227

### III.5.1 Les courbes des analyse



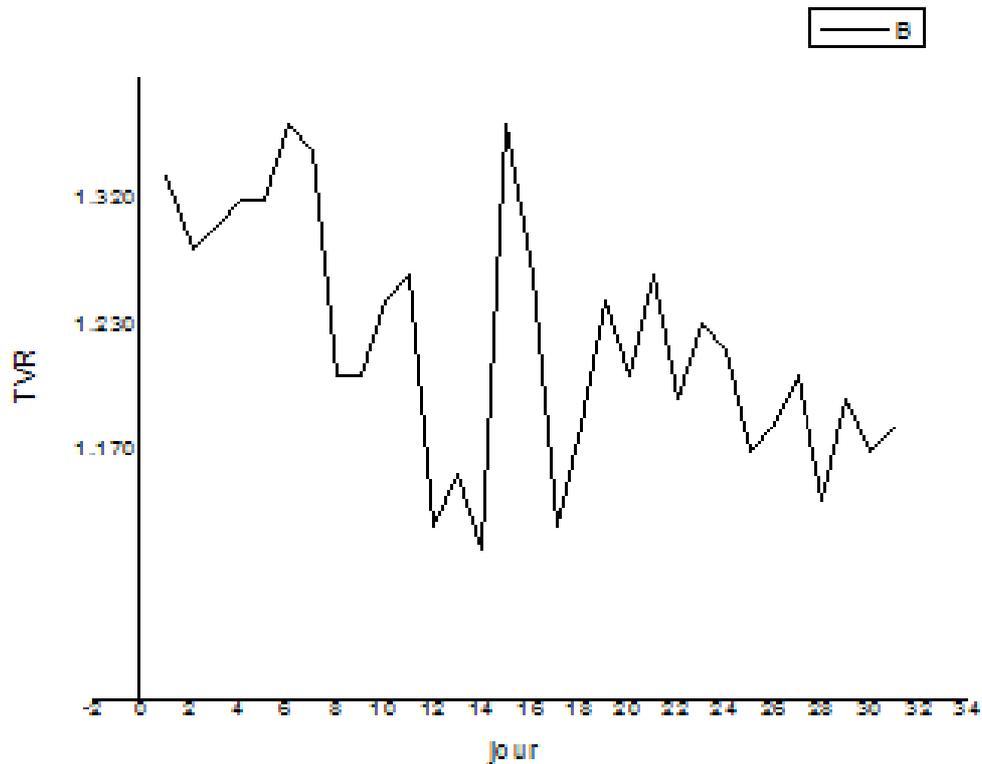
**Figure III.1 Variation de densité durant le mois janvier**

On observe dans ce mois que la densité varie dans l'intervalle de valeur de brut qui concerne la spécification commerciale.



**Figure III.2 Variation de salinité durant le mois janvier**

La salinité joue un rôle de variée l'efficacité de dessaler varier en fonction de la salinité, si elle augmente l'efficacité de dessaler diminuer en vice-versa.



**Figure III.3 Variation de TVR durant le mois janvier**

Dans les périodes hivernale on remarque l'augmentation de TVR ,parce que l'unité de stabilisation n'est fonctionner pas bien.

**CHAPITRE IV :**  
**GENERALITES SUR LOGITIEL**  
**HYSIS**

### CHAPITRE IV : Généralité sur logiciel HYSYS

#### IV.1 Introduction

Le simulateur est un outil précieux pour le calcul du procédé, il facilite énormément la tâche de l'ingénieur et lui fait gagner beaucoup du temps.

Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux et utilisés. Parmi Les logiciels le plus connus dans le domaine du génie chimique est le logiciel HYSYS PROCESS.

#### IV.2 Simulation des procédés industriels

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé [ 5 ].

Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis [ 5 ].

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou parachimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires.

Ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, ...). Cette base de données est enrichie

d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges [ 5].

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité PFD (*Process Flow Diagram*).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles[ ] .

### IV.3 Simulations statique et dynamique

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique (transitoire). Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs commerciaux les plus connus sont *Aspen Plus* (Aspen Technologies), *Design II* (de WinSim), *HYSYS* (Hyprotech), *PRO/II* (Simulation Sciences), PROSIM et CHEMCAD [5].

### IV.4 Introduction sur le simulateur de calcul « HYSYS »

« HYSYS » est un simulateur de calcul, c'est un produit qui continuellement élargit les limites du process en engineering software. « HYSYS » permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités.

A travers ses interfaces on a la possibilité de manipuler facilement les variables process. Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du process pour permettre de prendre les meilleures décisions, les solutions apportées ont été et restent des simulations interactives. Ces dernières n'ont pas seulement prouvé de faire l'utilisation la plus efficace de la simulation mais de construire un modèle interactif avec des résultats immédiats.

Dans notre cas nous allons utiliser la simulation (cas hiver) pour vérifier les paramètres de marche design des colonnes de la section «**séparation** », nous utiliserons également la simulation HYSYS pour vérifier les paramètres de marche des cas actuels. Enfin nous essayerons de comparer et vérifier les résultats simulés pour obtenir les normes commerciales (spécifique) .le plus important dans notre cas c'est la TVR.

### IV.5 Concepts et Caractéristiques du simulateur HYSIS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSIS [5]:

- « *Fluid Package* » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé [5].
- « *Process Flow Diagram* » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « *Flowsheet* », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants [5].
- « *Workbook* » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données [5].
- « *Desktop* » : c'est l'espace principal de HYSIS pour visualiser les fenêtres lors de la conception [5].
- « *Property view* » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « *Simulation Case* » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « *Fluid Packages* », « *Flowsheets* » et « *Flowsheet Elements* » qui constituent le modèle.

