

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE



**UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES**

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

**Mémoire de Master**

Présenté par

**DERADJI Malek  
&  
Mekhelfi Hani Ramzi**

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

---

**OPTIMISATION DES PARAMETRES DE MARCHE  
DE LA COLONNE 100-T-201 DE L'UNITÉ DE TOPPING  
CONDENSAT DE LA RAFFINERIE DE SIKKDA (RA2K)**

---

Devant le jury :

Mr. MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Président
Mr. BEN TAHAR	Nourredine	Prof	UMBB	Examineur
Mr. SAOUD	Abdesselam	MCA	UMBB	Examineur
Mme. BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2021/2022

## *Dédicace*

*Quoi que de plus que de pouvoir partager les meilleurs moments de sa vie avec les êtres qu'on aime.*

*Arrivé au terme de mes études, nous avons le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :*

- ❖ *Nos chers parents.*
- ❖ *Nos chères sœurs.*
- ❖ *Nos chers frères.*
- ❖ *Nos chers collègues.*
- ❖ *Toutes nos grandes familles.*
- ❖ *Tous nos amis chacun a son nom.*

*DERADJI Malek  
Mekhelfi Hani Ramzi*

## Remerciements

*Tous mes remerciements et louanges à Dieu Tout-Puissant qui m'a aidé à mener à bien ce travail.*

*Je tiens à remercier tous ceux qui ont contribué et m'ont aidé.*

*Tout d'abord, à ma enseignante Madam Kahina Bedda, la directrice de cette thèse. Sans elle, nous n'aurions pas accompli ce travail et toutes les années d'études avec elle.*

*Je remercie tous les membres du jury et tous les professeurs du département affinage pour ce qu'ils nous ont appris au fil des années.*

*Et à chaque famille d'Hydrocarbure.*

*Et je tiens à remercier M. Kechishab Abderrazak, ingénieur d'exploitation à Skikda, pour son aide dans ce travail.*

إلى القلب النابض، إلى اللجنة المهداة، إلى أمي الغالية زينب بوكراع الشمعة التي أضأت لي الطريق.

وإلى الرجل الصعب والدي العزيز عبدالله دراجي، ذاك النور الذي أبصرت به من بعيد.

إلى اخوتي جميعاً محمد و مؤيد و محي الدين و معاذ وإلى المؤسسات الشقيقات مريم وفاطمة وعائشة.

إلى كل أصحاب الوطن وأصدقاء الغربة، واحداً... واحداً...

{وإلى أرض البرتقال الحزين، إلى غصن الزيتون، إلى سيدة الأرض أمي الحميدية فلسطين ومن تخيم اليرموك أي طوكرم إلى جنين }

{ومن بلدي الثاني و موطن غرّبي و محطة الهوى والقلوب، إلى أرضي الجزائر الحميدية }

إلى ابن عمي الشهيد مصطفى دراجي.

DERADJI Malek

## *Remerciements*

*Tout la gratitude et le merci au dieu le tout puissant qui a fait que ce travail soit mené et terminé.*

La réalisation de ce mémoire a été possible grâce au concours de plusieurs personnes à qui je voudrais témoigner toute ma gratitude.

Je voudrais tout d'abord adresser toute ma reconnaissance à la directrice de ce mémoire, **Madame Kahina Bedda**, pour sa patience, sa disponibilité et surtout ses judicieux conseils, qui ont contribué à alimenter ma réflexion.

Nos remerciements à tous les membres du jury pour avoir bien voulu examiner et juger ce travail Je remercie également toute la famille pédagogique de la faculty des hydrocarbures et de la chimie.

Je voudrais remercier M. Kechicheb Abd Errezzaq, ingénieur procédé à la raffinerie RA2K de Skikda, pour ses conseils, son approbation et son aide tout le long du processus de réalisation de ce mémoire

J'adresse mes sincères remerciements à tous les professeurs, intervenants et toutes les personnes qui par leurs paroles, leurs écrits, leurs conseils et leurs critiques ont guidé mes réflexions et ont accepté de me rencontrer et de répondre à mes questions durant mes recherches.

je remercie mes très chers parents qui ont toujours été là pour moi. Je remercie mes frères Imed, Ishak et Badr pour leurs encouragements.

*Nos derniers remerciements, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*

**Mekhelfi Hani Ramzi**

## *Résumé*

L'arrêt accidentel des deux pompes 100-PM-203A/B de la colonne débutaniseur T-201 a eu une influence négative sur la production de l'unité de topping condensat de la raffinerie de Skikda.

Pour cela on a essayé d'améliorer la production de la colonne débutaniseur T-201 après le by passe de la colonne T-301 dépropaniseur en optimisant les paramètres de marche de la colonne T-201 tout en respectant les spécifications des produits.

Dans ce travail on a utilisé un logiciel de simulation qui s'appelle « HYSYS ».

Nos efforts ont permis d'optimiser considérablement la production du butane et du naphta conformément aux spécifications commerciales.

## **Abstract**

The accidental shutdown of the two PM-203A/B charge pumps of the T-201 debutaniser column had a negative effect on the production process of the condensate treatment unit 100.

For this reason we have tried to improve the production of the products of this section after the bypass of the T-301 depropanizer column and we have done it on the standards based on the optimization of the operating parameters of the section in this latter.

In this work we used a simulation software called "HYSYS".

Our efforts have made it possible to considerably optimize the production of butane and naphtha in accordance with commercial specifications.

## **مراجعة**

كان للإغلاق العرضي لمضختي شحن

. PM-203A / B لعمود T-201 debutaniser

تأثير سلبي على إنتاج وحدة معالجة المكثفات 100 .

لهذا السبب ، حاولنا تحسين إنتاج منتجات هذا القسم بعد تجاوز عمود مزيل البروبان T-301 .

وقمنا بذلك وفقاً للمعايير القائمة على تحسين معلمات التشغيل للقسم. في هذا الأخير

في هذا العمل استخدمنا برنامج محاكاة يسمى

"HYSYS".

جعلت جهودنا من الممكن تحسين إنتاج البيوتان والنفثا إلى حد كبير وفقاً للمواصفات التجارية

**Mot clés : raffinage ; condensat ; simulation ; optimisation**

# *Table des matières*

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des annexes

**Introduction général.....8**

## **Chapitre 1 : Présentation du complexe RA2K**

1.1 Historique.....12

1.1 Localisation géographique du site.....14

1.3 Description des installations du complexe Topping condensât.....15

1.3.1 Philosophie d'exploitation.....15

1.3.2 Conception générale du Complexe.....16

1.3.2.1 Unité de Topping de condensât (U100).....16

1.3.2.2 Unité traitement du kérosène (U200).....18

1.3.2.3 Installations de stockage et de transfert des Produits Finis (U300).....18

1.3.2.4 Système torche (U400).....20

1.3.2.5 Les utilités (U500).....20

## **Chapitre 2 : Description générale de la charge Condensat**

2.1 Composition chimique du condensat.....25

2.1.1. Familles chimiques d'hydrocarbures.....25

2.1.2 Composés hétéro-atomiques.....26

2.2 Origine de condensat .....27

2.3 Usages du condensat.....28

2.3.1 Utilisation en raffinage .....28

2.3.2 Utilisation en pétrochimie.....29

2.3.3 Utilisation comme fuel .....29

2.4 Les différents types de condensat dans le monde.....30

2.5 Le condensat Algérien.....	30
2.5.1 Qualité de condensât Algérien.....	30
2.5.2 Production du condensat algérien.....	34
2.5.3 Réseau de transport de Ra2k et Capacité de stockage.....	34
<b>Chapitre 3 : Notions sur la distillation</b>	
4.1 Distillation au laboratoire.....	40
4.1.1 Distillation TBP (True boiling point) .....	40
4.1.2 Distillation progressive simple.....	41
4.1.3 Distillation ASTM (American Society for Testing and Materials).....	41
4.1.4 Distillation par la méthode de flash.....	42
4.2 Distillation industrielle.....	42
4.2.1 La distillation atmosphérique.....	42
4.2.1.1 Description de la colonne de distillation atmosphérique.....	44
4.2.1.2 Variables opératoires et leur influence.....	46
4.2.2 Types d'installations de distillation du pétrole.....	48
4.2.2.1 Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.....	48
4.2.2.2 Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec pré distillation....	48
4.2.2.3 Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.....	49
4.2.3 Distillation sous vide.....	50
4.3 Les colonnes.....	50
4.3.1 Définition.....	50
4.3.2 Les différents types de colonnes de distillat.....	50
4.3.3 Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux.....	51
<b>Chapitre 4 : Description détaillée de l'unité 100</b>	
3.1 Description détaillée du processus d'Unité 100 avec les équipements.....	53
3.1.1 Train d'échangeurs de préfractionnement.....	55
3.1.2 Section de la colonne de préfractionnement (100-T101).....	55
3.1.3 Section de stabilisation de naphta (100-T-201) .....	59
3.1.4 Section du dépropaniseur (100-T-301) .....	62

3.2 Arrêt de l'unité.....	63
3.2.1 Procédure d'arrêt normal.....	63
3.2.2 Procédures d'arrêt d'urgence.....	65
3.3 Démarrage de l'unité.....	70

**Chapitre 5 : Présentation du simulateur Aspen HYSYS**

5.1 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS.....	73
5.2 Présentation des Procédures de simulation par HYSYS.....	74
5.3 Modèle thermodynamique.....	75
5.3.1 Choix du modèle thermodynamique.....	75

**Chapitre 6 : Simulation et discussion des résultats**

6.1 Méthodologie.....	79
6.1.1 Préparation du condensat.....	79
6.1.2 Données de départ.....	79
6.2 Simulations par logiciel HYSYS.....	82
6.3 Tracée des courbes du condensat.....	88
6.4 Optimisation des paramètres de marche.....	89
6.4.1 Vérification du cas actuel des deux colonnes.....	89
6.4.2 Représentation des résultats d'exploitation avec et sans la colonne dépropaniseur T-301.....	92
6.4.3 influence du taux de reflux.....	93
6.4.4 Influence de la température de fond de la colonne.....	95

**Conclusion général.....98**

**Bibliographie ..... 99**

**Annexes .....100**

## *Liste des abréviations*

RA2K: Raffinerie 2 de skikda.

RA1K: Raffinerie 1 de skikda.

GL1K: Complexe de la liquéfaction du gaz naturel 1 de skikda.

CP1K: Complexe de la pétrochimie 1 de skikda TRC:

Transport par canalisation.

JET A1: kérosène.

DCS: Salle de contrôle du complexe.

GPL: Gaz du pétrole liquéfié.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

C3 : Propane.

C4 : Butane.

C5+: Pentane et plus (les essences).

Ni: Nickel.

Pb: plomb.

V: vanadium.

TM: Tone métrique.

U-100: Unité de traitement condensat.

U-200: Unité de traitement kérosène.

U-300: Unité de stockage.

U-400: Unité de torche.

U-500: Unité des utilités.

T-101: Colonne de préfractionnement du condensat.

T-201: Colonne de séparation Naphta - GPL (Débutaniseur).

T-301: Colonne de séparation (C3/ C4) (Dépropaniseur).

## *Liste des tableaux*

**Tableau 2.1:** Les différents types de condensats.

**Tableau 2.2 :** les paramètres du condensat algérien.

**Tableau 5.1 :** Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON.

**Tableau 6.1 :** distillation TBP du condensat.

**Tableau 6.2 :** propriétés global du condensat.

**Tableau 6.3 :** chromatographie en phase gazeuse des légers.

**Tableau 6.4 :** caractéristiques de la viscosité.

**Tableau 6.5 :** les conditions d'alimentation.

**Tableau 6.6 :** paramètres de la colonne T-101.

**Tableau 6.7 :** vérification du cas actuel de la colonne T-101.

**Tableau 6.8 :** vérification de l'énergie.

**Tableau 6.9 :** vérification du cas design de la colonne T-201.

**Tableau 6.10 :** vérification de l'énergie.

**Tableau 6.11 :** résultats d'exploitation et spécification des produits avec T-301.

**Tableau 6.12 :** résultats d'exploitation et spécification des produits sans T-301.

**Tableau 6.13 :** influence du taux de reflux sur la qualité des produits.

**Tableau 6.14 :** influence de la température de fond de la colonne sur la qualité des produits.

## *Liste des figures*

**Figure 1.1 :** Vue de situation du complexe.

**Figure 1.2 :** Plan de situation du complexe RA2k

**Figure 1.3 :** Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ».

**Figure 1.4:** Stockage et transfert des différents produits finis

**Figure 1.5 :** Schéma synoptique du système torche.

**Figure 1.6 :** Schéma Principe de fonctionnement de l'unité traitement des effluents

**Figure 2.1 :** Variation de la densité du condensat 2020.

**Figure 2.2 :** Variation de la TVR du condensat 2020.

**Figure 2.3:** schéma de principe de la chaîne condensât des différents champs de production.

**Figure 2.4 :** schéma de transport du condensat jusqu'au Ra2k.

**Figure 3.1 :** unité de distillation atmosphérique.

**Figure 3.2 :** Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux

**Figure 4.1 :** Schéma de l'unité 100.

**Figure 5.1 :** Face de simulateur Aspen HYSYS.

**Figure 5.2 :** Structure générale du HYSYS.

**Figure 6 :** Choix des composants du fluide

**Figure 6.1 :** Choix du model thermodynamique PENG-ROBINSON

**Figure 6.2 :** Installation du condensat dans le simulateur HYSYS

**Figure 6.3:**Organisme de simulation de procédé de préfractionnement du condensat et stabilisation du naphta

**Figure 6.4:** Fenêtre d'information d'entré condensat avant les série des échangeurs

**Figure 6.5:** Fenêtre d'information d'entré condensat (2) avant la valve de détente.

**Figure 6.6:** Fenêtre d'information d'entré condensat (3) avant l'entrée de la colonne.

**Figure 6.7 :** fenêtre convergée de la colonne T-101

**Figure 6.8 :** fenêtre convergée de la colonne T-201

**Figure 6.9:** fenêtre convergée des deux colonnes

**Figure 6.10 :** courbe de distillation TBP du condensat

**Figure 6.11 :** courbe de densité du condensat

**Figure 6.12:** courbe des viscosités du condensat

**Figure 6.13 :** courbe de variation du taux de reflux en fonction de la teneur en C3 dans le butane

**Figure 6.14 :** courbe de variation de la température du fond de colonne en fonction de la TVR naphta et la teneur en C3 dans le butane

**Figure 6.15 :** courbe de variation de la température du fond de colonne en fonction de la teneur en C3 dans le butane

### *Liste des annexes*

Annexe A : schéma global de complexe RA2K.

Annexe B : PFD section préfractionnement du complexe RA2K.

Annexe C : PFD section stabilisation naphta du complexe RA2K.

## Introduction Générale

Le pétrole brut est l'une des plus importantes sources d'énergie dont dépend, en grande partie, le développement des nations, depuis sa découverte, l'énergie du pétrole a réalisé un bond considérable, bouleversant ainsi la majeure partie des structures en matière de consommation énergétique.

Le pétrole et le condensat jouent un rôle dominant sur la scène énergétique. L'industrie pétrolière est un secteur extrêmement concurrentiel où la rentabilité est une obligation. C'est ainsi, que nous assistons à des évolutions technologiques importantes se traduisant par des raffineries de plus en plus complexes et qui nécessitent :

- Une meilleure connaissance des marchés, des mécanismes de formation des coûts et des outils d'optimisation.
- Une maîtrise des procédés, de leur performance, de leur souplesse d'utilisation et de leur potentiel d'exploitation.
- Une bonne connaissance des produits, de leurs caractéristiques, de leurs contraintes de mise en oeuvre pour la faire en toute sécurité en préservant l'environnement.

Pour se mettre au-devant des pays en voie de développement, l'Algérie s'est mise à exploiter ses richesses naturelles en hydrocarbures (pétrole brut et gaz naturel). C'est ainsi que sont nées les raffineries de Hassi – Messaoud, In Amenas, Arzew, Skikda et Adrar, après celle d'Alger qui date depuis l'ère coloniale.

Le projet du complexe de Topping Condensat de Skikda, dénommé RA2K, est venu à compléter une série de contrats de réalisation dans le pôle industriel de cette ville. Le contrat a été signé en 2005 et sa mise en exploitation en 2009.

Durant notre stage au niveau de la raffinerie de Skikda RA2K, on a remarqué l'arrêt accidentel des deux pompes 100-PM-203A/B de la colonne débutaniseur T-201 qui a influencé négativement sur la production de l'unité de topping condensat (unité 100). L'objectif de notre mémoire est l'amélioration de la production de la colonne débutaniseur T-201 après le by passe de la colonne T-301 dépropaniseur en optimisant les paramètres de marche de la colonne T-201 tout en respectant les spécifications des produits.

Pour mieux comprendre notre mémoire on vous propose les chapitres suivants :

- Le premier chapitre présente en général le complexe RA2k.
- Le deuxième chapitre comporte une description générale de la charge condensat.
- Le troisième chapitre décrit en détail l'unité 100.
- Le quatrième chapitre représente des notions sur la distillation.
- Le cinquième chapitre, présentation du simulateur Aspen-HYSYS
- Le sixième chapitre est consacré aux essais de la simulation et discussion des résultats

# Chapitre 1

**Présentation du complexe RA2K**

## **Introduction**

Le complexe Topping de condensat RA2K est conçu pour une capacité de traitement de cinq millions (5.000.000) de tonnes métriques pendant une période continue de 330 jours par an de Condensât provenant du Terminal de la Direction Région Transport Est de Skikda.

Le complexe fonctionne selon trois (03) cas de marche définis ci-après :

- Cas A : Production maximale de Naphta et production maximale Gasoil (cas de base).
- Cas B : Production maximale du Kérosène Jet A1.
- Cas C : Production maximale de Naphta et production minimale du Gasoil.

Ce complexe est conçu pour le traitement de cinq (05) différentes charges de Condensât :

- 1- OB#1;
- 2- D'ALRAR;
- 3- BEJAIA;
- 4- RHOURDE-NOUSS;
- 5- New OB#1;



**Figure 1.1** : Vue de situation du complexe

## Historique

Sonatrach avait projeté de réaliser l'usine de Topping condensat en partenariat et avait lancé deux appels d'offre, le premier pour la recherche d'un partenaire et le second pour la réalisation de l'usine. Sur les deux sociétés qui avaient soumis des offres techniques, à savoir CNPC (Chine) et Itochu (Japon), seule la compagnie chinoise s'était présentée pour l'offre commerciale de l'appel d'offre « recherche d'un partenaire ».

Pour le second appel d'offre concernant la réalisation, plusieurs sociétés s'étaient manifestées. Finalement deux compagnies ont été sélectionnées à l'issue de cette phase : CNPC et SAIPEM. C'est le 10 Mai 2005 China National Petroleum Corporation (CNPC) a décroché le contrat pour la réalisation de la raffinerie de topping de condensat de Skikda pour un montant d'environ 390 millions de dollars. CNPC a devancé SAIPEM (France) qui a proposé environ 460 millions de dollars. Le projet est divisé en deux lots : une usine d'une capacité de 5 millions de tonnes par an de condensat et des installations pour augmenter les capacités de stockage des produits raffinés.

- Le 01 Décembre 2005 : Entrée en vigueur du contrat ;
- Le 20 Mai 2009 : Admission du GN et démarrage des fours ;
- Le 02 juin 2009 : Admission de la charge condensat de RTE ;

- Le 25 juillet 2009 : Démarrage des unités Procès ;
- Le 06 Novembre 2009 : Tests de Performance ;
- Le 14 Janvier 2010 : Réception Provisoire.

Ce complexe a été conçu pour fonctionner selon trois cas de marche, définis ci-après :

\*Cas A : production maximal de naphta et production maximal du gasoil (cas de base).

\*Cas B : production maximal de kérosène Jet A1.

\*Cas C : production maximal de naphta et production minimal de gasoil.