La figure V.1 illustre un exemple de flowsheet modélisé.

## CHAPITRE IV :GENERALITES SUR LOGITIEL HYSIS

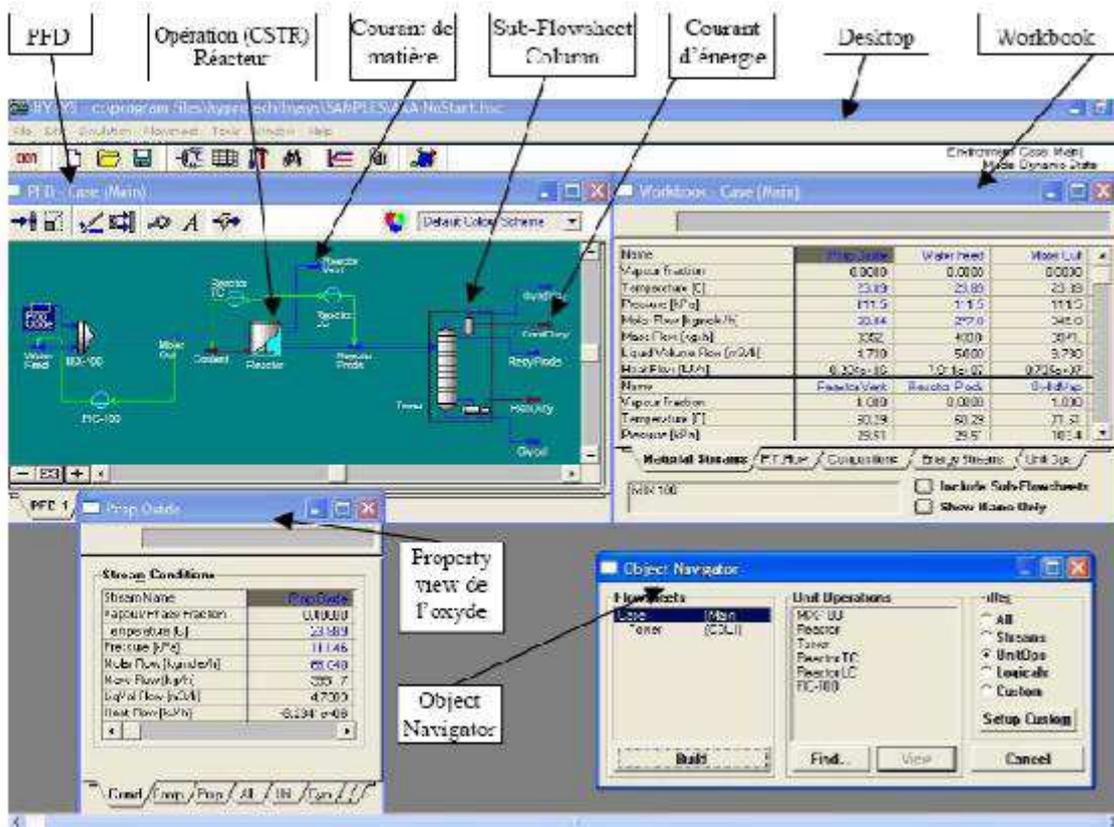


Figure IV.1 Exemple de Flow sheet dans HYSIS

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSIS une plateforme de simulation et de développement très puissant. Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun (The Integrated Engineering Environment).

□ Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.

□ HYSIS contient un Internal Macro Engine qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSIS sans avoir besoin d'un autre programme.

Voici quelques caractéristiques de HYSIS sur la manière dont sont réalisés les calculs :

Gestion des événements (Event Driven): HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation [5]).

Gestion intelligente de l'information (Built-in Intelligence): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible [5].

Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les Flowsheets.

### IV.6 Les modèles thermodynamique de HYSIS

#### IV.6.1 Les équations d'état

Les modèles basés sur les équations d'état (PR, SRK,...etc.) : sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux. Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaire [6].

En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés tel que, le facteur de compressibilité, le volume molaire, la masse volumique, l'enthalpie résiduelle, l'énergie libre résiduelle, le coefficient de fugacité, la constante d'équilibre et l'ensemble des dérivées de ces propriétés par rapport à la température et aux fractions molaires [6].

- **Equation d'état de REDLICH-KWONG (RK)**

Considérée comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire l'état de la phase vapeur [ 7 ].

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{T^{1.5}} \cdot \frac{1}{V(V + b)}$$

Avec :

$$a = 0.427480 \frac{R^2}{P_c} T_c$$

$$b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c}$$

- L'équation cubique en Z (coefficient de compressibilité) s'écrit

$$Z^3 - Z^2 + Z(A - B - B^2) - AB = 0$$

Avec :

$$A = a \frac{P}{R^2} \frac{1}{T^2}$$

$$B = b \frac{P}{R^2} \frac{1}{T^2} \quad Z = \frac{PV}{RT}$$

- L'équation du coefficient de fugacité de constituant pur s'écrit

$$\ln \frac{f}{P} = (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \left( 2 \frac{a^{0.5}}{a} - \frac{b}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + B}{Z} \right)$$

Pour le mélange :

$$a = (\sum y_i a_i^{0.5})^2$$

$$b = \sum y_i b_i$$

Fugacité du constituant i dans le mélange en phase vapeur.

$$\ln \phi_i = \frac{b_i}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \left( \frac{a_i^{0.5}}{a} - \frac{b_i}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + B}{Z} \right)$$

Enthalpie résiduelle du mélange :

$$(H - H^*)_T = RT(Z - 1) \frac{T \left( \frac{\partial a}{\partial T} - a \right)}{b} \ln \left( \frac{Z + B}{Z} \right)$$

- **Equation d'état de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK) [7].**

Cette équation modifiée de REDLICH-KWONG est utilisée dans le calcul des constantes  $K_i$  et de l'enthalpie[9].

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b)}$$

$$A = A^* [1 + (0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

$$a = 0.427480 \frac{R^2}{P_c} T_c$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c}$$

- **L'équation du coefficient de fugacité de constituant pur s'écrit**

$$\ln \frac{f}{P} = (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \ln \left( \frac{A + B}{Z} \right)$$

Pour le mélange :

$$a = \sum_i \sum_j Z_i Z_j a_{ij}$$

$$a_{ij} = (1 - k_i)(a_i a_j)^{0.5} \quad a_{ij} = (1 - k_j)(a_i a_j)^{0.5}$$

$$b = \sum Z_i b_i$$

$$Z_i = x_i \text{ ou } y_i$$

- La fugacité du constituant i dans le mélange en phase vapeur

$$\ln \phi = \frac{b}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \left( Z \sum_j \frac{z_i a_{ij}}{a} - \frac{b}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + B}{Z} \right)$$

- Equation de PENG-ROBINSON (PR) [7].

Elle est similaire à celle de SOAVE-REDLICH-KWONG et très recommandée pour le traitement du gaz, notamment au voisinage du point critique[7].

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + 2bV + b^2}$$

- L'équation cubique en Z (coefficient de compressibilité) s'écrit

$$Z^3 - (1 - B) Z^2 + Z (A - 3B - 2B) - (AB - B_2 - B_3) = 0$$

$$A = a \frac{P}{R^2} \frac{1}{T^2}, \quad Z = \frac{PV}{RT}, \quad B = b \frac{P}{R^2} \frac{1}{T^2}$$

- L'expression du coefficient de fugacité de constituant pur s'écrit

$$\ln \frac{f}{P} = (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{\sqrt{2}B} \ln \left( \frac{Z + \sqrt{2} + 1}{Z - \sqrt{2} - 1} \right)$$

$$a = \sum_i \sum_j Z_i Z_j a_{ij}$$

$$a_{ij} = (1 - k_{ij})(a_i a_j)^{0.5}$$

$$b = \sum_i Z_i b_i$$

$$Z = x \text{ ou } y$$

- **La fugacité du constituant i dans le mélange en phase vapeur**

$$\ln \phi = \frac{b}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \left( 2 \sum_j \frac{z_i a_{ij}}{a} - \frac{b}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + B}{Z} \right) \ln \left( \frac{Z + (\sqrt{2} + 1)B}{Z - (\sqrt{2} - 1)B} \right)$$

$$(H - H^*)_T = RT(Z - 1) - \frac{T \left( \frac{\partial a}{\partial T} - a \right)}{b} \cdot \ln \left( \frac{Z + (\sqrt{2} + 1)B}{Z - (\sqrt{2} - 1)B} \right)$$

Le modèle thermodynamique utilisé pour notre travail est basé sur l'équation de **Peng-Robinson**, ce dernier est le plus recommandé pour le domaine de gaz et de brut [4].

- **Le coefficient d'activité dans une solution liquide peut s'écrire[6].**

$$\ln y = \frac{V(\partial l - \bar{y})}{RT}$$

$$\bar{y} = \frac{\sum xV_y}{\sum xV}$$

IV.6.2 Equilibre Liquide-Vapeur [6].

On trouve dans le tableau V.1 les équations du comportement liquide -vapeur

Tableau IV.1 Equations du comportement liquide-vapeur [6]

			Solution idéale $f_i^r = x_i \cdot f_i^L$	Solution non idéale $f_i^L = \gamma_i \cdot x_i \cdot f_i^L$
C o m p o r t e m e n t p h a s e v a p e u r	M é l a n g e  i d é a l	Gaz parfait $\varphi_i^* = \varphi_i^{*s} = 1$	$K_i = \frac{P_i^s}{P}$ $K = K^r = f(P, T)$	$K_i = \frac{P_i^s \cdot \gamma_i}{P}$
		Gaz réel $f_i^V = y_i \cdot f_i^{V*}$ $f_i^{V*} = \varphi_i^* \cdot P$	$K_i = \frac{f_i^{*L}}{\varphi_i^* \cdot P}$ $K = K^{id} = f(P, T)$	$K_i = \frac{f_i^{*L} \cdot \gamma_i}{\varphi_i^* \cdot P}$
	Mélange non idéal	Impossible	$K_i = \frac{f_i^{*L} \cdot \gamma_i}{\varphi_i^* \cdot P}$	

IV.7 Choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.), ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement , ces équations peuvent être algébrique ou différentielles [ 4 ].

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil les logiciels de simulation [ 4 ].

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- \*Etablir les bilans de matière et d'énergie ;
- \* Dimensionner les équipements de ce procédé ; Ou bien dans le suivi des procédés déjà existants afin de :
- \* Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ou les conditions de fonctionnement d'un certain équipement ;
- \* Déterminer les performances des équipements

Les logiciels de simulation donnent accès à un panel de modèles thermodynamiques pour les unités de séparation de pétrole brut, permettant de calculer les coefficients d'équilibre liquide-vapeur, les valeurs d'enthalpies et d'entropie, ainsi que les propriétés thermodynamiques adéquates.