**Tableau 1.1 : Mode d'exploitation du complexe topping condensat.**

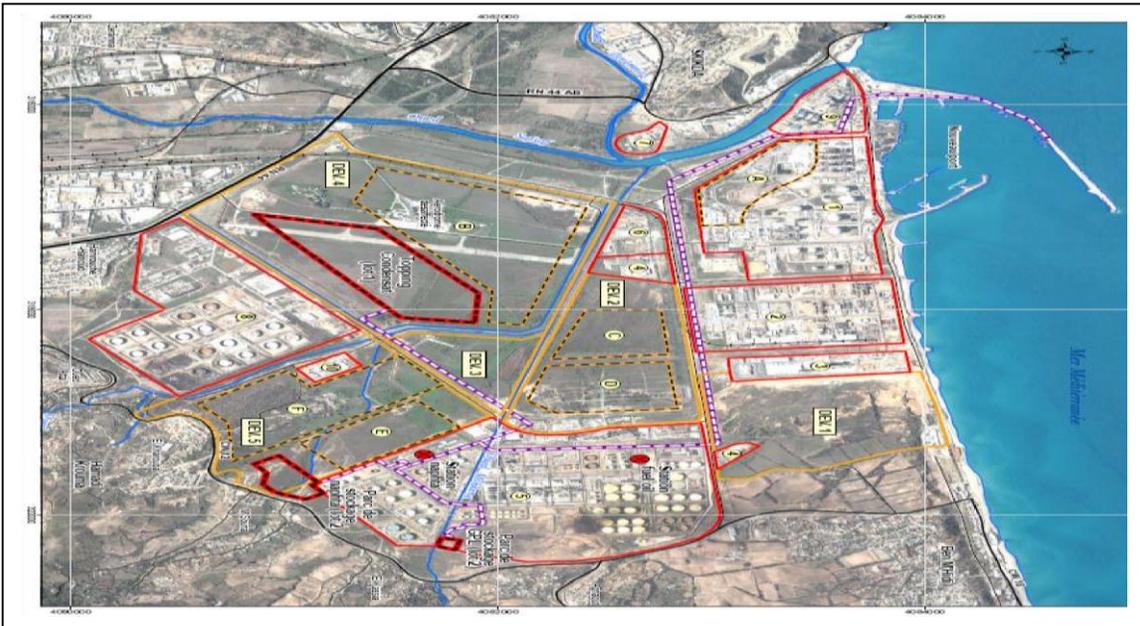
Produits	Mode d'exploitation		
	(Cas A)	(Cas B)	(Cas C)
Butane	111.9	111.9	111.9
Naphta	4038.1	3470.1	4038.1
Jet A1	-	992.5	425.6
Gasoil Léger	724.9	299.9	299.9
Gasoil Lourd	115.2	115.2	115.2
Pertes	9.9	10.4	9.3
<b>Total</b>	5000	5000	5000

## 1.2 Localisation géographique du site

Le Complexe Topping de Condensat RA2K est situé dans l'enceinte, Zone Industrielle de Skikda, à l'Est de la ville de Skikda, en dehors du tissu urbain, dans le périmètre de l'ancien aéroport. Les principaux sites industriels localisés dans les environs sont :

- Le Complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1K au nord.
- Le Complexe des matières plastiques CP1K au nord-est.
- POLYMED au nord-est.
- La Raffinerie de pétrole RA1K à l'ouest.
- Le Terminal de stockage du pétrole brut et du Condensat RTE au sud.

Il s'étend sur une superficie d'environ 45 hectares et comprend les unités de production, les différentes utilités, les zones de réception de la matière première, de stockage et de transfert des produits finis.



**Figure 1.2 :** Plan de situation du complexe RA2k.

## **Description des installations du complexe Topping condensât**

### **Philosophie d'exploitation**

L'autonomie de stockage pour le Condensât est de trois (03) Jours environ. Les Produits Finis "Naphta, Jet A1, Gasoil Léger et Gasoil Lourd" sont stockés dans des bacs de stockage intermédiaire correspondant à une autonomie d'exploitation de quatre (04) Jours environ. Ces Produits Finis sont transférés par pipelines vers les installations de stockage correspondantes de la Raffinerie RA1K.

Le Produit Fini "Butane" est stocké dans 3 sphères de stockage correspondant à une autonomie d'exploitation de quatre (04) Jours environ ; une sphère est destinée pour le stockage du off-spec Butane. Le Butane est expédié par un pipeline vers les installations de stockage correspondantes de la Raffinerie RA1K.

Les produits hors spécifications sont recyclés vers les bacs de charge de Condensât du Complexe à l'exception du Butane hors spécifications qui est envoyé vers la section séchage de butane et le Off-spec Kérosène sera transféré directement vers les bacs de stockage de offspec kérosène au niveau de la Raffinerie RA1K.

Le contrôle/commande des installations du complexe est du type DCS (Distributed Control System) qui se fait à partir d'une salle de contrôle centralisée. Toutes les motopompes sont doublées, soit une (01) en service et une (01) en réserve (stand-by).

Les compresseurs et les sécheurs d'air sont doublés avec un ballon de stockage d'air instrument d'une autonomie d'exploitation de trente (30) minutes.

La lutte contre l'incendie en cas de sinistre est assurée par de l'eau industrielle; il y a un (01) bac de stockage de l'eau industrielle d'une capacité de 12.000 m<sup>3</sup> et 6 pompes d'eau dans deux (02) pompes électriques , deux (02) pompes Diesel et deux (02) pompes jockey pour le maintien de pression du réseau d'eau incendie.

## **Conception générale du Complexe**

Le complexe est constitué principalement de :

- Une Unité de Topping de condensât (U100).
- Une Unité de purification et de traitement de Kérosène (U200).
- Des installations de stockage et de transfert des Produits Finis (U300).
- Système de torche (U400).
- Des installations de production et de distribution des Utilités (U500).

### **Unité de Topping de condensât (U100)**

L'unité de traitement est constituée de différentes sections suivantes :

- Distillation du Condensât ;
- Stabilisation du Naphta ;
- Dépropanisation et séchage de butane ;

### **Section Distillation du Condensât**

Cette section du procédé est principalement composée d'un préfractionneur, d'une tour atmosphérique et d'une tour sous vide. Elle est conçue pour séparer le condensât en naphta, kérosène, gasoil léger et gasoil lourd. Ces produits sont acheminés selon ce qui suit :

- Naphta léger : vers la section de stabilisation du naphta
- Naphta lourd : vers stockage
- Kérosène : vers l'unité de traitement du kérosène
- Gasoil léger : vers stockage
- Gasoil lourd : vers stockage

Le condensât amené au préfractionneur proviendra de la zone de stockage de condensât au niveau du complexe, le condensât stocké sur site proviendra de la zone de stockage de condensât de la région transport Est (RTE).

La section de distillation du condensât comprend également trois fours ; il s'agit de deux fours rebouilleurs pour le préfractionneur et la tour atmosphérique, ainsi qu'un four atmosphérique qui sert à augmenter la température des résidus du préfractionneur avant qu'ils n'entrent dans la tour atmosphérique.

### Section Stabilisation du Naphta

La section de stabilisation du naphta est premièrement constituée d'un débutaniser Elle est conçue pour séparer le naphta léger du préfractionneur en GPL et en naphta stabilisé. Le naphta stabilisé est mélangé avec celui issu du préfractionneur et la colonne atmosphérique qui acheminé vers stockage.

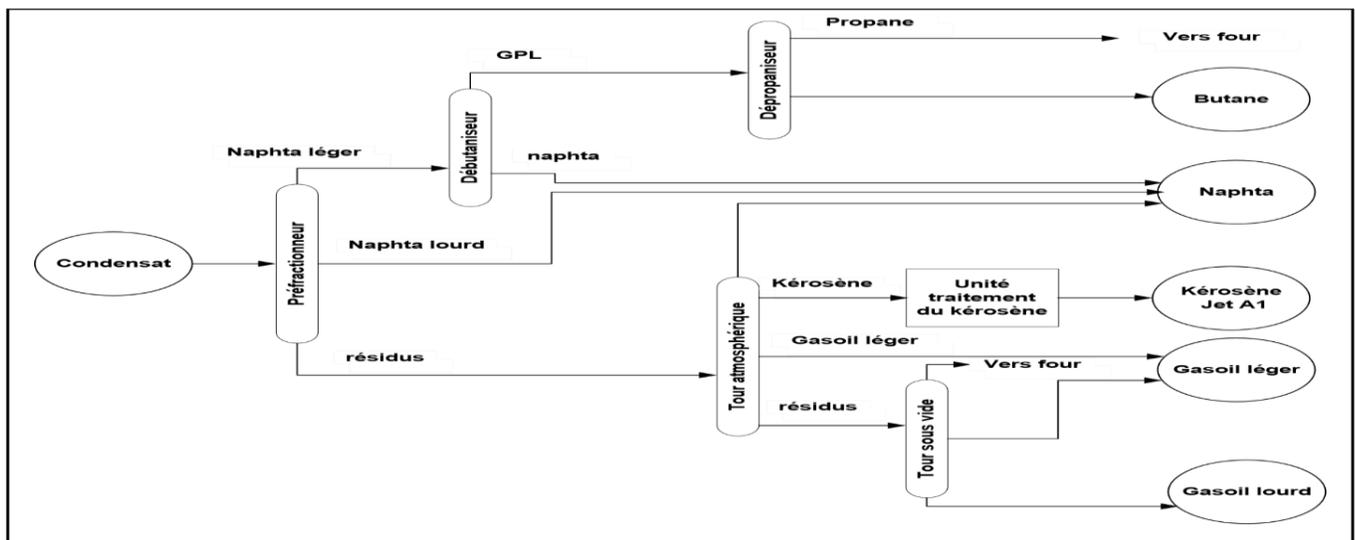
Le GPL est acheminé vers le dépropaniseur.

### Section Dépropanisation et séchage de butane

La section est premièrement constituée d'un dépropaniseur. Cette section est conçue pour séparer le GPL de la section de stabilisation du naphta en butane et en propane.

Le propane est utilisé en tant que combustible pour les fours et le butane est acheminé vers une unité de séchage avant d'être acheminé vers les sphères de stockage du complexe.

**Figure 1.3 :** Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 »



### **Unité traitement du kérosène (U200)**

Le kérosène provenant de la distillation du condensât est traité pour en faire du Jet A1.

Le traitement du kérosène se fait selon ce qui suit :

- Mélanger avec de la soude caustique (4% en poids)
- Enlèvement des acides naphthéniques à l'aide d'un procédé de précipitation par électro finage (Electrofining Precipitator).
- Enlèvement d'eau et d'impuretés à l'aide d'un filtre et d'un coalesceur.
- Enlèvement d'impuretés et de matières particulaires à l'aide d'un filtre et d'une tour d'argile. Une fois le kérosène traité, il est acheminé vers les bacs de stockages

### **Installations de stockage et de transfert des Produits Finis (U300)**

Le condensât sera acheminé aux 03 réservoirs du complexe par pipeline provenant de la zone de stockage du complexe RTE (Région Transport Est). Le condensât est transféré vers l'unité de séparation à l'aide des deux pompes qui fonctionnent en alternance à un débit de 910 m<sup>3</sup>/h. chaque réservoir est muni d'un toit flottant externe avec une capacité de 25000 m<sup>3</sup>.

Le naphta produit est acheminé vers les deux réservoirs de naphta du complexe. Deux pompes utilisées en alternance serviront à transporter le naphta stocké vers les réservoirs existants de la raffinerie RA1K. Chaque réservoir est muni d'un toit flottant externe avec une capacité de 36000 m<sup>3</sup>.

Le kérosène produit est acheminé vers les deux réservoirs de kérosène du complexe. Deux pompes utilisées en alternance serviront à transporter le kérosène vers les réservoirs existants de la raffinerie RA1K. Chaque réservoir est muni d'un toit flottant interne avec une capacité de 5360 m<sup>3</sup>.

Le gasoil léger produit est acheminé vers les deux réservoirs de gasoil léger du complexe. Deux pompes utilisées en alternance serviront à transporter le gasoil léger vers les réservoirs existants de la raffinerie RA1K. Chaque réservoir est muni d'un toit fixe avec une capacité de 2180 m<sup>3</sup>.

Le gasoil lourd produit est acheminé vers les deux réservoirs de gasoil lourd du complexe.

Deux pompes utilisées en alternance serviront à transporter le gasoil lourd vers les réservoirs existants de la raffinerie RA1K. Chaque réservoir est muni d'un toit fixe avec une capacité de 860 m<sup>3</sup>.

Le butane produit est acheminé vers les deux sphères de stockage du complexe. Deux pompes utilisées en alternance serviront à transporter le butane vers les sphères de stockages existantes de la raffinerie RA1K. Chaque sphère à un volume de 1400 m<sup>3</sup> sous pression de 5 barg. Pour le butane hors spécification produit par l'unité topping sera acheminé vers une sphère de butane de 250 m<sup>3</sup> opérant à 5 barg. Deux pompes de transfert, serviront à acheminer le butane hors spécifications vers le débutaniseur de l'unité de topping pour retraitement.

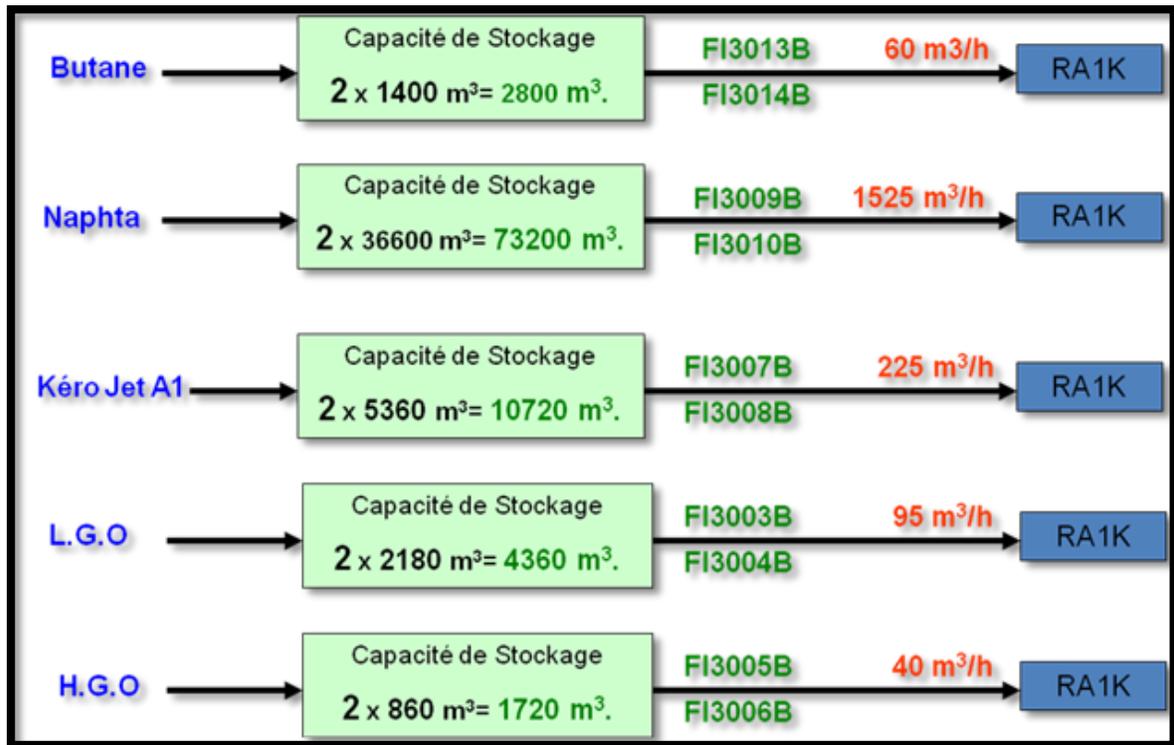


Figure 1.4: Stockage et transfert des différents produits finis

### 1.3.2.4 Système torche (U400).

La torche est utilisée pour brûler les gaz provenant des événements des équipements du procédé de l'unité topping condensât, ainsi que les sphères de butane. Le système de torche est doté d'un système de traitement anti-fumée.

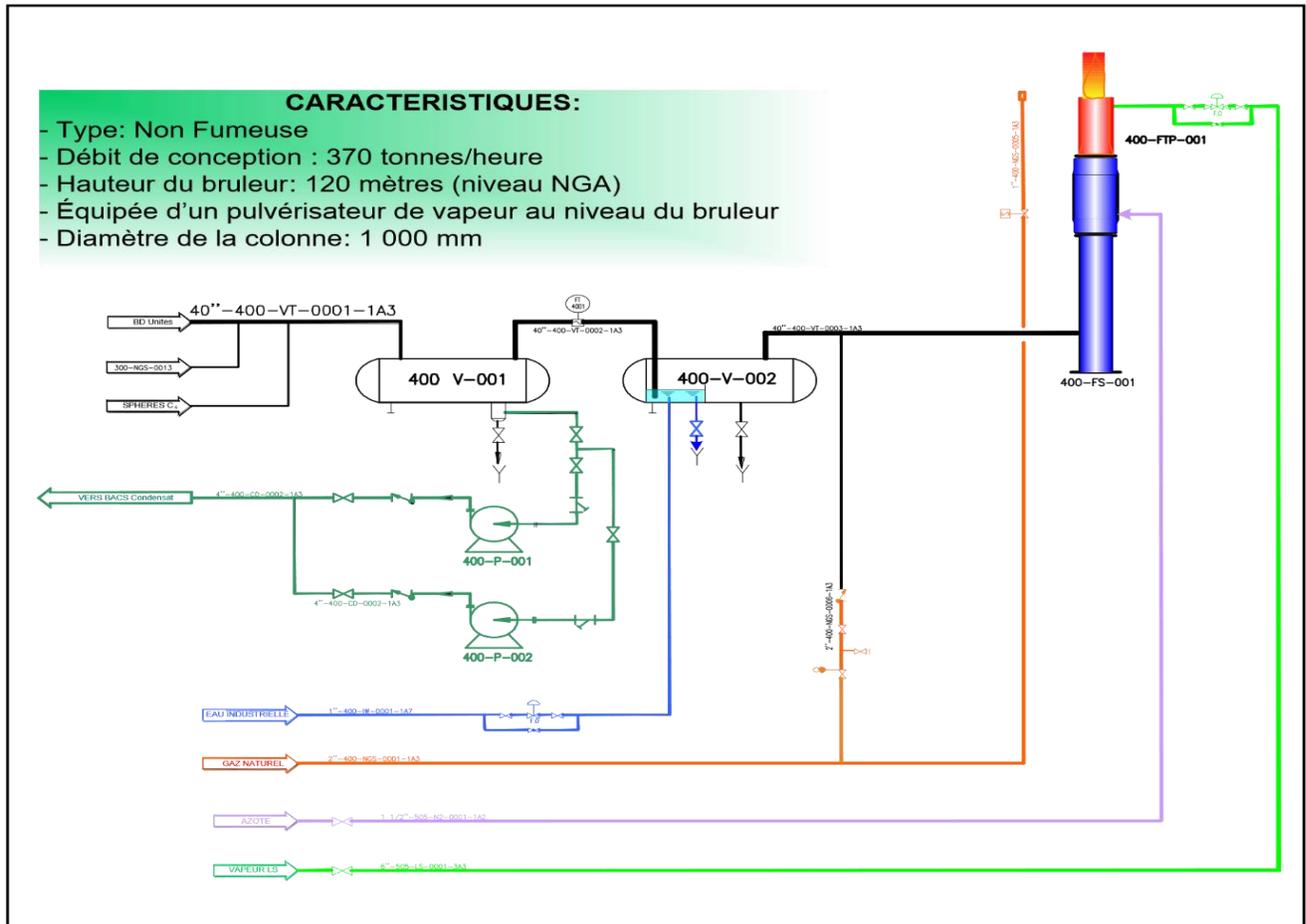


Figure 1.5 :Schéma synoptique du système torche

### 1.3.2.5 Les utilités (U500).

Elle contient les sections suivantes:

- 501 : section de traitement des eaux usées ;
- 502 : section d'alimentation en eau de refroidissement ;
- 503 : section d'alimentation et de drainage d'eau potable ;
- 504 : section du réseau anti-incendie ;
- 505 : section d'alimentation d'air comprimé.