Nous avons utilisé un modèle basé sur les équations d'états (Peng Robinson) qui est le plus utilisé pour mélanges d'hydrocarbures.

### **IV.8 Les modèles mathématiques de différents appareils**

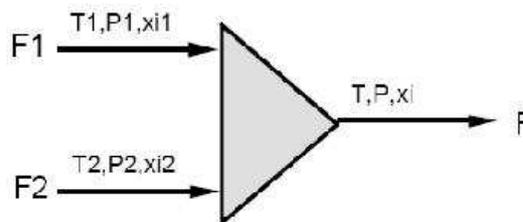
Les modèles que nous allons décrire seront des modèles à description macroscopique, c'est-à-dire qu'ils ne nécessitent pas la connaissance locale des variables. Dans les bilans, les variables d'état du système ont pour valeurs les moyennes correspondant à l'ensemble du volume de ce système. Dans les modèles examinés ci-après, on supposera que les grandeurs caractérisant les flux d'entrée sont connues : elles ne seront pas considérées comme variables. La modélisation d'un système fait appel à des équations de bilans et à des équations propres à l'unité opératoire : les équations de simulation. Pour un système à N constituants, ces bilans s'écrivent [ 6]:

- N équations de bilan de matière (débits molaires partiels);
- une équation de bilan énergétique (flux enthalpiques);
- une équation de bilan d'impulsion (pression).

Soit, au total, (N+2) équations de bilans. D'autre part, un certain nombre de variables caractérisent l'état du système. La différence entre le nombre de variables du système et le nombre total d'équations est égal au nombre de degré de liberté du système. Il est alors nécessaire d'imposer la valeur d'autant de variables qu'il y a de degrés de liberté : ce sont les spécifications du système[ 6 ].

### IV.8 .1 Le mélangeur

On réalise le mélange de plusieurs flux à n constituants. Il n'y a pas de changement de phase dans le mélangeur.



Température T (K)	du flux de sortie	1
Pression P (bar)	idem	1
Débit molaire F (kmol/s)	idem	1
Fractions molaires xi (-)	idem	n
<b>Total</b>		<b>n+3</b>
Bilan de matière	$F \cdot x_i = F_1 \cdot x_{i1} + F_2 \cdot x_{i2}$	n
Bilan thermique (enthalpique)	$F \cdot H(T, P, x_i) = F_2 \cdot H_2(T_2, P_2, x_{i2}) + F_1 \cdot H_1(T_1, P_1, x_{i1})$	1
Bilan d'impulsion remplacé par	$P = \min(P_1, P_2)$	1

## CHAPITRE IV :GENERALITES SUR LOGITIEL HYSIS

---

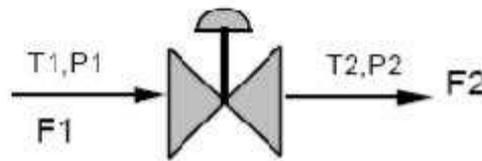
Normation (fractions molaires)	$\sum_1^n X_i = 1$	1
--------------------------------	--------------------	---

Total		n+3
-------	--	-----

Nombre de degré de liberté = (n+3) variables - (n+3) équations = 0

Il n'y a pas de degré de liberté pour le mélangeur si nous connaissons tous les flux entrant dans le mélangeur, c'est-à-dire : la température  $T_k$ , la pression  $P_k$ , les débits molaires totaux  $F_k$  et les fractions molaires partielles  $x_{ik}$  de chacun des flux d'entrée [ 6 ].

### IV.8 .2 La vanne de détente



On réalise la détente d'un flux à n constituants dans une vanne. Il n'y a pas de changement de phase dans la vanne et la détente se fait de manière adiabatique.

Température de sortie $T_2$ (K)		1
---------------------------------	--	---

Pression de sortie $P_2$ (bar)		1
--------------------------------	--	---

Débits molaires totaux des flux sortants $F_2$ (kmol/s)		1
---	--	---

Fractions molaires des flux sortants $x_{i2}$ (-)		n
---	--	---

Total		n+3
-------	--	-----

Bilan de matière (débits molaires partiels)	$F_2 \cdot x_{i2} = F_1 \cdot x_{i1}$	n
---	---------------------------------------	---

Bilan de matière (débits molaires totaux)	$F_2 = F_1$	1
---	-------------	---

Bilan thermique	$F_2 \cdot H_2(T_2, P_2, x_{i2}) =$ $F_1 \cdot H_1(T_1, P_1, x_{i1})$	1
-----------------	--	---

## CHAPITRE IV :GENERALITES SUR LOGITIEL HYSIS

---

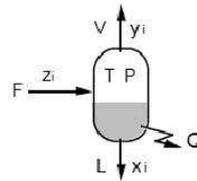
Total n+2

Nombre de degré de liberté = (n+3) variables - (n+2) équations = 1

Nous disposons encore d'un degré de liberté, nous devons donc imposer au système une spécification : le taux de détente par l'intermédiaire de la pression de sortie  $P_2$  ou du rapport de la pression de sortie à celle de l'entrée  $P_2/P_1$ .

### IV.8 .3 Le séparateur liquide - vapeur

On réalise la séparation des phases vapeur et liquide d'un flux à n constituants. L'alimentation est complètement fixée.