Les principales utilités requises pour la mise en exploitation du complexe sont :

- le gaz naturel
- l'azote
- l'électricité
- l'eau industrielle
- la vapeur
- l'air comprimé.

#### **a. Le gaz naturel**

L'alimentation du complexe par le gaz naturel est assurée par la compagnie Sonatrach RTE/TRC ; le gaz naturel est utilisé comme combustible pour les fours et l'allumage des pilotes de la torche.

#### **b. L'azote**

L'alimentation du complexe par l'azote est assurée par l'entreprise des gaz industriels ENGI MESSER ; l'azote est nécessaire pour l'inertage des milieux de stockage et de la maintenance des installations du complexe. L'azote fourni, de grade industriel, avec une pureté de N<sub>2</sub> de 99.99% min.

#### **c. L'eau**

L'alimentation du complexe par l'eau est assurée par l'entreprise ADE (EPDEMIA); L'eau est utilisée pour les besoins suivants :

- les appoints du système d'eau de refroidissement des installations,
- la consommation domestique du personnel,
- l'appoint du système du réseau d'eau de lutte contre l'incendie,
- la maintenance et l'exploitation des installations.

Le complexe dispose d'un système de traitement et de distribution en eau potable pour assurer les besoins requis pour le personnel du complexe en eau potable, l'unité comporte un bac de stockage, deux pompes (une en service, l'autre en secours), une unité de traitement et de potabilisation de l'eau et un réseau pour la distribution de l'eau pour alimenter les différents consommateurs.

#### **d. La vapeur**

L'alimentation du complexe par la vapeur est assurée par le complexe RA1K; La vapeur est utilisée pour les besoins de la maintenance des installations, la torche, moniteur de corrosion et l'unité traitement des effluents.

#### **e. L'air**

L'air comprimé (air service et air instruments) est assurée par deux (02) compresseurs d'airs, l'air instruments est préalablement séché à travers deux sècheurs (un sécheur en service et un en régénération). Un ballon de stockage tampon d'air instruments dimensionné pour assurer une autonomie de fonctionnement du complexe d'environ trente (30) minutes.

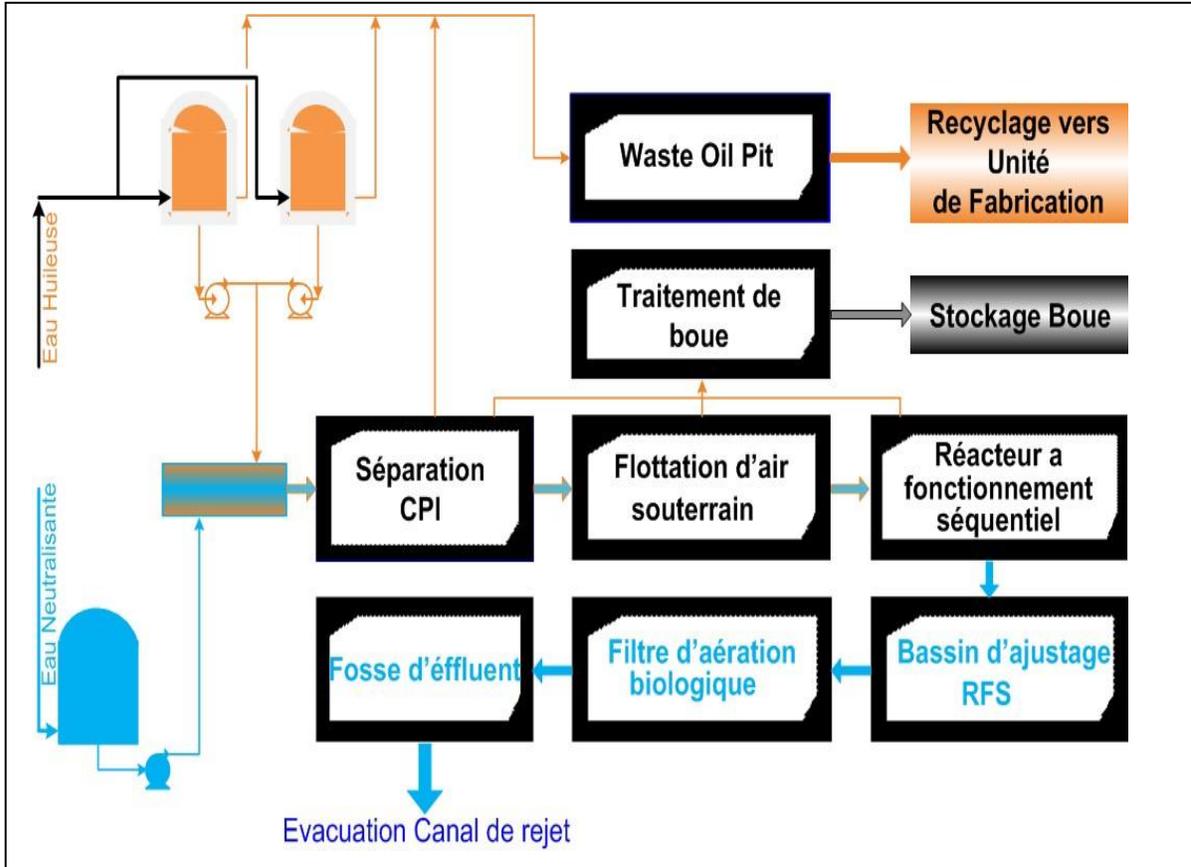
L'air service ne sera pas séché.

#### **f. L'électricité :**

L'alimentation du complexe par l'électricité est fournie à partir du réseau Sonelgaz. Deux (02) lignes électriques indépendantes raccordées au réseau SONELGAZ 63 kV.

#### **g. Unité de traitement des effluents**

Les eaux huileuses et les rejets chimiques et les eaux pluviales et les eaux sanitaires sont collectées et traitées dans la section traitement des eaux usée du complexe Topping de condensât avant d'être évacuées vers le réseau approprié de la zone industrielle de Skikda.



**Figure 1.6 :** Schéma Principe de fonctionnement de l'unité traitement des effluents

## Conclusion

Le complexe Topping du condensat de Skikda est la seule raffinerie du condensat algérien, sa capacité et sa diversité de production lui permet de valoriser d'avantage cette importante richesse.

# Chapitre 2

**Description générale de la charge condensat**

## **Introduction**

Le traitement du gaz naturel, à la sortie du gisement, consiste à séparer certains constituants tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport. La fraction liquide (C5+), séparée du gaz naturel sur le site de production, est appelée «Condensat».

### **2.1 Composition chimique du condensat**

Le condensat est essentiellement composé de molécules résultant de la combinaison d'atomes de carbone et d'hydrogène appelées hydrocarbures. Il contient également du soufre, du chlore ( $Cl_2$ ) et de l'azote ( $N_2$ ), on retrouve aussi les métaux, Hg, Ni, V, As, Pb....etc.

#### **2.1.1. Familles chimiques d'hydrocarbures**

**Le condensat peut être divisé en trois familles d'hydrocarbures.**

##### **2.1.1.1 Hydrocarbures paraffiniques**

Ce sont des hydrocarbures saturés ; la formule générale est  $C_nH_{2n+2}$  . Ils peuvent être structurés en chaîne droite et ce sont les paraffines normales et les iso paraffinés. Leurs points d'ébullition, leurs masses volumiques et leurs poids moléculaires s'élèvent avec le nombre d'atomes de carbone.

##### **2.1.1.2 Hydrocarbures cycliques saturés ou naphènes**

Ce sont des hydrocarbures saturés ; la formule générale est  $C_nH_{2n}$ . Dans le pétrole et dans le condensat, les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone.

Dans ces cycles, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par une chaîne paraffine. Les formules générales des cyclanes constitués de 2, 3,4, cycles accolés.

##### **2.1.1.3 Hydrocarbures aromatiques**

Ce sont des hydrocarbures insaturés ; la formule générale est  $C_nH_{2n}$ . Les hydrocarbures aromatiques sont caractérisés par le rapport C/H plus élevés que celui que l'on observe dans les autres hydrocarbures.

#### **2.1.1.4 Hydrocarbures mixtes**

Ce sont des hydrocarbures insaturés ; la formule générale est  $C_nH_{2n-2}$ . Les familles précédentes peuvent être qualifiées de la famille primaire, les réactions de substitutions permettent leur union pour donner naissance à une molécule présentant hérédité des caractères communs à ces dernières.

#### **2.1.2 Composés hétéro-atomiques**

##### **2.1.2.1 Composés soufrés**

Le soufre est l'hétéro élément le plus répandu dans le pétrole et le condensat. Dans les fractions à bas point d'ébullition, on trouve l'hydrogène sulfures  $H_2S$ , les mercaptans  $R-SH$  les sulfures  $R-S-R$ , les disulfures  $R-S-S-R$  et certains sulfures. Dans les fractions plus lourdes, on trouve des composées polycycliques les plus importants sont les thiophènes et leur dérivés.

##### **2.1.2.2 Composés azotés**

On les trouve dans le pétrole et dans le condensat de deux à dix fois moins que les composés soufrés. Ils sont essentiellement présents dans les fractions lourdes sous forme d'amides saturées, ou aromatiques.

-D'amides  $R-NH_2$ ,  $R-NH-R$ , ou  $(R)_3-N$ .

-De carbazoles.

-De pyridines.

##### **2.1.2.3 Composées oxygénés**

Le condensat et le pétrole brut contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre. L'oxygène se trouve sous forme d'acides carboxyliques ( $R-COOH$ ), d'esters ( $R-CO-R$ ), de phénol, et des composés de type furane et benzofurane.

##### **2.1.2.4 Les métaux**

Dans les fractions les plus lourdes telles que les résines et les asphaltènes se trouvent des éléments métalliques comme le Nickel et le Vanadium sous forme de porphyrines, ou le métal au centre de cet ensemble sous forme de  $Ni^{2+}$  ou  $V^{5+}$ . On trouve aussi les traces de Fer, Zinc, Chrome, Manganèse et cobalt. La présence des métaux conduit à des problèmes de pollution, d'empoisonnement des catalyseurs et de corrosion.

## **2.2 Origine de condensate**

Les produits pétroliers et gazeux sortent souvent des gisements sous forme de mélange liquide, ces hydrocarbures sont collectés par des conduites et évacués vers un centre de traitement.

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer, au moins partiellement, certains constituants présents à la sortie du puits tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou à des spécifications commerciales.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte de considérations économiques, il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les seuls traitements qui rendent le gaz transportable.

Une première étape permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits, l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

La fraction liquide (C5+), séparée du gaz naturel sur le site de production, est appelée «Condensat». Après le traitement, on distingue deux types de gaz qui impliquent deux traitements différents.

### **2.2.1 Gaz humide**

Il est riche en fractions condensables. Dans ce cas, le traitement va combiner les techniques de séparation par détente et le fractionnement par distillation. Grâce à une série de détentes, on obtient un refroidissement du gaz jusqu'à moins 60°C, ce qui va permettre une récupération maximale d'hydrocarbures liquides tels que : les GPL et les condensats. Ces derniers ensuite sont séparés par fractionnement dans une raffinerie puis expédiés par canalisation. Les liquides de gaz naturel, quant à eux peuvent être considérés comme une sorte de pétrole léger très recherché par les raffineurs, et souvent utilisé, comme matière première pour la pétrochimie. Le gaz de Hassi- R'mel avec une teneur en hydrocarbures liquides d'environ 220g/m<sup>3</sup> permet annuellement l'extraction de près de 15 .10<sup>6</sup> tonnes de GPL.

### **2.2.2 Gaz sec.**

Celui-ci est pauvre en fractions condensables. Il est essentiellement constitué de méthane. Le traitement va donc consister à éliminer les éventuelles impuretés.

## **2.3 Usages du condensate**

Le condensât est assimilé à un pétrole brut léger. Il peut être utilisé comme charge de raffinage pour l'obtention des coupes pétrolières désirées, et comme matière première de la pétrochimie pour l'obtention de l'éthylène. Il est à noter qu'il peut aussi être utilisé comme constituant d'un brut « blending », quand les conditions le permettent.

### **2.3.1 Utilisation en raffinage.**

Dans le raffinage, le condensât peut suivre une des deux alternatives suivantes :

#### **a. La distillation**

Elle permet d'obtenir une gamme de produits légers, moyens et lourds. Les plus légers montent vers le haut de la colonne de distillation, tandis que les plus lourds se déposent en bas de la colonne. On obtient ainsi dans la colonne du haut en bas : GPL, naphta, gasoil, fuel.

Le condensât est utilisé comme charge d'alimentation dans un topping.

D'après les récentes études effectuées, il ressort que le condensât ne peut pas être pris comme charge d'alimentation à 100% dans des unités de distillation, en raison des contraintes observées en tête de colonne.

Le condensât étant très léger, prend plus de place qu'un pétrole brut en tête de colonne, ce qui induit une perte de charge dans la colonne, mais l'apparition des toppings spéciaux pour le condensât montre que l'affirmation précédente est sans fondement.

Néanmoins, une proportion substantielle de condensât peut être ajoutée au brut d'alimentation et distillée sans aucune difficulté. La proportion possible varie énormément selon les différentes raffineries et le brut disponible. Cependant, au moins 20% de l'alimentation totale seulement, peut être possible avec n'importe quel brut.

## **b. Le blending**

C'est un cas qui s'est présenté durant la guerre des prix de 1986, lorsque le fuel soviétique « E4 » avait des prix très faibles. Dans le blending : le condensât a deux utilisations : soit alléger un pétrole brut lourd, soit reconstituer un pétrole brut.

Dans le 1<sup>er</sup> cas : le mélange de condensât avec un brut lourd entraînera la formulation d'un brut léger.

Dans le 2<sup>ème</sup> cas : le condensât mélangé avec résidu lourd tel le fuel permet l'obtention d'un brut reconstitué, autrement dit : brut synthétique.

Enfin, le condensât peut être utilisé pour la production des solvants, c'est-à-dire : des essences spéciales.

### **2.3.2 Utilisation en pétrochimie**

La pétrochimie est une industrie lourde qui utilise comme matière première certaines coupes pétrolières exemple : le naphta sortant du raffinage du condensât ou le pétrole brut, à partir d'un procédé « vapocraquage ».

Dans la 1<sup>ère</sup> étape de cette industrie on obtient les produits de base suivants :

- L'éthylène.
- Le propylène.
- Le Butadiène.
- Les aromatiques ...etc.

A partir de chacun de ces produits de base, on fabrique selon des procédés très complexes, un nombre infini de dérivés qui servent à la production des matières plastiques, caoutchoucs synthétiques, résines, solvants, détergents, engrais, colorants, encres, peintures, fibres, textiles synthétiques, revêtements divers, produits pharmaceutiques,...etc.

### **2.3.3 Utilisation comme fuel**

Le condensât de par sa nature peu sulfureuse pourra aussi être utilisé comme fuel dans le cas où son prix serait très faible. La législation interdit l'usage d'un fuel de haute teneur en soufre.

## 2.4 Les différents types de condensat dans le monde

Pour des raisons de commodité logistiques, il est habituel que les condensats soient mélangés au pétrole brut extrait dans le voisinage du gisement de gaz naturel (ou de l'usine de traitement de gaz associé). Ainsi, beaucoup de condensats produits en quantités limitées n'apparaissent jamais sur le marché.

On trouvera dans le tableau ci-dessous, une liste des condensats exportés couramment dans le monde avec leurs caractéristiques principales

Ainsi, les condensats ou essence naturelle, disponibles sur le marché, restent dans une fourchette de densité de 0,66 à 0,79 (soit 50-80°API). Les plus légers (0,66, soit environ 80°API) sont plutôt achetés par des pétrochimistes.

Le condensat qui est assez représentatif, est celui de Sleipner (57°API) produit dans l'offshore Norvégien, il est constitué principalement de Naphta, pour plus des deux tiers, mais il y a aussi d'infimes quantités de Kérosène et de Gas-oil.

**Tableau 2.1:** Les différents types de condensats.

Nom	Origine	°API	Densité
Hassi R'mel	Algérie	68	0,709
Qatar	Moyen-Orient	68	0,709
Abu Dhabi	Moyen-Orient	54,8	0,76
Sharjah	Moyen-Orient	49,7	0,78
Dubaï	Moyen-Orient	50,3	0,78
Arun	Indonésie	54	0,763
Brunei	Brunei	65,1	0,72
Golf de Siam	Thaïlande	55,3	0,76
Karachaganak	Asie centrale	68	0,709
Kangan	Iran	60	0,738
Oso	Nigeria	48	0,788
Sleipner	Mer du nord	57	0,75
North-West Shelf Australian	Australie	59	0,742

## 2.5 Le condensat Algérien

### 2.5.1 Qualité de condensât Algérien

Le condensât algérien se présente comme un mélange d'hydrocarbures dont le point final de distillation est voisin de 300°C. On peut donc le considérer comme un pétrole brut très léger

(densité  $\cong 0,720$ ), paraffinique. Sa teneur en soufre est très basse, 40 à 50 fois moins sulfuré que le mélange Saharien, et son acidité est nulle.

Vu la bonne qualité de ce condensât, il constitue pour le raffineur un mélange d'excellente qualité et n'exige aucun prétraitement particulier. Un traitement classique de séparation par distillation permet l'obtention de : GPL, des essences, naphta, kérosène, gasoil et fuel, de très bonnes qualités. Il peut être utilisé comme charge directe de vapocraquage, dont 53,9% du condensât algérien est utilisé pour le vapocraquage. Il peut être aussi mélangé aux bruts pour améliorer son rendement en naphta.

Le condensât algérien grâce à ses caractéristiques de haute qualité paraffinique peut être utilisé comme matière première en pétrochimie, mais le seul inconvénient est qu'il nécessite un perfectionnement avant l'utilisation comme matière première pour les crackers.

Le condensât algérien se distingue en deux qualités :

-Le condensât d'Arzew (HR720) provenant de Hassi R'mel, qui a une teneur élevée en paraffine, avec présence de mercure. Il présente une bonne charge pétrochimique.

-Le condensât de Bejaia (AR720) provenant d'Alrar, Rhourde Nousse et Hamra, est un condensât coloré (présence des iso paraffines), car il est altéré par des traces de brut (le développement des champs au sud de Hassi R'mel, a imposé l'évacuation du condensât vers Bejaia à travers l'OB1). Ce condensât est moins apprécié par les pétrochimistes.

Les paramètres physico-chimiques du condensât algérien sont :

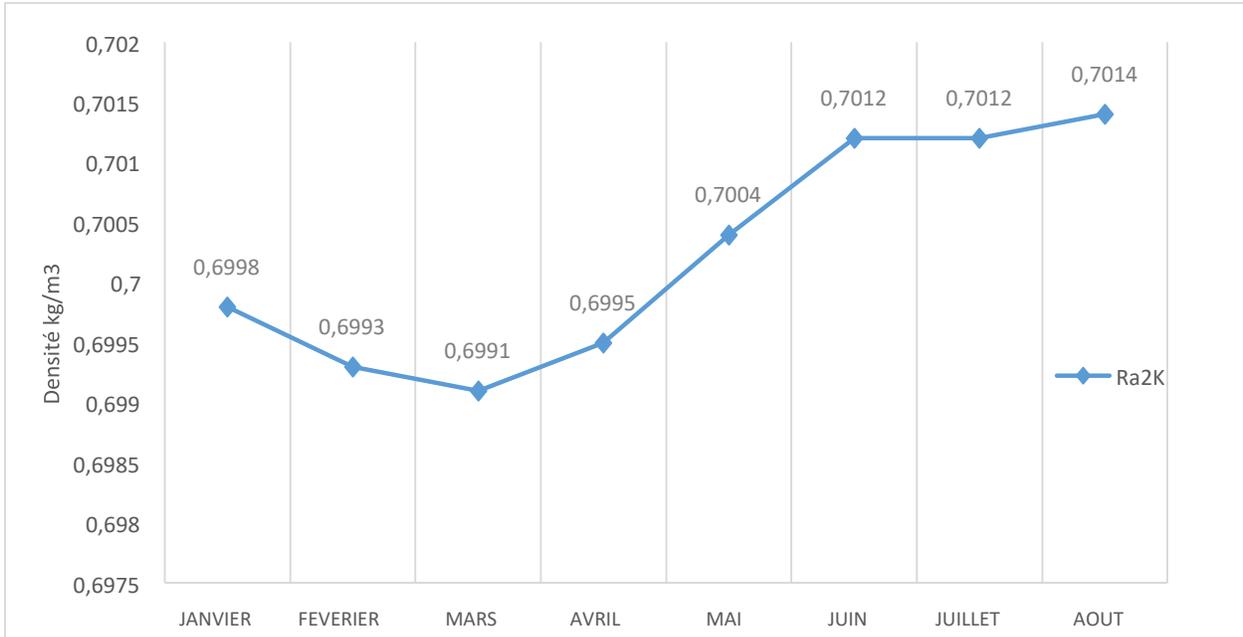
**Tableau 2.2** : Les paramètres du condensat algérien

<b>Caractéristiques</b>	<b>Résultats</b>
Densité à 20°C	0.7045
Densité à 15 °C	0.7041
°API	69.3
Indice de réfraction à 20°C	1.4012
Viscosité cinématique en cst à	
20°C/68°F	0.6280
37.8°C/100°F	0.5350

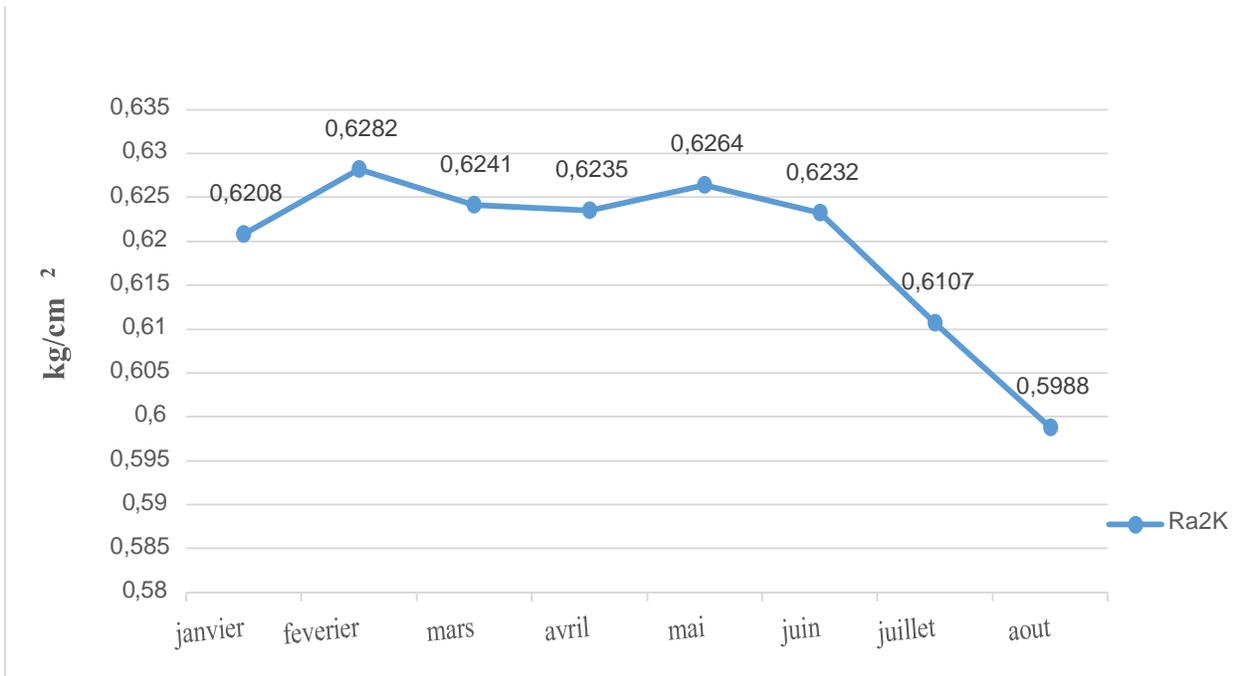
Tension de vapeur Reid à 37.8 °C	
Kg/cm <sup>2</sup>	0.734
Psi	10.48
Teneur en eau en extraction, °° vol	Nulle
Teneur en eau et sédiments, BSW, °° vol	Nulle
Teneur en soufre, ppm	<20
Point d'éclaire, vase fermé, °C	<0
Point d'écoulement, °C	<-75
Point de trouble, °C	-81.0
Indice d'acidité, mg KOH/g	0.0202
Point d'aniline, °C	63
Couleur ASTM	0.5 L
Corrosion à la lame de cuivre 3 heure à 50°C	Négatif
Facteur de caractérisation, Kuop	12.31
Poids moléculaire, g/mol	99
Pouvoir calorifique supérieur, Kcal/Kg	>11200
Teneur en mercure, ppb	19.3
Teneur en métaux, ppm	
Ni	0.0
Pb	0.0
V	0.0
Teneur en carbone (PNA) :	
°° C <sub>N</sub>	10.86
°° C <sub>P</sub>	20.47
°° C <sub>A</sub>	68.67

Par comparaison entre les deux condensats, nous pouvons dire que le condensât d'Arzew est de meilleure qualité que celui de Bejaia.

En général, le condensât algérien est un produit hautement paraffinique utilisé comme charge, en pétrochimie pour la fabrication de l'éthylène et le propylène (la base du caoutchouc) et en raffinage pour la fabrication des essences.



**Figure 2.1 :** Variation de la densité du condensat 2020.



**Figure 2.2 :** Variation de la TVR du condensat 2020.

## **2.5.2 Production du condensat algérien**

Le condensat est produit généralement dans des gisements de gaz et de petites quantités dans des gisements de pétrole brut.

Les principaux champs de production qui alimentent la raffinerie de Condensat de Skikda sont :

- Alrar (795667 TM) ;
- Stockage intermédiaire Ohanet TRC
- Ohanet BHP (762838 TM)
- Tiguentourine (972317 TM)
- TFTgroupement (762881 TM)
- Rhourd Ennous (999353 TM)
- Hamra (636406 TM)

Leurs productions convergent vers la station de pompage de HEH (Haoud El Hamra) qui alimente les terminaux de Bejaia et de Skikda.

L'évolution des exploitations algériennes de condensat est comme suit :

- 1970 le condensat était injecté dans le brut
- 1971 la première exploitation était de l'ordre de 17.1 millions de tonnes par an.
- 1999 la production de condensat atteint 17.3 millions de tonnes.
- 2000 la production de condensat atteint 17.7 millions de tonnes.

## ***2.5.3 Réseau de transport de Ra2k et Capacité de stockage***

### **a. Réseau de transport :**

L'activité de transport des hydrocarbures liquides et gazeux constitue un élément essentiel et stratégique de la politique énergétique. Les coûts de transport jouent un rôle très important dans la détermination du commerce de condensat. Ce dernier qui doit arriver dans les régions consommatrices avec des prix bas pour qu'il soit compétitif surtout en comparaison avec les charges alternatives qui peuvent arriver sur la même région.

En Algérie, il existe des oléoducs consacrés au condensat et autres pour le pétrole brut et condensat, on distingue :

- **NH1** : cette conduite relie Hassi R'mel à Haoud El Hamra sur une longueur de 306 Km, avec un débit annuel de 0,7 MT. Ayant pour objet transport de condensat produit par le champ de Hassi R'mel sur HEH avant son expédition vers le terminal de Bejaia.
- **NH2** : ce pipeline dédié transport de condensat relie Ohanet et HEH sur une longueur de 581 Km. La capacité de l'ouvrage est de l'ordre 7,9 MT /an. L'ouvrage est relié par une ligne aérienne de diamètre 24 pouces au pipeline OB1, puis à Alrar par une conduite de 10 pouces pour permettre de transporter le condensat d'Alrar.
- **OB1** : il relie HEH au terminal de Bejaia sur une longueur de 600 Km. Ce pipeline conçu pour le transport de condensat /brut est équipé de quatre stations de pompage principales et quatre satellites (booster), de capacité nominale de 17 MT /an.
- **NZ1** : il relie le gisement de condensat de Hassi R'mel au terminal d'Arzew sur une longueur de 506 Km. Cet oléoduc est équipé de trois stations de pompage. Il est conçu pour le transport de brut /condensat à un débit annuel 16 MT.
- **LNZ1** : cet oléoduc relie HEH à Arzew sur une longueur de 801 Km. La partie 12 pouces de LNZ1 est utilisée exclusivement pour le transport de GPL de HEH vers Hassi R'mel, où après mélange de condensat, le tout est expédié par la partie 16 pouces vers les unités de séparation d'Arzew [4].
- **NK1** : Cet oléoduc relie Haoud El Hamra à Biskara à Skikda d'une longueur de 654.5 Km et d'une capacité de 11.4 MT/an, est destiné à assurer l'alimentation du topping de condensat de Skikda [5].

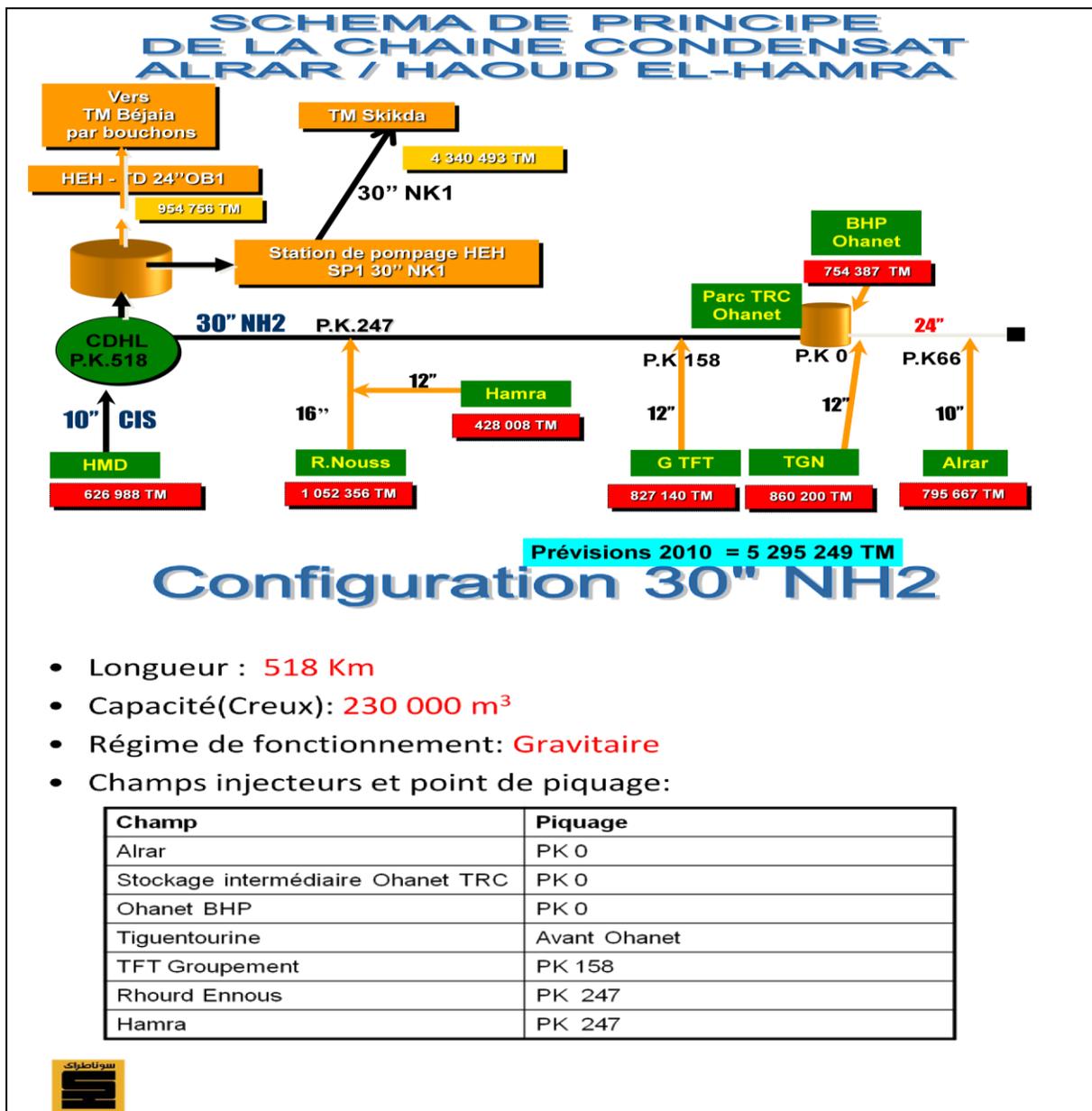
Au sein du groupe Sonatrach, l'activité transport par canalisation (TRC) est en charge de l'acheminement par pipes des hydrocarbures (pétrole brut, gaz et condensat), depuis les zones de productions, jusqu'aux zones de stockage au complexe GNL, GPL, aux raffineries, aux réservoirs pétroliers ainsi que vers les pays importateurs.

Actuellement, le condensât est livré à l'est d'Algérie selon le programme de transport à partir de la station de pompage de HEH, par deux oléoducs OB1 et NK1.

Avec reconnaissance des lignes de réception de condensât à savoir le 30'' NH2 et le 10'' CIS, ces deux lignes sont réceptionnées séparément au CDHL mais alimentent le parc de stockage du TD OB1 par une seule ligne en diamètre 30''.

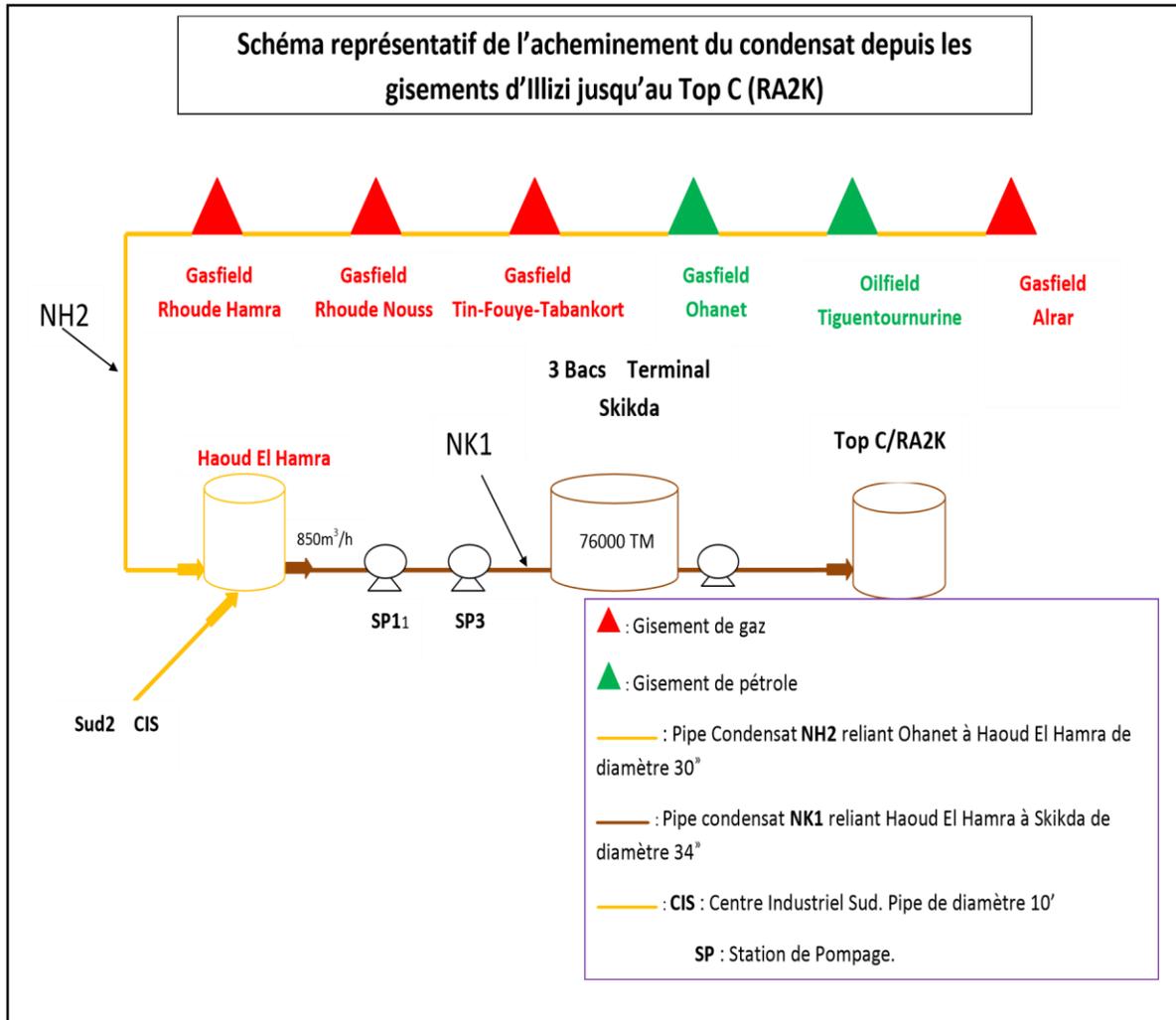
Présentation du schéma de principe de la chaîne condensât des différents champs de production entre Alrar et HEH. Ci-joint la figure suivante :

**Figure 2.3 :** Schéma de principe de la chaîne condensât des différents champs de production



La chaîne de transport NK1 est la chaîne de condensat alimentant RA2K qui est configuré :

**Figure 2.4** : Schéma de transport du condensat jusqu'au RA2K



### b. Capacités de stockage

- Hassi R'mel SP4 : 200.000 m<sup>3</sup> + 2 bacs de 41.000 m<sup>3</sup> en construction.
- Haoud El Hamra : 105.000 m<sup>3</sup>.
- Terminal d'Arzew : 300.000 m<sup>3</sup> + 2 bacs de 50.000 m<sup>3</sup>.
- Terminal de Bejaia : 200.000 m<sup>3</sup>.

**Conclusion.**

Vu la bonne qualité du condensat Algérien, il constitue pour le raffineur un mélange d'excellente qualité, qui n'exigent aucun prétraitement particulier. Un traitement classique de séparation par distillation permet l'obtention des : GPL, naphtha kérosène, gasoil de très bonnes qualités.

# Chapitre 3

**Notions sur la distillation**

## **Introduction**

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquides ou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leur température d'ébullition. Le procédé de distillation atmosphérique est à la base de traitement du brut.

Le brut est formé d'une série d'hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures.

Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et ceux des unités de processus pour les produits destinés au traitement ultérieur.

En pratique la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux.

La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical menu des plateaux qui assurent le contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur.

La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par le four, qui est un équipement de transfert thermique qui produit l'énergie par la combustion d'un combustible gazeux ou liquide ou solide.

### **4.1 Distillation au laboratoire**

Comme on a vu précédemment qu'après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères et prévoir le schéma de traitement adéquat, parmi ces analyses, les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont :

#### **4.1.1 Distillation Parfaite TBP (True boiling point)**

C'est une distillation avec rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage équivalent environ (10 plateaux théoriques) et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil suivi des constituants purs par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité en produits désirés.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage.

#### **4.1.2 Distillation progressive simple**

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (de vapeur et du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler que deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire.

#### **4.1.3 Distillation ASTM (American Society for Testing and Materials)**

C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, ...etc.) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue.

#### **4.1.4 Distillation par la méthode de flash**

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression  $P$  entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP.

### **4.2 Distillation industrielle**

Les deux principaux procédés de séparation sont :

- La distillation atmosphérique. -
- La distillation sous vide.