Température T (K)		1
pression P (bar)		1
Débit molaire liquide L (kmol/s)		1
Débit molaire vapeur V (kmol/s)		1
Fractions molaires liquide et vapeur xi, yi (-)		2n
Enthalpie transférée Q (kW)		1
<b>Total</b>		<b>2n+5</b>
Bilan de matière	$F.z_i = L.x_i + V.y_i$	n
Bilan thermique	$F.H_F = V.H_V(T,P,y_i) + L.H_L(T,P,x_i) + Q$	1
Normation (vapeur)	$\sum_{i=1}^n Y_i = 1$	1

## CHAPITRE IV :GENERALITES SUR LOGITIEL HYSIS

---

Normation (liquide)	$\sum_{i=1}^n X_i = 1$	1
Equilibre liquide-vapeur	$y_i = x_i \cdot K_i(T, P, x_i, y_i)$	n
Total		2n+3

---

Nombre de degré de liberté = (2n+5) variables - (2n+3) équations = 2

Nous disposons encore de deux degrés de liberté, nous devons donc imposer au système deux spécifications : par exemple, la pression et la température dans le séparateur (équilibre à P et T fixés : EPT) ou la pression et la fraction vaporisée (EPA) ou la température et la fraction vaporisée (ETA) ou encore la pression et la chaleur transférée.

# Chapitre V : Partie calcule simulation

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

### V.1 Introduction

Dans ce chapitre les résultats de simulation de l'unité décrite au chapitre précédent seront présentés et interprétés. Ces résultats sont obtenus par le logiciel HYSYS à partir des données relatives à la charge du brut.

### V.2 Données de base du brut d'alimentation d'unités

Le tableau IV.1 donne quelques paramètres spécifiques des puits producteurs LDHP, selon les derniers tests effectués sur ces puits. La charge du brut qui alimente l'unité.

Les conduites arrivées sont de pressions et températures différentes,

Le tableau suivant donne les pressions et les températures de quelques lignes qui entre dans les manifolds CIS.

**Tableau V.1: Paramètres spécifiques des puits producteurs[8].**

Nº DE LIGNE	SATELLITE / PUIT	LIGNE VERS	Pression (bars)	Température (C°)
1	W1C	DESSALEUR	11	35
3	EDS	LDBP	14	30
4	WIA	DESSALEUR	10.5	40
5	WIC	DESSALEUR	11	35
6	WAP	LDBP	13	37
8	E2C	LDBP	13	31
9	W2P	2 <sup>eme</sup> ETAGE	7	30
10	S1A	LDHP	30	37
12	S1A	LDHP	30	31
13	E1A	LDBP	13	30
14	W2A	LDHP	30	27
15	SIP	LDHP	30	35
16	S1A SUD	LDHP	31	29
17	S1A	2 <sup>eme</sup> ETAGE	8	34
18	CDTS/C	LDBP	10.5	26
19	E2A	2 <sup>eme</sup> ETAGE	8	34
20	E1C	2 <sup>eme</sup> ETAGE	8	37
21	E1C	2 <sup>eme</sup> ETAGE	8.5	33
22	E1C	2 <sup>eme</sup> ETAGE	8.5	33
23	E1P	LDHP	30	33
25	N2P SUD	LDHP	31	30

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

---

Le brut LDHP du puits possède une quantité d'eau, une salinité d'huile et d'eau très élevée par rapport aux autres puits.

### V.2.1 Composition de la charge

Le tableau suivant représente la composition molaire de l'effluent du ligne LDHP, séparé d'eau.

Notons que l'analyse de cet effluent est effectuée par le CRD le 01/05/2012.

**Tableau V.2 composition de brut LDHP[8] .**

COMPOSITION	Composition chromatographique LDHP
N <sub>2</sub>	0.342
CO <sub>2</sub>	0.528
C <sub>1</sub>	11.545
C <sub>2</sub>	9.428
C <sub>3</sub>	9.946
iC <sub>4</sub>	1.772
nC <sub>4</sub>	7.263
iC <sub>5</sub>	2.644
nC <sub>5</sub>	6.449
C <sub>6</sub>	7.237
C <sub>7</sub>	7.864
C <sub>8</sub>	5.376
C <sub>9</sub>	5.372
C <sub>10</sub>	4.782
C <sub>11</sub>	3.687
C <sub>12</sub>	15.765
Masse molaire (g/mole)	102.43
Masse molaire C <sub>12+</sub> (g/mole)	275
Densité C <sub>12</sub>	0.792