#### **4.2.1 La distillation atmosphérique**

La première étape de raffinage consiste à séparer les différents hydrocarbures en fonction de leur température d'ébullition.

A l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases).

Le brut est chauffé à environ  $350^{\circ}\text{C}$ , puis distillé dans une colonne de 40 à 60 m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leur température d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères.

Le long de cette colonne se trouve les plateaux qui permettent un contact entre les vapeurs ascendant et le liquide descendant.

Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ  $30^{\circ}\text{C}$ ) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de  $375^{\circ}\text{C}$ ) se concentrent en bas de la colonne.

En effet, les hydrocarbures les plus lourds restent sous forme liquide tandis que les molécules de masse faible ou moyenne passent à l'état de vapeur et s'élèvent dans la colonne.

Aux cours de leurs montées elles se refroidissent et reviennent à l'état liquide et sont collectées à différents étages sur les plateaux.

A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulle (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer, La pression dans la colonne diminue de bas en haut.

A partir de la colonne de distillation on obtient :

- Un produit de tête (gaz non condensable, GPL, essence totale).
- Trois coupes latérales (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd).
- Un résidu atmosphérique au fond.

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping ou sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosène.

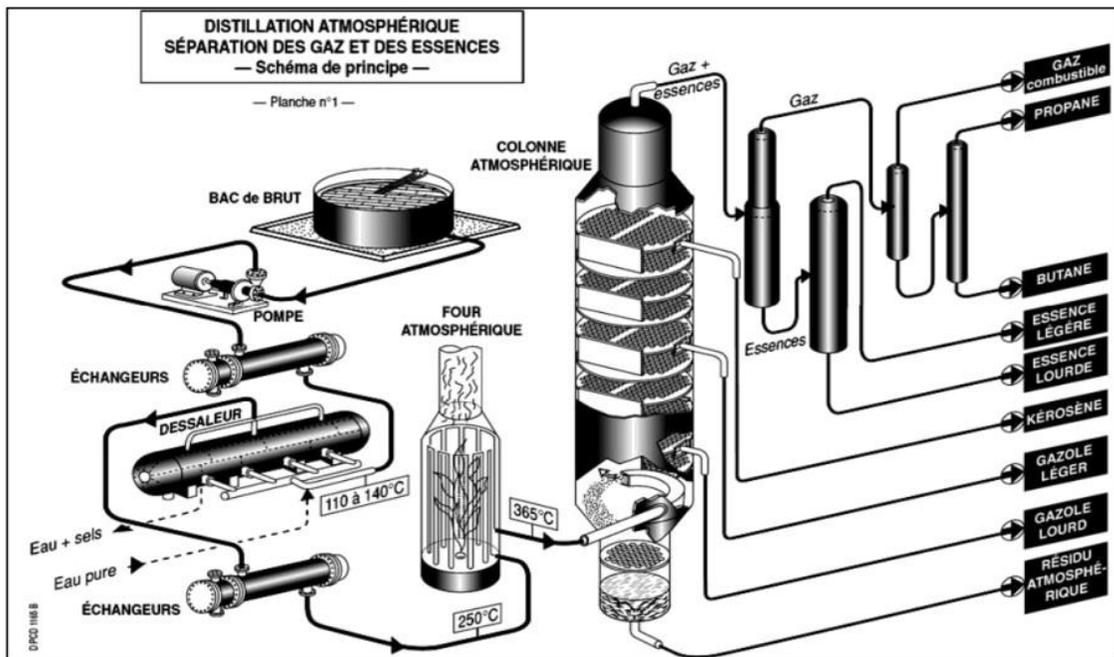


Figure 3.1 : Unité de distillation atmosphérique.

#### 4.2.1.1 Description de la colonne de distillation atmosphérique

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical avec une hauteur qui dépend du nombre de plateaux qu'il contient et la distance entre eux.

Les plateaux sont de types à clapet qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. Elle est constituée de trois zones :

##### a. Zone d'alimentation ou zone de flash

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Elle est comprise entre le 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> plateau.

##### b. Zone de rectification

On effectue la rectification à partir des plateaux qui varie entre 42 à 46 plateaux. Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd.

##### c. Zone d'épuisement

Elle se trouve à la partie basse de la colonne, comprend environ 5 plateaux.

A partir de cette zone, on obtient le résidu atmosphérique qui est utilisé comme matière première à la distillation sous vide pour la production des huiles lubrifiantes, avec l'injection de la vapeur d'eau surchauffée et sous basse pression pour éliminer les constituants les plus volatiles restant dans le résidu.

Pour que la colonne fonctionne normale et pour l'augmentation de la qualité des produits on utilise :

- **Stripping** : En général les produits soutirés soit du fond de la colonne, soit latéralement ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages, et afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par

l'injection de la vapeur d'eau surchauffée à 400°C et à basse pression. Le stripping du kérosène et le solvant lourd qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouillage.

- **Soutirage** : Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut ont pour fonction d'absorber une quantité de la chaleur soit : kérosène, gasoil léger, gasoil lourd.
- **Reflux** : Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne, on utilise les reflux suivants :
- **Reflux de tête** : Il est injecté au sommet de la colonne, ce sont les vapeurs de tête à l'état liquide après une condensation à une température qui varie généralement entre 40 à 45 °C, ce qui permet de régler la température en tête de la colonne. La quantité de reflux de tête varie de 2 à 4 fois plus grand que la quantité d'essence légère.
- **Reflux chaud** : Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatils.
- **Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur** : Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Il y a deux reflux :
- Une fraction entre le gasoil léger et le gasoil lourd.
- Une fraction entre le gasoil lourd et le résidu.

### **Avantage**

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.
- L'augmentation de la capacité de la colonne à cause de la diminution de la quantité de vapeur.

### **Inconvénients**

- On prévoit des plateaux supplémentaires.

- Diminution de la quantité des soutirages latéraux encadrant ces reflux.

A la fin de l'opération de distillation, on a les fractions qui sont caractérisées par les points d'ébullition initiale et finale

#### **4.2.1.2 Variables opératoires et leur influence**

##### **a. Température de sortie du four**

La chaleur nécessaire à la distillation est fournie avec la charge qui est donc partiellement vaporisée.

Le degré de vaporisation (à pression constante) dépend de la température de sortie du four.

Le produit sortant des fours est vaporisé environ le 67 à 82%, une augmentation de température du brut entrant dans la colonne détermine (les prélèvements sont égaux) une augmentation du reflux en tête de la colonne et favorise l'échange liquide / vapeur sur les plateaux, en déterminant un meilleur fractionnement.

La température de transfert – line doit être maintenue à de telles valeurs que des phénomènes de cracking de la charge soient évités puisqu'ils pourraient produire la formation de charbon sur les parois internes des tubes.

##### **b. Pression dans la colonne**

La pression dans la colonne est un paramètre opérationnel qui est normalement maintenu constant.

Une augmentation de la pression provoque de toute façon (dans le cas où la température de transfert resterait constante) une réduction de pourcentage de vaporisation du brut.

En outre, le fractionnement entre les produits devient plus mauvais.

##### **c. Température de tête de colonne**

La température de tête de la colonne doit être telle à permettre la sortie à l'état de vapeur de 100% du produit de tête de la colonne ayant l'intervalle d'ébullition désiré.

Les conditions opératoires restant les mêmes, une augmentation de la température de tête cause une réduction du reflux intérieur, une augmentation de la température des plateaux avec un alourdissement de tous les produits.

La variation de la température du reflux en tête de la colonne influence le débit du reflux lui-même est par conséquent le fractionnement.

#### **d. Quantités des prélèvements**

Les quantités de chaque prélèvement déterminent le reflux interne de la colonne et influencent par conséquent aussi les intervalles d'ébullition des prélèvements.

On peut agir sur la quantité de prélèvement pour varier les caractéristiques des coupes (point final, densité, .....Etc.) de chaque produit. Si on veut par exemple, augmenter le point final d'un prélèvement, on augmente sa quantité prélevée de la colonne, les points finaux des produits au dessous augmenteront eux aussi et pour les ramener aux valeurs initiales, il faut diminuer le prélèvement immédiatement au dessous de celui qui est intéressé par la variation.

Evidemment on procède au contraire lorsqu'on veut une diminution du point final.

#### **e. Injection de vapeur surchauffée dans le fond de la colonne**

L'injection de vapeur surchauffée provoque une diminution de la température d'ébullition des composants.

Par conséquent, elle vérifie l'élimination des fractions les plus légères du résidu, le point d'inflammabilité et la viscosité du produit se modifient.

#### **f. Recirculation des pumparounds (reflux circulant intermédiaire)**

La fonction des pumparounds est de soustraire de la chaleur de la colonne de distillation en permettant ainsi la condensation des coupes latérales.

La chaleur soustraite est cédée au brut dans des échangeurs.

Puisque le pump around est prévu pour régler un certain équilibre de la charge liquide et de la vapeur le long de la colonne et encore pour assurer un certain échange thermique, il est évident que les quantités de recirculation doivent être les plus proches de celles de calcul.

## **4.2.2 Types d'installations de distillation du pétrole**

Il existe trois types de distillation atmosphérique. Le choix de ces types est lié aux deux critères :

- La nature du pétrole brut à traiter : densité, % en soufre.
- Les produits à obtenir.

### **4.2.2.1 Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne**

Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfuré, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse.

#### **Avantages**

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures (entre 330° et 380°) pour la rectification du pétrole, la vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.
- Ce schéma est compact (c'est-à-dire ne prend pas beaucoup de surface).

#### **Inconvénients**

- La capacité de l'installation est petite.
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause de l'augmentation de la pression dans la colonne, raison pour laquelle il faut une grande épaisseur des parois et le prix revient à augmenter.
- Il est difficile de maintenir le régime de la colonne de fractionnement constant (pression, température, ... etc.) si la teneur en essence varie dans le pétrole. -  
C'est une unité destinée pour traiter le pétrole lourd.

### **4.2.2.2 Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec pré distillation**

Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux.

#### **Avantages**

- Le schéma est simple et permet de traiter des différents pétroles avec une bonne qualité de fractionnement.

- Le pétrole qui ne contient plus des fractions légères (flashé) ne provoque pas l'augmentation de la pression dans le four et dans la colonne atmosphérique.
- L'élimination des fractions légères (dans la colonne de pré-distillation) permet de diminuer la puissance du four parce que le débit de brut étêté est inférieur à celui du pétrole brut.
- La capacité de l'installation est élevée.
- Possibilité de traiter les pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre.

### **Inconvénients**

- Nécessite d'utiliser une haute température à la sortie du four pour pouvoir évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne.
- La consommation d'énergie est supérieure de 40% par rapport au schéma à seule colonne.
- Il faut avoir une colonne supplémentaire, deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid.
- Complexité de l'unité.

#### **4.2.2.3 Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash**

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères.

### **Avantage**

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (mais à condition que le gaz ne dépasse pas 1.5%).
- Evaporation préalable de l'essence légère du pétrole diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four-pompe.

### **Inconvénients**

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est mauvaise.
- La complexité et l'impossibilité de distiller le pétrole brut riche en composés sulfureux.

### **4.2.3 Distillation sous vide**

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, la redistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique.

## **4.3 Les colonnes**

### **4.3.1 Définition:**

Une colonne est une unité de séparation physico-chimique utilisée en sciences de l'ingénieur, en chimie et en biologie. Il s'agit en général d'un tube au sein duquel des échanges de matière (à la base de la séparation) et d'énergie (chaleur) s'effectuent entre une phase liquide descendante et une phase gazeuse montante. La colonne permet de séparer un ou plusieurs composés d'un mélange.

Le principe de séparation est variable et utilise différents moyens. On désigne ces unités en fonction de leur principe de séparation, ex. : colonne de distillation, colonne de chromatographie.

Les modes de fonctionnement des colonnes peuvent être continus ou discontinus.

### **4.3.2 Les différents types de colonnes de distillation**

#### **\* Les colonnes à plateaux:**

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les fournisseurs. Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation.

Les principaux types de plateaux sont :

- a) plateaux perforés.
- b) plateaux à cloches.

c) plateaux à soupapes.

**\*Les colonnes à garnissage:**

a) garnissage en vrac.

b) garnissage systématique.

### 4.3.3 Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux

• **L'engorgement (flooding):** l'écoulement de la vapeur bloque celui du liquide; ou engorgement dans les déversoirs.

• **Une mauvaise distribution des fluides dans la colonne :** il y a des chemins préférentiels pour la vapeur et/ou pour le liquide entraînant une baisse d'efficacité.

• **le moussage (foaming).**

• **le pleurage (weeping) :** une fraction du liquide ne passe pas par les déversoirs mais utilise les orifices normalement utilisés par la vapeur.

• **le primage (priming) ou l'entraînement :** le désengagement gaz-liquide se fait mal et du liquide remonte avec la vapeur dans la colonne.

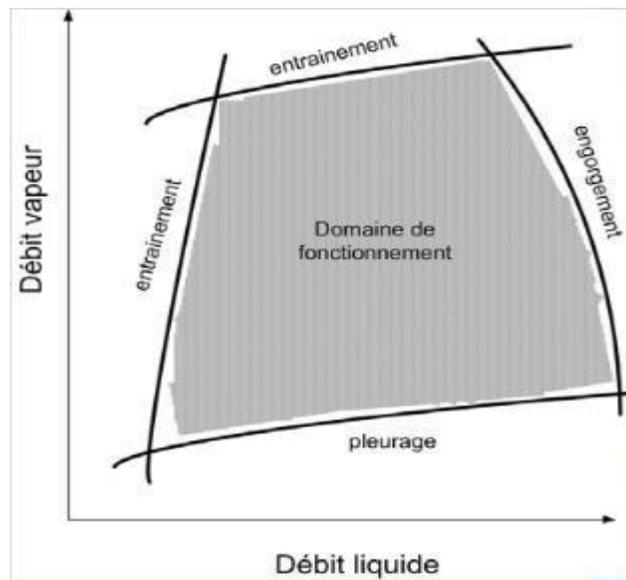


Figure 3.2 : Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux

### Conclusion

La distillation atmosphérique est la première étape du raffinage, sa configuration comprend plusieurs schémas dont le choix est lié à la nature du pétrole brut traité et aux produits désirés.

# Chapitre 4

**Description détaillée de l'unité 100**

## **Introduction**

Une nouvelle unité topping de condensat est conçue pour SONATRACH, elle se situe à la zone industrielle de Skikda. L'objectif de l'unité est de traiter le condensat algérien et de produire de différents produits tels que le butane, le naphta, le Kérosène, LGO et HGO. LA conception des procédés choisis pour cette nouvelle unité comprend la distillation de condensat, la distillation sous vide, la stabilisation de naphta, section du dépropaniseur et séchage de butane.

### **4.1 Description détaillée du processus d'Unité 100 avec les équipements**

La description du processus des différentes sections de l'unité topping de Condensât est donnée ci-dessous :

L'unité peut être divisée en un certain nombre de segments:

1. train d'échangeurs de préchauffage.
2. section de la tour du préfractionner (T101).
3. section de la tour (colonne) de distillation atmosphérique (T103).
4. Stabilisation de Naphta (T201= débutaniseur).
5. section de dépropaniser (T301) et tour sous vide (T401),

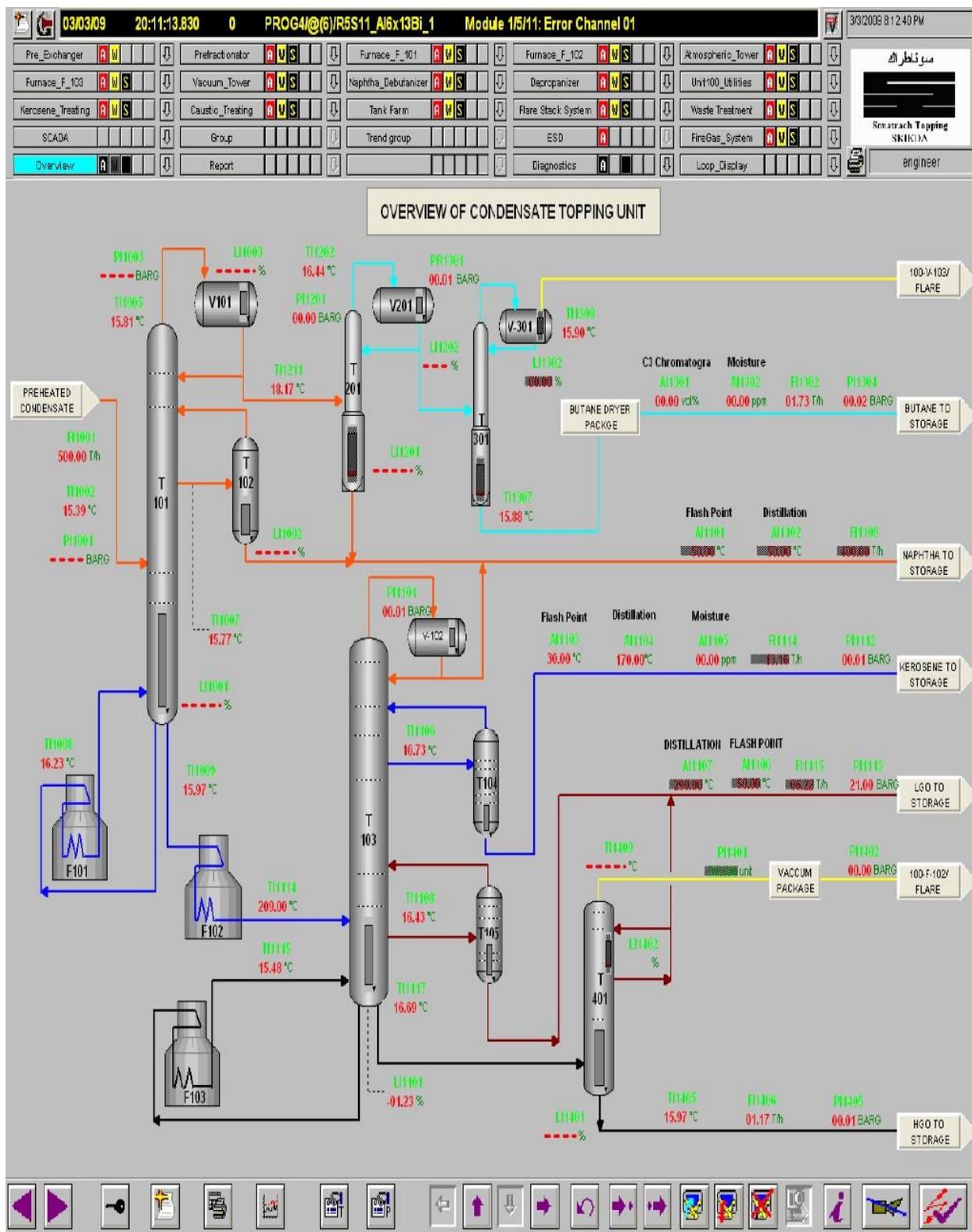


Figure 4.1 : Schéma de l'unité 100.

#### **4.1.1 Train d'échangeurs de préfractionnement :**

Le stock d'alimentation en condensât à partir des bacs de stockage situés à la zone des installations périphériques de SC1 est pompé aux installations de l'unité topping de condensât à une pression de limite de batterie de 1.9 MPa(g) et une température de 30°C. Le condensât est ensuite chauffé dans un train d'échangeurs de préchauffage avant d'entrer au préfractionner (colonne de pré-distillation) (100-T-101).

Le train d'échangeurs de préchauffage est divisé en 2 branches parallèles en vue de faciliter le fonctionnement à 50 % du débit. La charge d'alimentation est chauffée successivement par les échangeurs:

- 100-E-101A-D (Condensât/ Vapeur de tête du préfractionner),
- 100-E-102A-D (Condensât/Vapeur de tête de la colonne de distillation atmosphérique),
- 100-E-103A, B (Condensât/ Soutirage supérieur),
- 100-E-104A, B (Condensât/ LGO sous vide),
- 100-E-105A, B (Condensât/ Kérosène),
- 100-E-106A, B (Condensât/ LGO atmosphérique), - 100-E-107A, B (Condensât/ Soutirage inférieur) et, - 100-E-108A, B (Condensât/ HGO sous vide).

Ensuite, elle entre dans à la colonne de distillation (100-T-101) sous un réglage de débit cascadié par le régulateur de niveau de la colonne; à une température d'environ 158°C avant la vanne de régulation et 128°C (désigne=136°C) après la vanne de régulation. La pression en amont de la vanne de régulation dans la conduite d'admission du préfractionner doit être au moins de 1.3 MPabs pour éviter la vaporisation au niveau de l'entrée de la vanne de régulation.

#### **4.1.2 Section de la colonne de préfractionnement (100-T101)**

##### **4.1.2.1 Colonne de préfractionnement**

La colonne de préfractionnement (100-T-101) comporte 35 plateaux. La charge entre dans la colonne au plateau 28 et elle est séparée en trois coupes principales : Fond du Préfractionneur, naphta de soutirage du préfractionner, et naphta de tête du préfractionner.

Les vapeurs de tête de la colonne de distillation sont complètement condensées par les 100E-101A-D et 100-A-101A-H (Refroidisseur à air de vapeur de tête du préfractionner). Le liquide condensé est recueilli au Ballon de reflux du préfractionner (100-V-101).

La séparation du naphta de tête du préfractionneur est contrôlée par une régulation de température et de pression localisée à la tête du préfractionneur et du ballon de reflux. Le régulateur de température réinitialise la valeur du reflux de tête et le régulateur de pression ajuste (règle) la pression.

Lors du fonctionnement normal, aucun dégagement gazeux n'est produit dans 100-V-101. À partir de ce ballon de reflux, le produit de naphta du préfractionneur est pompé sous contrôle de niveau, par la pompe de naphta du préfractionneur (100-P-103A/B), à la section de stabilisation de naphta pour récupérer le GPL. Le reflux est acheminé à la tête de la colonne de distillation sous contrôle de température en cascade par l'écoulement par la pompe 100-P-102A/B (Pompe de reflux du préfractionneur).

### **Contrôle du proceed**

La température supérieure de 100-T-101 est commandée par TRCA1004 qui règle le de point de consigne du régulateur de débit du reflux supérieur FRC1003, selon la stratégie de régulation en cascade.

Le niveau de 100-T-101 est commandé par le LRC1001 qui règle le de point de consigne du régulateur de débit de la charge de condensat préchauffé FRC1002, selon la stratégie de régulation en cascade.

La pression supérieure de 100-T-101 est contrôlée par le PRC1007 sur 100-V-101. il s'agit d'un régulateur à gamme divisées. Entre 0-50% de gamme d'entrée, il règle la Vitesse du VFD de 100-A-101 A-H. Au delà de 50% la gamme d'entrée le régulateur règle l'ouverture de PV-1007 déchargeant le gaz à la torche, en maintenant la vitesse des aérorefroidisseur à son degré maximal.

Le niveau de 100-V-101 est contrôlé par LRC1003 qui règle le point de consigne du débit de Naphta à la tête du préfractionner FRCA1005 à 100-E-201A-C, selon la stratégie de régulation en cascade.

L'écoulement minimal dans la décharge de 100-P-103A/B est maintenu par le FRC1009, qui recycle la décharge de la pompe à 100-V-101 par une ligne d'écoulement minimal, le FT1009 devra capter un écoulement minimal dans la ligne de décharge de la pompe.

Le niveau de l'interface au coude à patin d'eau de 100-V-101 est maintenu par LdRC1004, qui ajuste l'ouverture de LdV1004.

#### **4.1.2.2 Stripper du préfractionnement**

Le naphta est retiré à partir du stripper du préfractionner (100-T-102) comme soutirage latéral de la colonne de distillation sous contrôle de niveau à partir du plateau 15. le stripper du préfractionner (100-T-102) est équipé de 6 plateaux et un rebouilleur de type thermosiphon 100-E-111 (Rebouilleur de stripper (d'Epuiser) du préfractionner).

La chaleur requise pour la désoxydation du naphta dans 100-E-111 est fournie par le dispositif de puisage de tête de la Colonne de distillation T103 (pumparound supérieure de T103), l'entrée est contrôlée par deux vannes de contrôle jumelées en parallèle avec des actions mutuellement opposées (si la vanne de contrôle à la conduite de fourniture de chaleur s'ouvre, la vanne sur la conduite de dérivation se ferme; et vice versa), ces actions sont fixées par l'écoulement du naphta du fond de stripper pour contrôler le débit du dispositif de puisage de la tête (pumparound supérieure) par 100-E-111.

Le naphta rectifié peut être acheminé au stockage directement comme produit de naphta comme les composants légers sont éliminés par la désoxydation. non seulement il réduit le service du rebouilleur du débutaniseur, mais également il améliore le taux de récupération de LPG.

Le naphta rectifié est pompé, sous le contrôle de débit, moyennant 100-P-104A/B (La pompe de stripper du préfractionner) et mélangé avec le naphta de tête de la colonne atmosphérique.

Le naphta mélangé est ensuite refroidis à la température de la limite de batterie de 40°C par aérorefroidisseur de Naphta 100-A-106A-F, suivi de, B refroidisseur à eau de naphta 100E-115A. Le naphta refroidis est combiné avec le fond du débutaniseur et envoyé au stockage comme produit de Naphta.

## **Contrôle du procédé**

Le rebouillage des fonds 100-T-102 est commandé par la FRCA1004, qui règle le point de consigne de FIC1008, selon la stratégie de régulation en cascade. Le FIC 1008 règle les écoulements de soutirage supérieur 100-E-111 par FV1008A et sa déviation par FV1008B. Les réglages de débit de FV1008A et FV1008B sont opposés l'un à l'autre. Il signifie que si le débit à travers FV1008A augmente, le débit à travers FV1008B diminue et vice versa.

Le niveau de 100-T-102 est contrôlé par LRCA1002 qui règle l'ouverture de LV1002 à la ligne l d'évacuation latérale du préfractionneur à partir de T-101 à T102.

### **4.1.2.3 Le rebouilleur de la colonne de préfractionnement**

Une partie du fond du Préfractionner est pompée, sous contrôle de débit, à au rebouilleur du préfractionner (100-F-101) par la Pompe d'Alimentation 100-P-105A/B. Le produit rebouilli retourne à la colonne de distillation (100-T-101).

Le réchauffeur dispose de six passes avec une passe individuelle équipée d'un régulateur de débit et un tronçon du débit bas. La température dans le four du rebouilleur est augmentée de 191 °C à 244 °C et la vaporisation de 50 % (pds) requise se produit. La partie radiante du four dispose d'un régulateur de température, qui contrôle la combustion du combustible.

Le four est conçu avec des brûleurs d'allumage à gaz combustible. Un balancier de passe a été ajouté pour chaque réchauffeur pour assurer que les températures de sortie de la couronne individuelle sont égales et que le débit total à travers le four est maintenu à la valeur voulue.

La chambre de combustion est équipée de systèmes d'instrumentation et de contrôle pour surveiller/contrôler l'alimentation en air de combustion, la température de la chambre de combustion, la poussée de voute du réchauffeur et les températures du métal du tube etc. des systèmes de sécurité appropriés sont placés pour arrêter le réchauffeur si les conditions de fonctionnement du four dépassent les limites de sa conception.

Le four et le rebouilleur atmosphériques disposent d'un système de préchauffage à air commun. Deux ventilateurs forcés (un en service) et deux ventilateurs induits (les deux en service) équipent le système.

Les gaz de combustion à partir de trois chaudières passent par le préchauffeur à air et ils sont envoyés à la cheminée par les ventilateurs induits. L'air de combustion fourni par un ventilateur forcé est préchauffé dans le pré-réchauffeur d'air disponible pour la combustion de gaz combustible au niveau des trois fours. Le réchauffeur peut fonctionner avec les deux ventilateurs à tirage induit hors service.

Le réchauffeur ne peut pas fonctionner sans air forcé du ventilateur à tirage forcé. Le système de combustion est composé de 10 brûleurs à gaz avec des pilotes à gaz auto aspirant et permanent.

Le produit du fond du préfractionneur, sous contrôle de débit, est pompé par la pompe de fond (100-P-106A/B) vers le four atmosphérique à (100-F-102) .

#### **4.1.2.4 Four atmosphérique**

Dans le four atmosphérique (100-F-102), le produit de fond de la colonne de distillation est chauffé de 191°C à 216°C environ, comme alimentation (charge) de la colonne de distillation atmosphérique (100-T-103) au plateau 41. La vaporisation au four est d'environ 80%. Le Réchauffeur dispose de quatre passes avec une passe individuelle équipée d'un contrôleur de débit et une coupure pour un débit faible.

La sortie radiante du four dispose d'un régulateur de température, qui contrôle la combustion du combustible. Le four est conçu avec des brûleurs à gaz combustible. Un balancier de passe similaire au rebouilleur du préfractionneur est également installé.

La chambre de combustion du four est équipée de systèmes d'instrumentation et de contrôle pour surveiller/contrôler la fourniture d'air de combustion. La température de la chambre de combustion, la poussée de voute du réchauffeur et les températures du métal du tube etc. des systèmes de sécurité appropriés sont disponibles pour éteindre le réchauffeur si les conditions du four dépassent les limites de conception

Le réchauffeur peut fonctionner avec les deux ventilateurs à tirage induit hors service. Le réchauffeur ne peut pas fonctionner sans air forcé du ventilateur à tirage forcé. Le système de combustion est composé de 8 brûleurs à gaz avec des pilotes à gaz auto aspirant et permanent.

#### **4.1.3 Section de stabilisation de naphta (100-T-201)**

La section de stabilisation de naphta est conçue pour stabiliser le naphta de la tête du préfractionneur pour récupérer le GPL.

Elle traite également le Butane hors-spécifications à partir du stockage, si nécessaire.

Le Naphta de la tête du Préfractionneur à partir de la section de distillation est préchauffé au niveau de 100-E-201A-C (Alimentation/Echangeur du fond du débutaniseur) et ensuite alimenté à 100-T-201 (Débutaniseur) au plateau 26 à environ 110°C.

Au niveau de T-201, équipée de 50 plateaux de fractionnement, la charge est séparée en produit supérieur (LPG brut) et Naphta stabilisé.

Le service du rebouilleur du débutaniseur requis, sous contrôle de température, est fourni par le soutirage moyen de la Colonne de Distillation Atmosphérique dans un rebouilleur thermosiphon 100-E-204A/B.

La température du plateau 45 du débutaniseur est contrôlée par des vannes jumelées de régulation de débit de soutirage moyen avec un système des actions opposées. Une vanne de régulation est disponible sur la ligne d'alimentation en fluide de chauffage vers la ligne 100E-204 et une autre est disponible sur la ligne de dérivation.

Le Naphta stabilisé, sous contrôle de niveau, est soutiré en tant que produit de fond de

100-T-201; il est utilisé pour le préchauffage de la charge du débutaniseur au niveau de 100-E-201A-C; et il est refroidis au niveau de 100-A-202A/B (Aérefroidisseur du Fond du Débutaniseur) et 100-E-203A/B (Refroidisseur à eau du Fond du Débutaniseur).

Après qu'il soit mélangé avec le Naphta lourd refroidis à partir de la section de distillation de Condensât, ce Naphta est envoyé au stockage.

Les vapeurs de tête de la colonne du Débutaniseur sont refroidis est complètement condensées au niveau de 100-A-201A-D (Aérefroidisseur de Tête du Débutaniseur) et 100E-202A, B (Refroidisseur à eau de Tête du Débutaniseur).

Le liquide condensé est rassemblé au niveau de 100-V-201 (Ballon de reflux du Débutaniseur). A partir de cette cuve, sous contrôle de niveau, le produit de GPL est pompé moyennant la pompe 100-P-203A/B (Pompe de GPL du Débutaniseur), à la section du Débutaniseur pour éliminer le surplus du Propane du produit de Butane.

Après avoir dérivé la section du Dépropaniseur, le produit de GPL est envoyé au stockage comme produit ou il est envoyé au dispositif sécheur de Butane.

Le reflux, sous contrôle de débit cascadié par la température, est acheminé à la tête du Débutaniseur moyennant la pompe 100-P-202A/B (Pompe de reflux du Débutaniseur).

Pendant le fonctionnement normal, aucun dégagement gazeux n'est produit au niveau de 100-V-201.

Le système supérieur est équipé d'un dispositif de contrôle de pression avec fonction proportionnelle (Split Range) qui envoie un signal, d'abord pour élever le refroidissement par les aéros-refroidisseurs VFD et si la pression demeure en hausse alors le surplus de gaz est envoyé à la torche.

### **Contrôle du procédé**

La température de tête de 100-T-201 est contrôlée par le TRCA1202 qui règle le point de consigne du régulateur de débit de reflux de tête FRC1201, conformément à la stratégie de régulation en cascade.

Le niveau de 100-T-201 est contrôlé par LRCA1201, qui règle le de point de consigne du régulateur du débit du fond du débutaniseur FRC1108, selon la stratégie de régulation en cascade.

Le TRCA1205 contrôle la température du fond du rebouillage de 100-T-201 par la régulation de débit du dispositif de soutirage moyen dans les Rebouilleurs parallèles 100-E-204A et 100-E-204B ainsi que leurs dérivations respectives.

Chaque rebouilleur est doté de deux vannes de régulation pour le débit du dispositif de soutirage moyen, une vanne de régulation permet l'écoulement du soutirage moyen à travers le rebouilleur, et l'autre dérive l'écoulement à travers celle-ci.

Les actions de ces vannes sont opposées l'une à l'autre. Ceci signifie que si le débit à travers la vanne de régulation vers le rebouilleur augmente alors le débit à travers la vanne de régulation à la dérivation diminue et vice-versa.

En ce qui concerne 100-E-204A, la vanne de régulation TV1205AA permet l'écoulement à travers lequel et la vanne de régulation TV1205AB dérive. De même, pour 100-E-204B, la vanne de

régulation TV1205BA permet l'écoulement à travers laquelle et la vanne de régulation TV1205BB dérive.

La pression de tête de 100-T-201 est contrôlée par PRC1201. C'est un régulateur à gamme divisées. À 0-50% il régle la vitesse des aérefroidisseurs 100-A-201A-D par un VFD.

Entre 50-100%, l'ouverture de PV1201 à la tôle est ajustée, en maintenant la vitesse des aérefroidisseurs au maximum.

Le niveau de 100-V-201 est contrôlé par LRC1202 qui règle le point de consigne de FRC1202 sur la ligne d'écoulement de LPG à 100-E-30A, à B (lorsque le dépropaniseur est mis en marche) ou l'écoulement au dessiccateur de butane, selon la stratégie de régulation en cascade.

#### **4.1.4 Section du dépropaniseur (100-T-301)**

Le Dépropaniseur est conçu pour séparer le GPL brut en Butane et Propane contenant un peu d'Ethane.

Le Propane est envoyé au four en tant que Gaz combustible et le Butane est envoyé au stockage ou au Dispositif Sécheur de Butane 100-PKG-301 pour le séchage, et ensuite il est acheminé au stockage en tant que produit.

Le GPL de la section de stabilisation de Naphta est d'abord chauffé par 100-E-301A,B (Echangeur de charge/Butane) et ensuite alimenté à 100-T-301(Dépropaniseur) au plateau 27 à environ 85°C.

Au niveau de 100-T-301, lequel équipé de 56 plateaux de fractionnement, la charge est séparée en produit supérieur (Propane) et produit de Butane.

La vapeur de la tête du Dépropaniseur est refroidie et partiellement condensée au niveau de 100-A-301A, B (Aérefroidisseur de la Tête du Dépropaniseur) et le liquide condensé et envoyé à 100-V-301 (Ballon de reflux du Dépropaniseur). À partir de ce ballon, 100-P-301A/B (Pompe de reflux du Débutaniseur), sous contrôle de débit cascadié par le contrôle de niveau du ballon, renvoie le liquide à la colonne comme reflux.

Le Propane du Ballon de reflux du Débutaniseur, sous contrôle de pression, est envoyé au Séparateur de Gaz Combustible à haute pression en tant que gaz combustible.

Une part du fond du Dépropaniseur, sous contrôle de pression, est réchauffée au niveau de 100-E-303 (Rebouilleur du Dépropaniseur) par le produit de kérosène et il est retourné à la colonne.

La température du Dépropaniseur au plateau 50 est contrôlée par une soupape à trois voies de régulation de kérosène. Le produit du fond du Dépropaniseur est refroidis au niveau de 100-E-301A/B, suivi de 100-E-304A,B (Refroidisseur à eau de Butane) et ensuite sous contrôle de niveau il est envoyé au Dispositif Sécheur de Butane (100-PKG-301) ou directement au stock.

A partir du Dispositif Sécheur, Le produit de Butane est envoyé au stock du Butane ou au stock du Butane hors spécification, si nécessaire.

### **Contrôle du procédé**

Le niveau de 100-T-301 est contrôlé par LRCA1301, qui règle le point de consigne du régulateur de débit du fond du Dépropaniseur FRC1301, selon la stratégie de régulation en cascade.

Le TRCA1306 contrôle la température du rebouilleur de fond de 100-T-301 par une vanne à trois voies de régulation de Kérosène à partir de la ligne 100-E-105A,B, pour envoyer le kérosène au rebouilleur 100-E-303.

La pression de tête de 100-V-301 est contrôlé par PRCA1303. C'est un régulateur à gamme divisée. A 0-50%, il règle la vitesse des aérorefroidisseurs 100-A-301A-B par un VFD. Entre 50-100% PV1301 l'ouverture est ajustée, en maintenant la vitesse des aérorefroidisseur au maximum. Le niveau de 100-V-301 est contrôlé par LRC1302, qui règle le point de consigne de débit de la tête du Dépropaniseur FRC1303 à 100-T-301.

## **4.2 Arrêt de l'unité**

### **4.2.1 Procédure d'arrêt normal**

L'ordre d'arrêt normal de l'unité de Topping de condensat comportera les étapes suivantes :

- La Réduction de la charge jusqu' à 50%.
- La Réduction de la température de sortie de 100-F-103 (réduction environ 30 °C/hr).

- Demander de dévier les produits vers Off-Spec.
- By passer l'Unité 200, et arrêter le sécheur de Butane.
- L'arrêt de la colonne sous vide et les systèmes associés.
- Dévier HGO vers E-108 A/B.
- Avec l'augmentation du niveau de la T-103 démarrer la 2eme pompe P-114.
- A environ 320 °C arrêter le soutirage du LGO (quand le niveau de la T-105 devient constamment bas).
- A environ 270 °C arrêter le soutirage du kéro (quand le niveau de la T-104 devient constamment bas).
- L'Arrêt de 100-F-103 à 250 °C et de la circulation chaude à travers 100-F-103 après 2 à 3 heures.
- A l'arrêt du F-103 arrêter le soutirage du Naphta et mettre la colonne en reflux total.
- Par manque des liquides arrêter les reflux circulant.
- Réduction de la température de sortie de 100-F-102 (réduction environ 30 °C/hr).
- L'Arrêt de 100-F-102 à environ 200 °C.
- Réduction de la température de sortie de 100-F-101 (réduction environ 30 °C/hr).
- Par manque des liquides arrêter le soutirage des produits.
- L'arrêt de 100-F-101 à environ 100 °C et la circulation chaude après 2 heures.
- Laisser le tirage forcé par les ventilateurs CM-101 A ou B.
- By passé l'APH et arrêter les ventilateurs de tirage CM-102 A/B.
- Arrêt de l'injection des produits Chimiques.
- Maintien de la circulation froide longue jusqu'à la température de 40 °C.

- Pompage des liquides des ballons, des colonnes et des cuves.
- Dépressurisation des ballons et des colonnes.