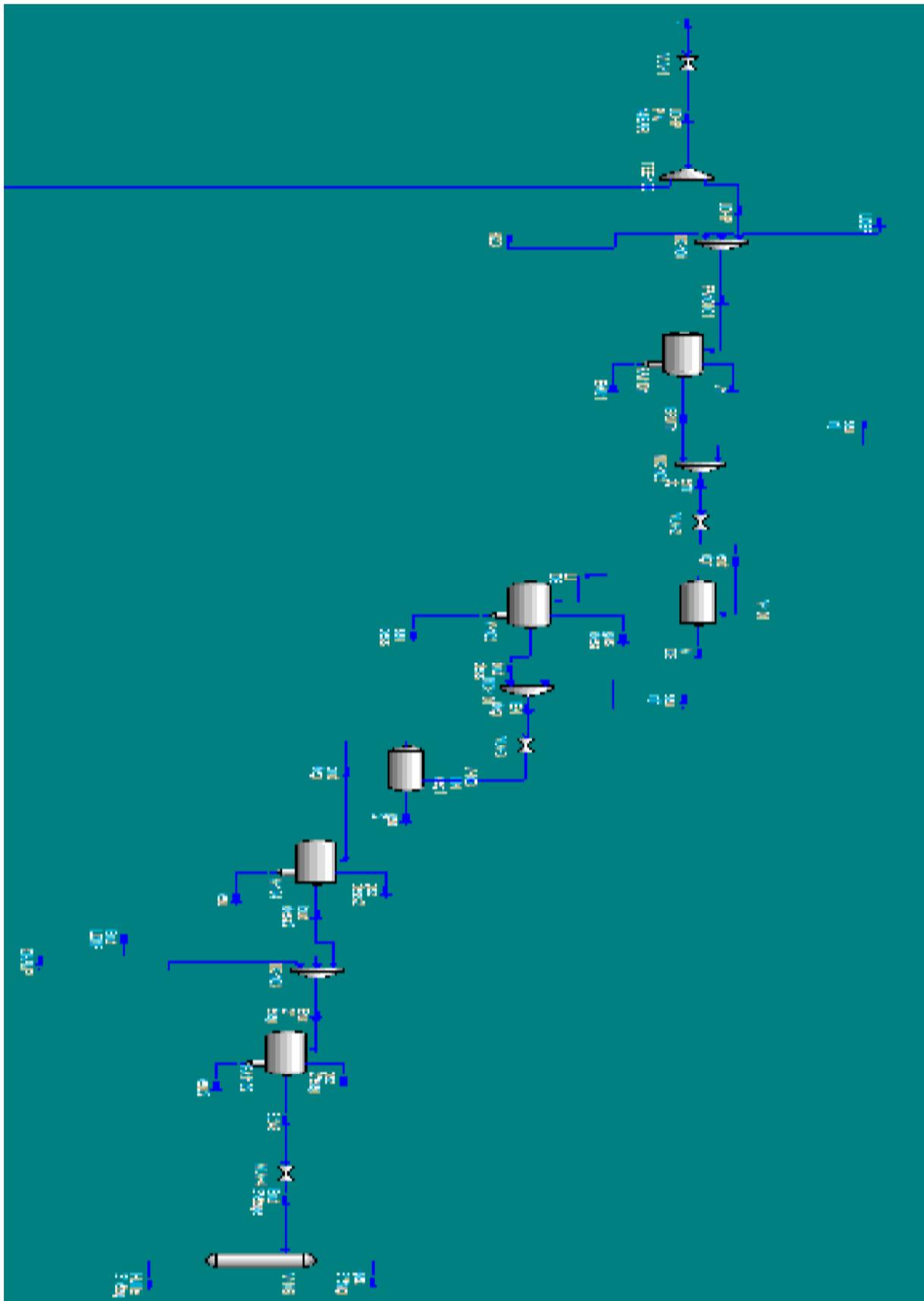


Figure VI.1 simulation d'unité de traitement

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.3 Ballon de séparation FA1101**

	séparation FA1101	Composition du liquide et de la vapeur en fraction molaire		
		Constituants	Phase liquide	Phase vapeur
Densité du L-S (kg/m <sup>3</sup> )	694.7			
Masse moléculaire du L-S (g/mol)	112.5	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000271	0.002009
TVR L-S (bar)	4.27	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000179	0.01463
Température (°C)	14.84	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.00318	0.024831
Pression (bar)	11	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.02507	0.556024
Niveau du liquide (%)	50	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.071162	0.26631
Volume (m <sup>3</sup> )	17	Propane (C <sub>3</sub> )	0.099306	0.097784
Diamètre (m)	1.85	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.019184	0.007119
Longueur (m)	6.1	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.080739	0.020996
Boot diamètre(m)	0.6167	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.029644	0.002927
Boot hauteur (m)	2.033	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.072091	0.005241
Débit entrant (K mole/h)	842.8	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.085447	0.001809
Débit de vapeur (K mole/h)	36.14	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.093861	0.000602
Débit de liquide (K mole/h)	576.4	Octane (C <sub>8</sub> )	0.064273	0.000125
Débit d'eau (K mole/h)	230.3	Nonane (C <sub>9</sub> )	0.064220	0.000040
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.057631	0.000012
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.043923	0.000003
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.189837	0.000005
		Total	1.0000	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.4 Spécifications de l'huile sortie de séparateurFA1101**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	694.7	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000271
Masse moléculaire (g/mol)	127.4	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000197
TVR (bar)	4.274	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.003180
Température (°C)	13.88	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.025070
Pression (bar)	8	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.071162
Le Débit (m <sup>3</sup> /h)	85.33	Propane (C <sub>3</sub> )	0.099306
Le Débit (kg/h)	5.762.10 <sup>4</sup>	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.019184
Le Débit (Kmole/h)	576.4	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.080739
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-2.264.10 <sup>5</sup>	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.029644
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	149.1	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.072091
Flux de chaleur [kJ/h]	-1.305.10 <sup>8</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.085447
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.093861
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.064237
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.064220
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.057631
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.043923
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.189837
		Total	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.5 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1101**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	8.875	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.002009
Masse moléculaire (g/mol)	127.4	Azote (N <sub>2</sub> )	0.014163
TVR (bar)	-	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.024831
Température (°C)	13.88	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.556024
Pression (bar)	8	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.266310
Le Débit (S m <sup>3</sup> /h)	854.4	Propane (C <sub>3</sub> )	0.097784
Le Débit (kg/h)	911.6	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.007119
Le Débit (Kmole/h)	36.14	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.020996
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-3598	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.029644
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	6.849	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.002927
Flux de chaleur [kJ/h]	-3.28.10 <sup>6</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.005241
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.001809
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.000602
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.000040
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.000012
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.000003
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.000005
		Total	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.6 Ballon de séparation FA1102**

	séparation FA102	Composition du liquide et de la vapeur en fraction molaire		
		Constituants	Phase liquide	Phase vapeur
Densité du L-S (kg/m <sup>3</sup> )	702			
Masse moléculaire du L-S (g/mol)	112.5	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000261	0.002713
TVR L-S (bar)	3.248	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000351	0.036356
Température (°C)	13.18	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.002235	0.024334
Pression (bar)	5.6	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.015469	0.488756
Niveau du liquide (%)	50	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.054265	0.282035
Volume (m <sup>3</sup> )	17	Propane (C <sub>3</sub> )	0.085964	0.115108
Diamètre (m)	1.85	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.018996	0.009423
Longueur (m)	6.1	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.080415	0.027829
Boot diamètre(m)	0.6167	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.028822	0.003722
Boot hauteur (m)	2.033	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.067326	0.006373
Débit entrant (Kmole/h)	930.400	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.085496	0.002307
Débit de vapeur (Kmole/h)	11.41	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.100262	0.000802
Débit de liquide (Kmole/h)	916.9	Octane (C <sub>8</sub> )	0.069258	0.000165
Débit d'eau (Kmole/h)	2.065	Nonane (C <sub>9</sub> )	0.069537	0.000052
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.062438	0.000015
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.047379	0.000004
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.211525	0.000006
		Total	1.0000	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.7 Spécifications de l'huile sortie de séparateurFA1102**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	702	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000261
Masse moléculaire (g/mol)	127.4	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000351
TVR (bar)	3.248	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.002235
Température (°C)	13.18	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.015469
Pression (bar)	5.6	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.054265
Le Débit (m <sup>3</sup> /h)	140.7	Propane (C <sub>3</sub> )	0.085964
Le Débit (kg/h)	9.633.10 <sup>5</sup>	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.018996
Le Débit (Kmole/h)	916.9	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.080415
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-2242	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.028822
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	1.449	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.067326
Flux de chaleur [kJ/h]	-2.160.10 <sup>8</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.085496
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.100262
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.069258
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.069537
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.062438
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.047379
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.211525
		Total	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.8 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1102**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	694.7	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.002713
Masse moléculaire (g/mol)	127.4	Azote (N <sub>2</sub> )	0.036356
TVR (bar)	-	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.024334
Température (°C)	13.88	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.488756
Pression (bar)	8	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.282035
Le Débit (S m <sup>3</sup> /h)	85.33	Propane (C <sub>3</sub> )	0.115108
Le Débit (kg/h)	5.762.10 <sup>4</sup>	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.009423
Le Débit (Kmole/h)	576.4	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.027829
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-2.264.10 <sup>5</sup>	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.003722
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	149.1	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.006373
Flux de chaleur [kJ/h]	-1.305.10 <sup>8</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.002307
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.000802
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.000165
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.000052
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.000015
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.000004
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.000006
		Total	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.9 Ballon de séparation FA1103**

	séparation FA1103	Composition du liquide et de la vapeur en fraction molaire		
Densité du L-S (kg/m <sup>3</sup> )	723.7	Constituants	Phase liquide	Phase vapeur
Masse moléculaire du L-S (g/mol)	169.58	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000019	0.001540
TVR L-S (bar)	0.6	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000002	0.002193
Température (°C)	12.16	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.000160	0.013213
Pression (bar)	3.6	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.000350	0.095435
Niveau du liquide (%)	50	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.007865	0.299687
Volume (m <sup>3</sup> )	28.15	Propane (C <sub>3</sub> )	0.038746	0.335716
Diamètre (m)	1.6	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.014545	0.042535
Longueur (m)	14	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.069625	0.137489
		i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.030400	0.020472
		n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.073432	0.035032
Débit entrant (K mole/h)	916.9	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.099396	0.011977
Débit de vapeur (K mole/h)	771.1	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.018508	0.003756
Débit de liquide (K mole/h)	145.8	Octane (C <sub>8</sub> )	0.082222	0.000686
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.082648	0.000193
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.074233	0.000050
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.056335	0.000010
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.251513	0.000015
		Total	1.0000	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.10 Spécifications de l'huile produite par l'unité :**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	723.7	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.000019
Masse moléculaire (g/mol)	169.58	Azote (N <sub>2</sub> )	0.000002
TVR (bar)	2.32	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.000160
Température (°C)	1.735	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.000350
Pression (bar)	0.6	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.007865
Le Débit (m <sup>3</sup> /h)	128	Propane (C <sub>3</sub> )	0.038746
Le Débit (kg/h)	9.021.10 <sup>4</sup>	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.014545
Le Débit (Kmole/h)	771.1	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.069625
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-2.595.10 <sup>5</sup>	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.030400
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	148.7	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.073432
Flux de chaleur [kJ/h]	-2.001.10 <sup>8</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.099396
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.0118508
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.082222
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.082648
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.074233
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.056335
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.251513
		Total	1.0000