## **4.2.2 Procédures d'arrêt d'urgence**

### **Précaution de Sûreté**

Pendant l'arrêt de secours, il est plus sûr de maintenir une équipe de lutte contre l'incendie, en position de garde dans l'unité du Topping de condensat pour prendre action à n'importe quel cas d'urgence d'un incendie.

Une urgence signifie un désordre sérieux des conditions de fonctionnement d'unité qui peut toucher la qualité des produits et/ou endommager les équipements (Si les actions appropriées ne sont pas prises rapidement). En conséquence une décision rapide et des actions immédiates pour garantir une situation de secours. Parmi les cas d'urgences qui peuvent être rencontrés pendant les opérations de l'unité :

1. Une Panne d'électricité
2. Un problème d'eau
3. Une panne au niveau d'instrument d'air
4. Echec au niveau de l'alimentation du condensat
5. Une panne au niveau de tube du four

#### **4.2.2.1 La Panne d'électricité dans l'unité :**

L'unité du Topping de condensat obtient de l'électricité auprès de SONELGAZ, et elle est considérée comme une source fiable de l'électricité. Mais s'il y a une panne du courant, due à une défaillance dans le circuit d'alimentation électrique, cela ne peut pas être réglé tous en même temps.

En outre, les coupures de l'électricité sont dues au déclenchement des transformateurs ou à une surcharge d'électricité etc.

Ceci peut causer un déclenchement des moteurs à une basse de tension dans l'unité, qui devra être remise en marche immédiatement. Une coupure de courant, même 2 à 3 secondes est suffisant

pour déclencher le moteur. Au cas où le transformateur est relié à l'unité de déclenchement et il y a une panne totale de courant, dans ce cas l'unité devra être mise en arrêt.

### **Actions à prendre**

En cas de panne du courant à l'unité (mais la vapeur étant disponible) les mesures suivantes devraient être prises :

- Couper complètement la mise à feu des fours. Le gaz de carburant devrait être fermé de la salle et le champ de contrôle.
- Commencer à purger les divers fours.
- Fermer les différents brûleurs et purger les brûleurs avec de la vapeur.
- Fermer les soupapes d'évacuation pour toutes les pompes.
- Veiller sur la pression des bacs, et s'il y a lieu décharger les bacs à travers la torche.
- Préparer l'unité pour un démarrage rapide, si l'alimentation électrique soit rétablie dans quelques minutes.
- Lors de la purge à la vapeur, il faut veiller que la pression des colonnes ne dépasse pas la pression d'exploitation.
- Durant le démarrage de la vapeur aux serpentins, assurer que la pression des bobines est inférieure à la pression de la vapeur. Pour cela observer.

#### **4.2.2.2 Panne de circulation de l'eau de refroidissement :**

### **Actions à prendre**

Les actions suivantes doivent être prises :

Cela prendra un certain temps pour que la pression de l'eau chute zéro. Par conséquent, dans cette unité du temps doit être arrêté, et toutes les pompes devront être arrêtées.

- Réduire la sortie sensiblement.
- Couper le feu dans tous les fours et les purger avec la vapeur.
- Mettre l'unité en circulation.
- Continuer le reflux des colonnes à un taux pour refroidir les colonnes, mettre hors service les produits d'O/h et diminuer le robinet-vanne de sectionnement, de sorte que plus de matériel de reflux soit disponible pour le refroidissement.
- Veiller sur les pressions de colonnes et des bacs ainsi et baisser la température.
- L'excès de pression doit être libéré à travers la torche.

#### **4.2.2.3 Une panne d'air instrument**

L'air d'instrument est fourni à l'unité de Topping de condensat à une pression de 6-7 kg/cm<sup>2</sup> g à partir de bâtiment des compresseurs. Le récepteur d'air à une autonomie d'assurer l'approvisionnement de 30 minutes.

Si l'approvisionnement de l'air ne peut pas être reconstitué (Rétablies), les instruments s'arrêteront de fonctionner. Dans cette période, alors la pression de ligne d'alimentation du collecteur tombera au-dessous de 4,0 kg/cm<sup>2</sup> g et diminuera rapidement.

Les soupapes de commande resteront entièrement ouvertes ou fermées selon l'aire existant. Par conséquent, l'unité devra être arrêtée.

#### **Les actions suivantes à prendre**

- Vérifier et couper la mise à feu dans des tous les fours et purger les différents fours avec la vapeur.
- Arrêter toutes les pompes, sauf les pompes de reflux et les pompes de circulation de four.
- Maintenir les niveaux dans les cuves et les colonnes.
- Prendre les contrôleurs de température de colonne (TCs) sur la déviation (un by-pass), et mettre quelque quantité de reflux aux colonnes pour contrôler les pressions avec les limites autant que possibles. Une fois que la température commence à chuter (note : l'indication de la température est disponible sur la salle de commande), réduire le reflux et maintenir le niveau dans le ballon de reflux. Les vannes de vidange devront être fermées.
- Isoler les différents brûleurs à gaz de carburant de four.

- En outre, suivre le procédé régulier pour la mise en arrêt, si on ne s'attend pas à ce que l'air soit reconstitué immédiatement.

#### **4.2.2.4 Panne d'alimentation du condensate:**

L'alimentation de condensat à l'unité est fournie par les pompes à condensat 301-P001/002 par un contrôle de niveau sur le préfractionneur. L'alimentation du condensat peut être interrompue à cause du fonctionnement du LRC-1001, le fonctionnement défectueux de la pompe, à un niveau bas du bac du condensat et en appuyant sur PB3101 dans l'Unité-300 ou un alignement inexacts et l'étranglement des crépines (tamis) etc. L'interruption dans l'alimentation d'écoulement nécessitera une action immédiate.

#### **Actions à prendre**

- Si l'échec est dû à une panne de pompe du condensat, mettre la pompe de secours en marche. Sur la reconstitution de l'alimentation, et ajuster le débit sortie sur 50% d'abord et ensuite soulever lentement le débit en tant que les conditions normalisées.
- Si l'alimentation ne peut pas être reconstituée immédiatement apporter l'unité à une circulation chaude, et maintenir un circuit de combustion réduite dans les fours. La température de circulation peut être d'environ 120-150° C et les produits peuvent être conduits au bac de condensat après un refroidissement.
- Si l'interruption a eu lieu pendant une longue durée, l'unité devrait être arrêtée selon le procédé d'une mise en arrêt normal.

#### **4.2.2.5 Panne due aux tubes de four**

#### **Actions à prendre**

- Arrêter la combustion dans le four
- Fermer les vannes individuelles de régulation de débit de passe du four en mettant leurs régulateurs de débit en mode manuel.
- Arrêter la pompe d'alimentation du four.
- Introduire la vapeur de purge à la chambre de combustion (section radiation) du four, si aucune flamme n'est observée dans le four.

- Fermer le MOV au fond de la colonne sur la ligne d'aspiration de la pompe d'alimentation du four.
- Introduire la vapeur dans toutes les passes en aval des vannes de régulation de débit et vider le produit du four dans la colonne en aval.
- A cause du transfert du produit du four dans la colonne en aval, son niveau, température et pression seront perturbés. Les produits peuvent être hors spécification et ils devront être acheminés vers le slop. Il est préférable d'arrêter l'alimentation de la colonne et arrêter les soutirages. Cependant, le ballon de reflux de tête de la colonne et le produit du fond de la colonne peuvent être pompé au slop pour maintenir les niveaux. Le reflux de tête et les soutirages peuvent également être arrêtés, selon des conditions de procédé de perturbation commun contraire aux conditions de conception des équipements, c'est-à-dire échangeurs de chaleurs et pompes. Surveiller de près la pression de la colonne et décharger la pression excessive à la torche, si requis.
- Protéger les éléments structurels à l'extérieur de la chambre de combustion menacés par la flamme, avec de l'eau pulvérisée. Ne pas utiliser la mousse, elle est inefficace sur ce type de feu et elle ne sera que perte.
- Arrêter l'injection de l'inhibiteur de corrosion et l'injection d'eau en tête du préfractionneur (100-T-101).
- En raison de l'arrêt de 100-F-101, les deux autres fours seront arrêtés.
- Le produit, après refroidissement, devrait être transféré à un bac de condensat désigné.
- Aucun matériau chaud ne devrait être drainé dans les systèmes DO ou OD.
- Mettre à l'arrêt les pompes de condensat 301-P-001/002. Arrêter l'unité selon la procédure décrite ci-dessus.

### **4.3 Démarrage de l'unité.**

- établir une circulation longue à froid à un taux de marche de 50 %.
- Allumage du Four F-101 (augmenter la température à raison d'environ 30 °C/hr).
- Démarrer les AM-101 Aéros et la température de tête T-101.
- Démarrer les PM-102 et 103 quant le niveau du V-101 augmente constamment.

- Démarrer la PM-104 avec la formation du niveau au T-102.
- A 200 °C sortie F-101 allumer le F-102 et F-103 (augmenter la température à raison d'environ 30 °C/hr).
- Démarrer les AM-102 Aéros et la température de tête T-102.
- Démarrer la PM-107 le niveau du V-102 augmente constamment.
- Démarrer les PM-108 et PM-109 avec la formation des niveaux aux T-104 et T-105.
- Démarrer les reflux circulants internes (PM-110, PM-111 et PM-112).
- Avec le démarrage de la PM-111 et début rebouillage de la T-201 démarrer les AM 201, contrôler la T° de tête en démarrant la PM-202 et la PM-203 si le niveau augmente constamment dans V-201.
- Mettre en service la T-103 et le sécheur du Butane.
- Démarrer l'unité 200.
- Vérifier la qualité des produits si c'est On spec dévier les produits vers Bacs et sphère de Stockage.
- Augmenter la charge.
- Insérer l'APH.
- Démarrer la section sous vide.

## **Conclusion**

Dans ce chapitre nous avons présenté les détails de fonctionnement de l'unité Topping condensât (unité 100) qui nous permet par la suite de simuler notre procédé sur HYSYS dans le chapitre de simulation.

# Chapitre 5

**Présentation du simulateur Aspen HYSYS**

## **Introduction**

Les progrès des méthodes numériques et l'augmentation des performances des ordinateurs permettent, grâce à des simulations de plus en plus détaillées, de prédire le comportement des systèmes complexes ou les propriétés de nouveaux matériaux.

L'industrie utilise de plus en plus la simulation numérique, validée par des expériences, pour raccourcir le cycle de développement de ses nouveaux produits.

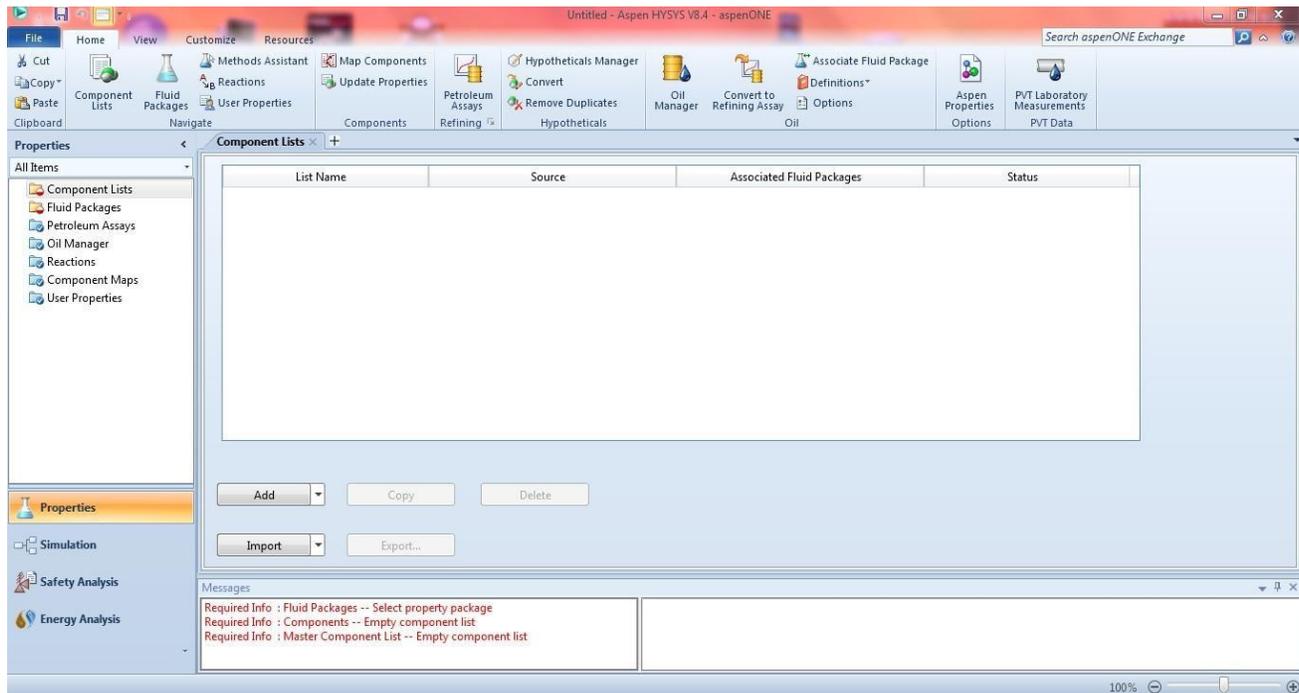
La simulation des procédés et leur optimisation supposent que soient bien connues les propriétés thermodynamiques et les équilibres des phases des mélanges traités. Cette connaissance repose encore sur les mesures expérimentales, mais elle découle également de méthodes de calcul fondées sur les principes de la thermodynamique qui en contrôlent et en assurent la cohérence, et leur confèrent un vaste champ d'application.

Pour notre étude nous avons choisi comme logiciel le logiciel HYSYS

### **5.1 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS**

Aspen HYSYS est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage.

A l'aide de l'environnement d'Aspen HYSYS, on peut créer l'état d'équilibre rigoureux et les modèles dynamiques pour la conception des installations, la gestion et planification économique, analyse, amélioration et planification des projets. Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer des variables et la topologie de procédé d'opération unitaire



**Figure 5.1 : Face de simulateur Aspen HYSYS**

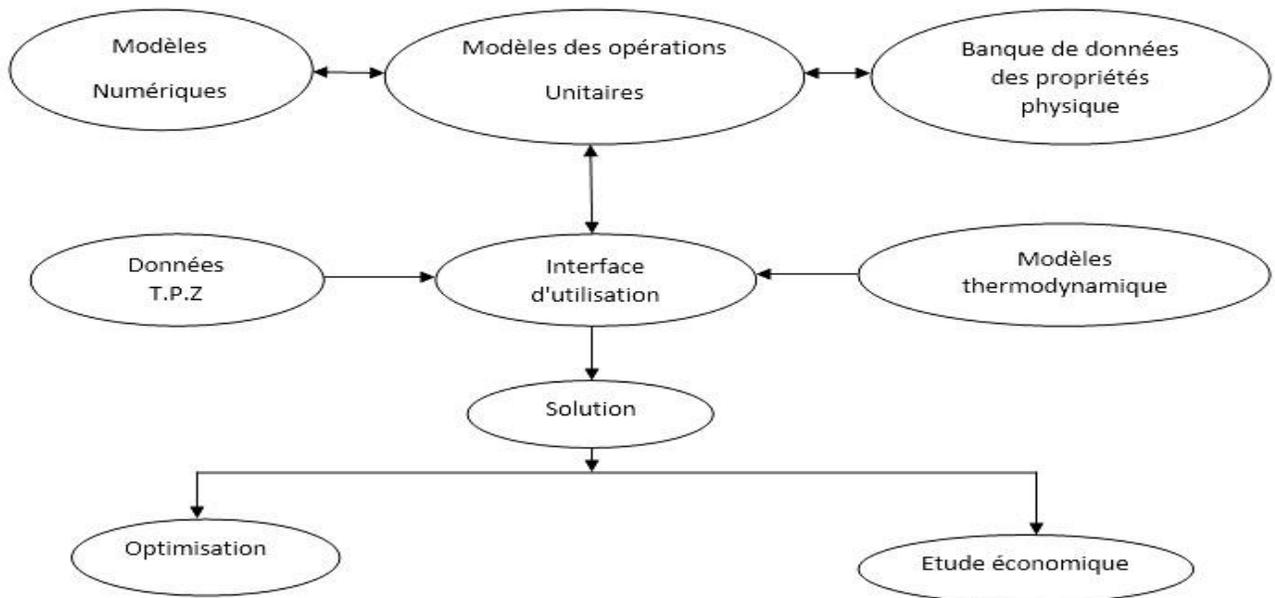
## 5.2 Présentation des Procédures de simulation par HYSYS

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, 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.

Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi 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.

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.
- 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.



**Figure 5.2 : Structure générale du HYSYS**

## 5.3 Modèle thermodynamique

### 5.3.1 Choix de modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont nécessaires pour le calcul des propriétés physiques des fluides dont les hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement.

Le choix de telle ou telle équation d'état reste dicté par la recherche d'un compromis entre les trois critères suivants :

- Simplicité de la forme mathématique ;
- Etendue du domaine d'application ; -
- Précision souhaitée.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de Peng-Robinson.

Pour notre étude nous avons choisi comme modèle l'équation d'état de Peng-Robinson.

### Equation de PENG-ROBINSON

L'équation de PENG-ROBINSON (1976) est différente de l'équation de REDLICH KWONG par l'introduction d'une fonction  $a(T)$  qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de PENG ROBINSON est définie comme suit :

$$p = \frac{RT}{(V-b) - \frac{a}{[V(V+b)+b(V-b)']}}$$

Elle peut s'écrire sous la forme polynomiale :

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

$$\text{Avec : } b = \sum X_i b_i$$

$$ET : b_i = \frac{77796}{100000} R \frac{T_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} \cdot (1 - K_{ij}) \quad a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = \frac{457235}{1000000} \cdot \frac{(RT)^2}{P_{ci}} \quad a^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri})^{0.5}$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226w_i - 0.26992w_i^2$$

$w_i$ : Facteur acentrique.

$$\text{Avec } A = \frac{ap}{(RT)^2} \quad ; \quad B = \frac{bp}{RT}$$

$$\text{Et } A_i = \frac{1}{\alpha} [2a_i^{0.5} \sum x_j a_j^{0.5} \cdot (1 - K_{ij})] \quad ; \quad B_i = \frac{b_i}{b}$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz.

L'équation de Peng-Robinson résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

Les limites d'applications de l'équation de Peng Robinson :

**Tableau 5.1** : Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON

Equation	Température °C	Pression Kpa
PR	>-271	100000(10E3bar)

# Chapitre 6

**Simulation et discussion des résultats**

## Introduction

Depuis le départ en 2009, le complexe de Topping de condensat RA2K a connu un changement important au niveau de la colonne dépropaniseur T-201 en raison de l'arrêt accidentel des deux pompes de charges PM-203 A/B qui a amené à by passer la colonne T-301 et donc à annuler la séparation C3/C4.

La présente étude consiste à déterminer les paramètres optimaux de fonctionnement de la colonne T-201; après le by-pass de la colonne T-301; qui permettent une meilleure récupération des hydrocarbures.

Dans ce chapitre on a développé une méthodologie de travail à l'aide du simulateur HYSYS pour le calcul des diverses propriétés du condensat et des paramètres d'exploitation de la colonne de préfractionnement T-101 et de la colonne de stabilisation du naphta T-201 de l'unité de topping.

## 6.1 Méthodologie

### 6.1.1 Préparation du condensat

Avant toute opération de simulation on prend un échantillon réel du condensat et en tire ses caractéristiques bien sûr cette opération se fait dans un laboratoire. Les données sont : les propriétés du condensat (température, pression, densité, viscosité, distillation TBP ..... Etc.) Et les fractions molaires de la composition léger (Ethane, Propane, i-Butane, n-Butane, i-Pentane, n-Pentane).