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

**Tableau V.11 Spécifications du gaz sortie de séparateurFA1103 :**

	Valeur de régime statique	Composition chimique en fraction molaire	
		Constituants	Régime statique
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	1.115	Eau (H <sub>2</sub> O)	0.001540
Masse moléculaire (g/mol)	127.4	Azote (N <sub>2</sub> )	0.002193
TVR (bar)	-	Dioxyde de Carbone (CO <sub>2</sub> )	0.013213
Température (°C)	1.735	Méthane (C <sub>1</sub> )	0.095435
Pression (bar)	0.6	Ethane (C <sub>2</sub> )	0.299687
Le Débit (S m <sup>3</sup> /h)	3447	Propane (C <sub>3</sub> )	0.335716
Le Débit (kg/h)	6124	i-Butane (C <sub>4</sub> )	0.042535
Le Débit (Kmole/h)	145.8	n-Butane (C <sub>4</sub> )	0.137489
Enthalpie molaire [kcal/kgmole]	-1.090.10 <sup>5</sup>	i-Pentane C <sub>5</sub> )	0.020472
Entropie molaire [kJ/kgmole C]	181.5	n-Pentane(C <sub>5</sub> )	0.035032
Flux de chaleur [kJ/h]	-1.589.10 <sup>7</sup>	Hexane (C <sub>6</sub> )	0.011977
Taux de vaporisation	0.0000	Heptane (C <sub>7</sub> )	0.003756
		Octane (C <sub>8</sub> )	0.000686
		Nonane (C <sub>9</sub> )	0.000193
		Décane (C <sub>10</sub> )	0.000050
		Undécane (C <sub>11</sub> )	0.000010
		Dodécane (C <sub>12</sub> ) +	0.000015
		Total	1.0000

**Tableau IV.12 Les vannes de détente**

Vanne	Perte de charge $\Delta P(\text{bar})$	Pression a l'entré (bar)	Pression a La sortie (bar)
VLV-1	14	28	14
VLV-2	1.2	8	6.8
VLV-3	1.2	6.8	5.6
VLV-3	2	5.6	3.6

### V.2.2 Interprétation des résultats

- **La densité d'huile:** On remarque que la densité augmente progressivement dans chaque étage de séparation. L'augmentation de la densité entre le 1er (tableau IV.3) et le 2<sup>ème</sup> étage de séparation (tableau IV.4) est de 7,3. Par contre elle est de 21,7 entre le 2<sup>ème</sup> et le 3<sup>ème</sup> étage (tableau IV.5). Ceci montre qu'une nette amélioration de la densité est constatée dans ces 3 étages de séparation.
- **La masse moléculaire d'huile:** La masse moléculaire de l'huile augmente dans chaque séparateur parce qu'elle est liée à la composition chimique du liquide. La masse moléculaire de l'huile sortante du ballon FA-1103 atteint la valeur de 127.23 g/mol. Toute fois cette valeur reste inférieure à celle du brut de Hassi Messaoud (191 g/mol) [5]. Ce qui montre que l'huile obtenue est une huile légère qui peut être considérée comme condensat.
- **La tension de vapeur Reid (TVR) d'huile:** La tension de vapeur TVR diminue d'un séparateur à un autre. Ce qui explique une amélioration dans la séparation. Rappelons qu'une faible valeur de la TVR indique une stabilité du liquide qui contient peu d'éléments volatiles. D'après les résultats trouvés, le meilleure TVR de l'huile sortante du ballon FA-1103 (2320 g/ cm<sup>2</sup>)

## CHAPITRE V : PARTIE CALCULE SIMULATION

---

- **La production :** La production du gaz associé est du brut traité sont 105281.52 m<sup>3</sup>/jour
- **Le dimensionnement :** les dimensions des séparateurs (FA-1101), (FA-1102) et (FA-1103) sont très grandes. A titre d'exemple le calcul donne pour le séparateur FA-101 un volume de 17m<sup>3</sup>, une longueur de 6.1m et un diamètre interne de 1.85 m. Ces dimensions existent en pratique.
- **La perte de charge :** les pertes de charge des vannes de détente sont en générale dans l'ordre de grandeur de la réalité industrielle.
- **La quantité d'eau évacuée :** La quantité d'eau évacuée dans le séparateur FA-1101 est de 16.66 m<sup>3</sup>/h. Presque toute la totalité d'eau entrant dans l'unité est évacuée par le FA-101. Le reste d'eau est éliminé dans les FA-1102 et FA-1103. Le gaz sortant de l'unité contient un des traces d'eau, doit subir un séchage dans l'unité de traitement du gaz de CIS.

## CONCLUSION

Le complexe de CIS de Traitement d'huile joue un rôle primordial dans le développement de l'économie du pays, actuellement comme de l'industrie mondiale

Ce travail, qui a été effectué en sa totale intégrité, au complexe industriels sud HASSI MESOUD, plus exactement l'unité de traitement d'huile,.

Mon séjour au centre de traitement CIS d'HASSI MESOUD, m'a permis d'approfondir mes connaissances et d'exploité les différentes théories que j'ai acquise durant ma formation universitaire et de les appliquer sur le terrain, cela m'a permis aussi de voir de plus près les différents équipements et machines constituant le procédé de traitement du pétrole à savoir : les séparateurs, les fours, les échangeurs, les dessaleurs, les pompes, les compresseurs.....

L'analyse des unités de séparation des différentes charges d'huile d'eau contenues dans le brut des satillette nous a permis de proposer un nouvelle installation de l'unités similaires pour le traitement et la séparation du brut LDHP. La nouvelle installation d'unité préconisée a étudiée par le logiciel commercial dénommé HYSYS.

Dans notre étude on propose une nouvelle installation de ligne de brut LDHP pour obtenir un bon résultat de TVR.

Malgré la nouvelle idée de l'amélioration dela TVR de pétrole brut mais elle n'est pas donnée les résultats demandé. On propose installer un échangeur de chaleur pour l'amélioration de qualité de brut et obtenir un bon résultat de TVR.