### 6.1.2 Donnés de départ

Les données sont dans les tableaux si dessous:

**Tableau 6.1** :Distillation TBP du condensat

Marge de temperature °C	Liq.vol.pour distillée %	Densité à 15°C kg/l
100-105	59.25	0.7249
105-110	61.69	0.7259
110-115	63.92	0.7266

115-120	66.88	0.7271
120-125	70.16	0.7303
125-130	72.70	0.7373
130-135	74.72	0.7433
135-140	76.62	0.7463
140-145	78.08	0.7488
145-150	80.67	0.7490
150-155	82.47	0.7522
155-160	84.26	0.7568
160-165	85.77	0.7607
165-170	87.35	0.7631
170-175	88.81	0.7650
175-180	89.93	0.7677
180-185	90.63	0.7706
185-190	91.59	0.7729
190-195	92.51	0.7749
195-200	93.36	0.7783
200-205	93.93	0.7811
205-210	94.55	0.7828
210-215	95.15	0.7838
215-220	95.81	0.7857
220-230	96.73	0.7900
230-235	97.17	0.7939
235-240	97.53	0.7968
240-250	98.12	0.8011
250-260	98.75	0.8164
260-270	99.1	0.8173
270-280	99.29	0.8201
280-290	99.43	0.8237
290-300	99.54	0.8275
300-310	99.6	0.8322
310-320	99.65	0.8372
320-330	99.68	0.8427
330-335	99.7	0.8473

>337	100	0.8902
------	-----	--------

**Tableau 6.2 : Propriétés global du condensat**

<b>API Gravité</b>	<b>Facteur KUOP</b>
69.3	12.31

**Tableau 6.3 : Chromatographie en phase gazeuse des légers**

<b>Constituants</b>	<b>Volume %</b>
C2	0.05
C3	0.4
IC4	3.95
nC4	0.1
IC5	0.31
nC5	0.04
Totale	4.85

**Tableau 6.4 : Caractéristiques de la viscosité**

Viscosité cinématique en cSt à 20°C/68°F	0.6280
Viscosité cinématique en cSt à 37.8°C/100°F	0.5350

**Tableau 6.5 : Les conditions d'alimentation**

Température (°C)	136
Débit (kg/h)	631310
Pression (barg)	3.35
Numéro de plateau d'alimentation	28

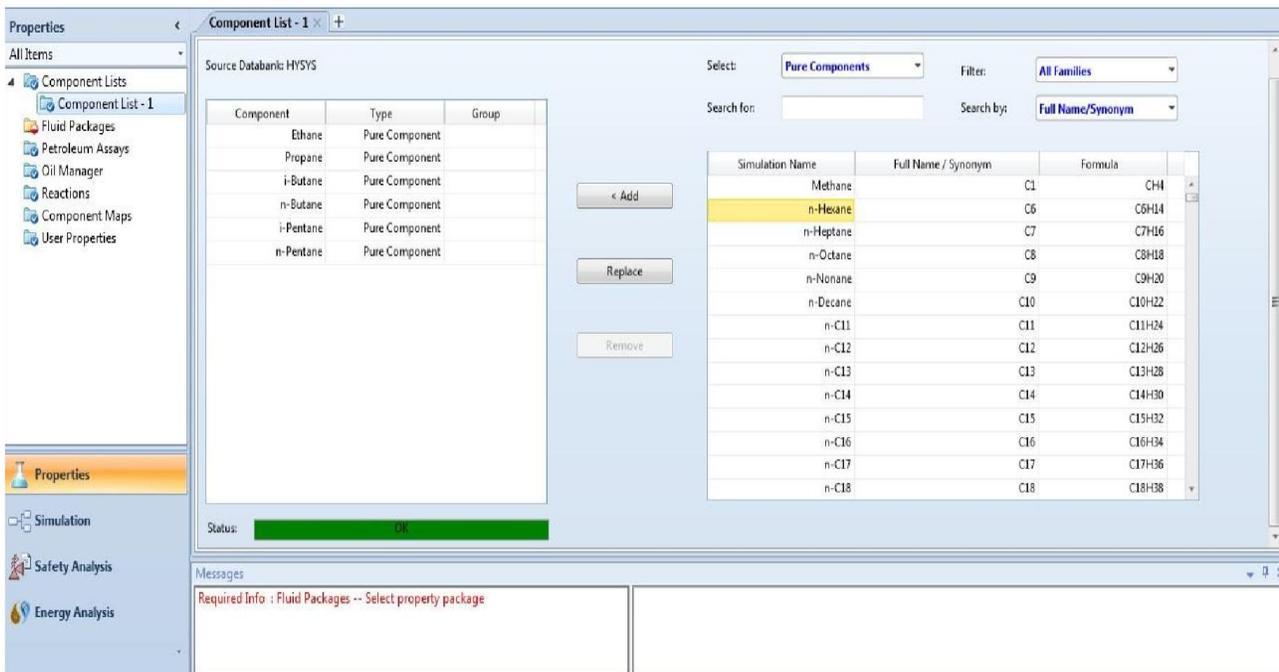
**Tableau 6.6 : Paramètres de la colonne T-101**

Nombre de plateaux		35		
Reflux ratio		2.12		
<b>Valeur initial estimé</b>				
		Température (°C)	Pression (barg)	
Condenseur		72	2.7	
Haut plateau		87	-	
Fond plateau		244	3.4	
<b>Spécifications</b>				
Stripper	Type	Nombre de plateaux	Niveau plate au	Retour Plateau
Naphta B	Rebouilleur	6	15	14

## 6.2 Simulations par logiciel HYSYS

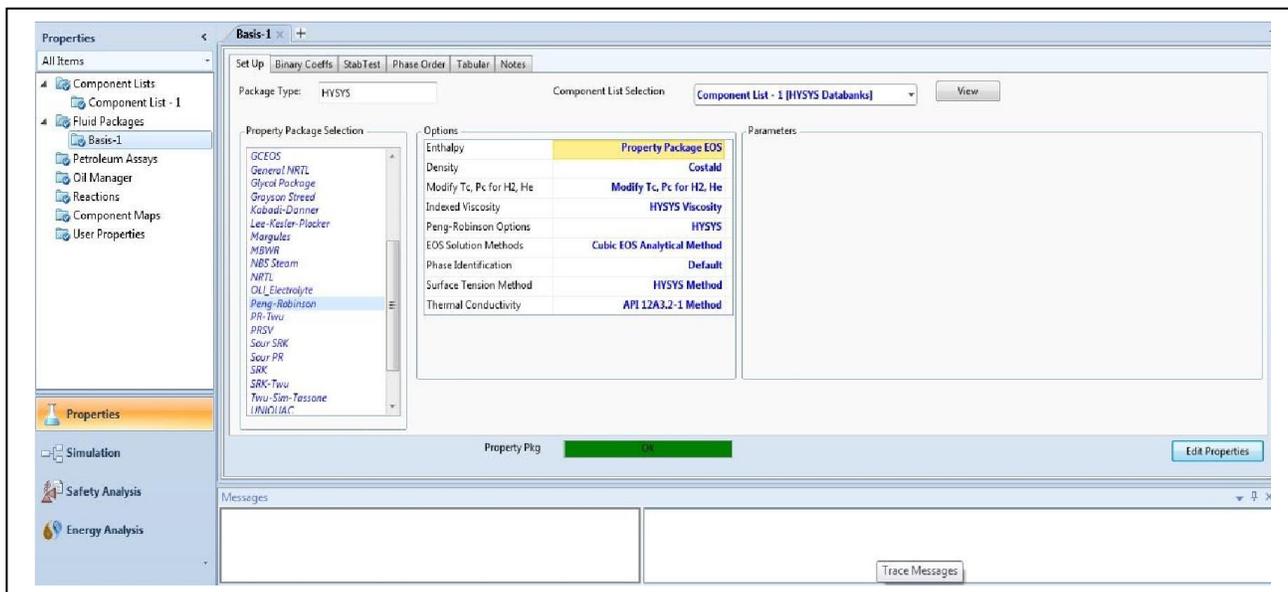
La simulation HYSYS commence par les étapes suivantes :

Nous ouvrons un nouveau cas dans le programme (New Case). Ensuite, nous ajoutons une liste nouvelle des composants et nous ajoutons de nouvelles (new component list) composants. Dans notre exemple (Ethane, Propane, i-Butane, n-Butane, i-Pentane, n-Pentane) .



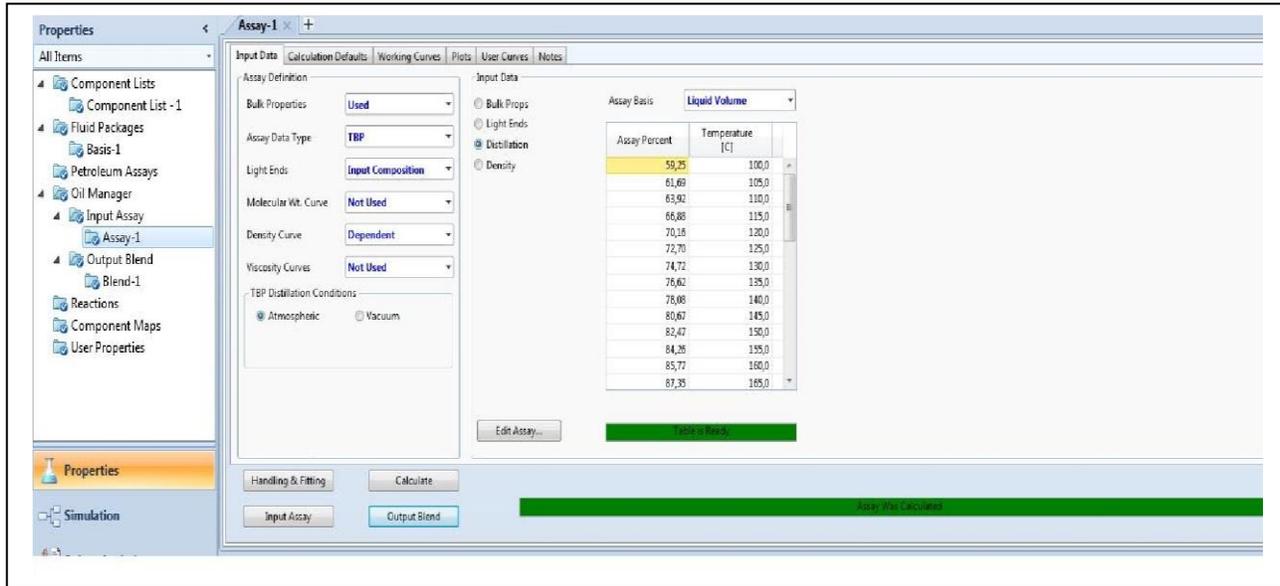
**Figure 6** : Choix des composants du fluide

On nous exige de choisir un model thermodynamique, alors on fait un click sur l'icône 'Fluid Pkgs', et une autre fenêtr s'ouvre, dans laquelle on y trouve l'icône 'ADD' qui nous permet de préciser notre choix sur le model désiré, en raffinage le model thermodynamique le plus utilisé est celui de Peng-Robinson, ainsi dans ce travail, on a choisi Peng-Robinson.



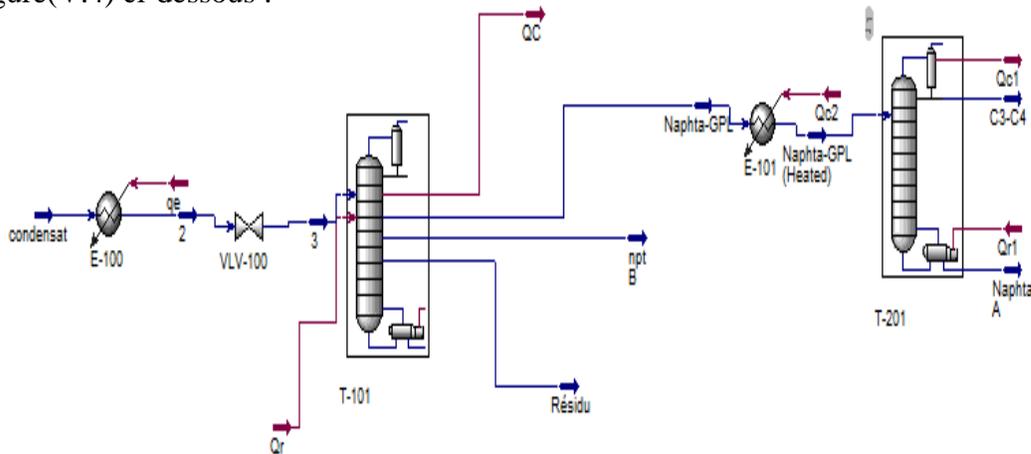
**Figure 6.1** : Choix du model thermodynamique PENG-ROBINSON

Après avoir choisi le modèle thermodynamique, il est nécessaire de préciser le domaine du travail, ainsi on passe à ‘‘oïl environnement’’, ainsi on sera sur notre page de corrélation, où on applique les deux types de la distillation désirée (ASTM ou TBP), et installer le condensat (confère la figure suivante) :



**Figure 6.2 :** Installation du condensat dans le simulateur HYSYS

Après avoir install e le condensat, on peut maintenant écrire l'environnement de simulation, là où l'organigramme de procédé (PFD) est établi. L'environnement de simulation de la section de préfractionnement du condensat ainsi la section stabilisation du naphta PFD est représentée sur Figure(V.4) ci-dessous :



**Figure 6.3 :** Organisme de simulation de procédé de préfractionnement du condensat et stabilisation du naphta

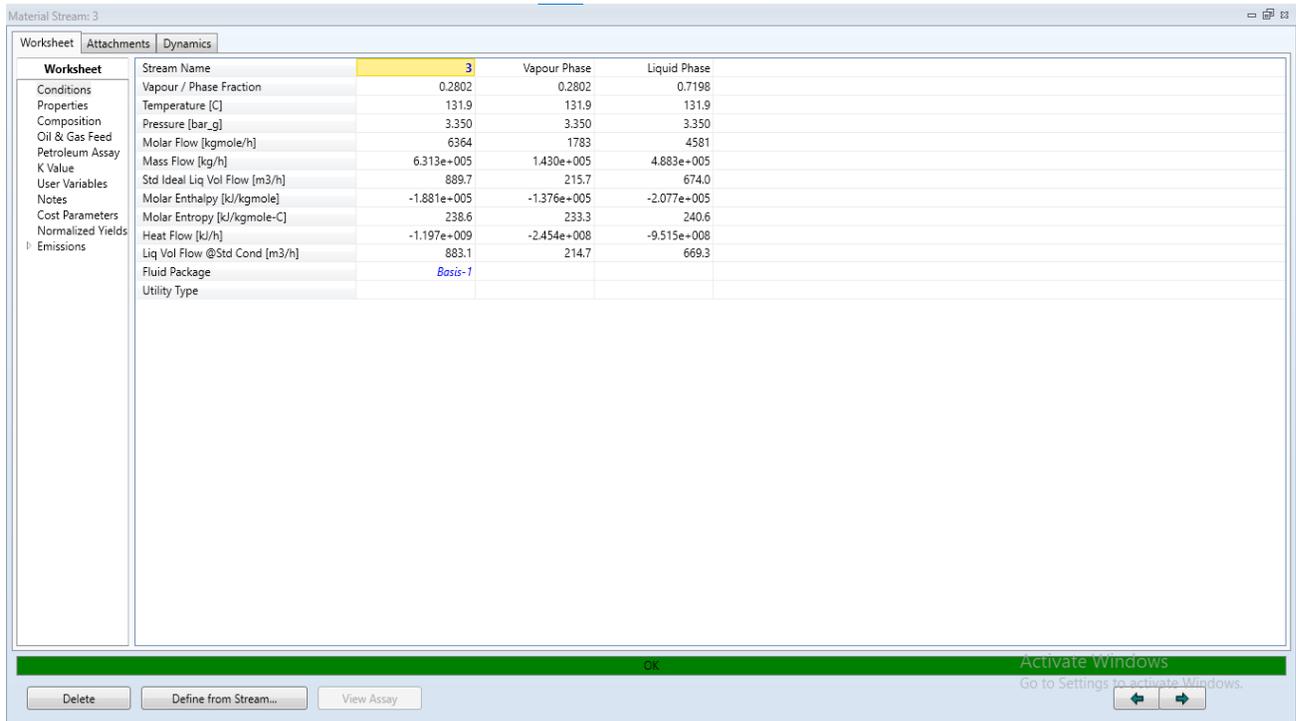
La simulation du procédé commence par la simulation de la charge condensat et les conditions d'alimentation représentées précédemment dans le tableau

Stream Name	condensat	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [C]	20.00	20.00
Pressure [bar_g]	20.00	20.00
Molar Flow [kgmole/h]	6364	6364
Mass Flow [kg/h]	6.313e+005	6.313e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	889.7	889.7
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.198e+005	-2.198e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	149.0	149.0
Heat Flow [kJ/h]	-1.399e+009	-1.399e+009
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	883.1	883.1
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Figure 6.4: Fenêtre d'information d'entrée condensat avant les série des échangeurs

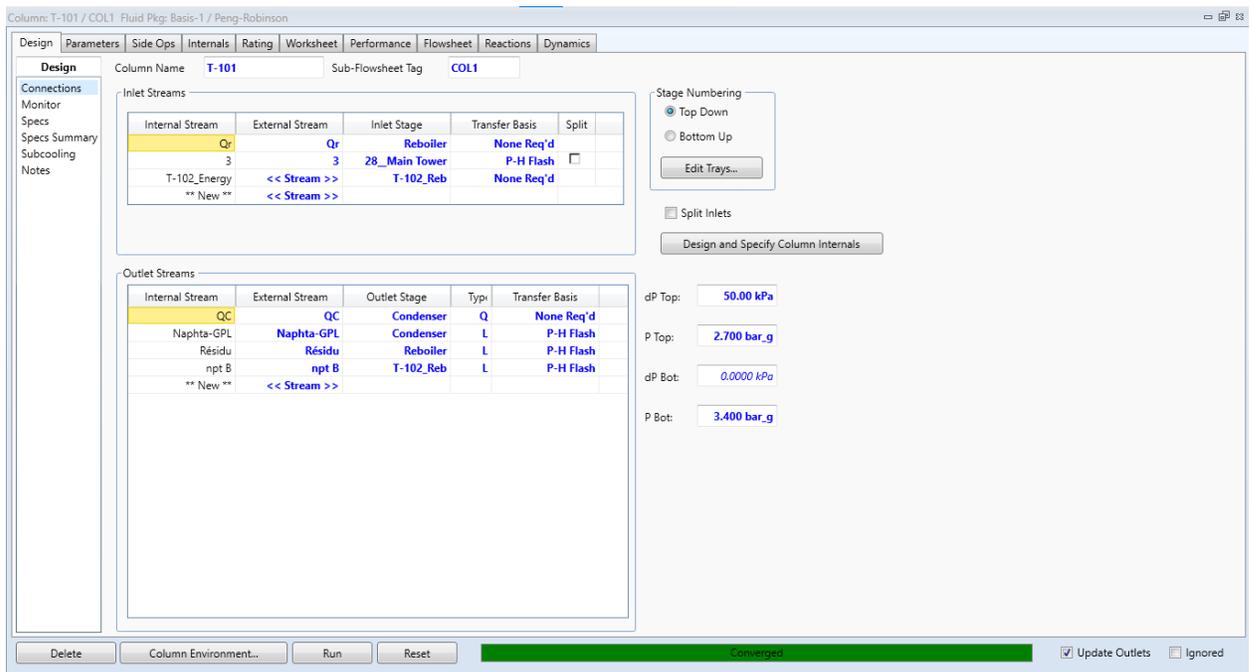
Stream Name	2	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [C]	156.0	156.0
Pressure [bar_g]	9.000	9.000
Molar Flow [kgmole/h]	6364	6364
Mass Flow [kg/h]	6.313e+005	6.313e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	889.7	889.7
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.881e+005	-1.881e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	237.6	237.6
Heat Flow [kJ/h]	-1.197e+009	-1.197e+009
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	883.1	883.1
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Figure 6.5: Fenêtre d'information d'entrée condensat (2) avant la valve de détente.

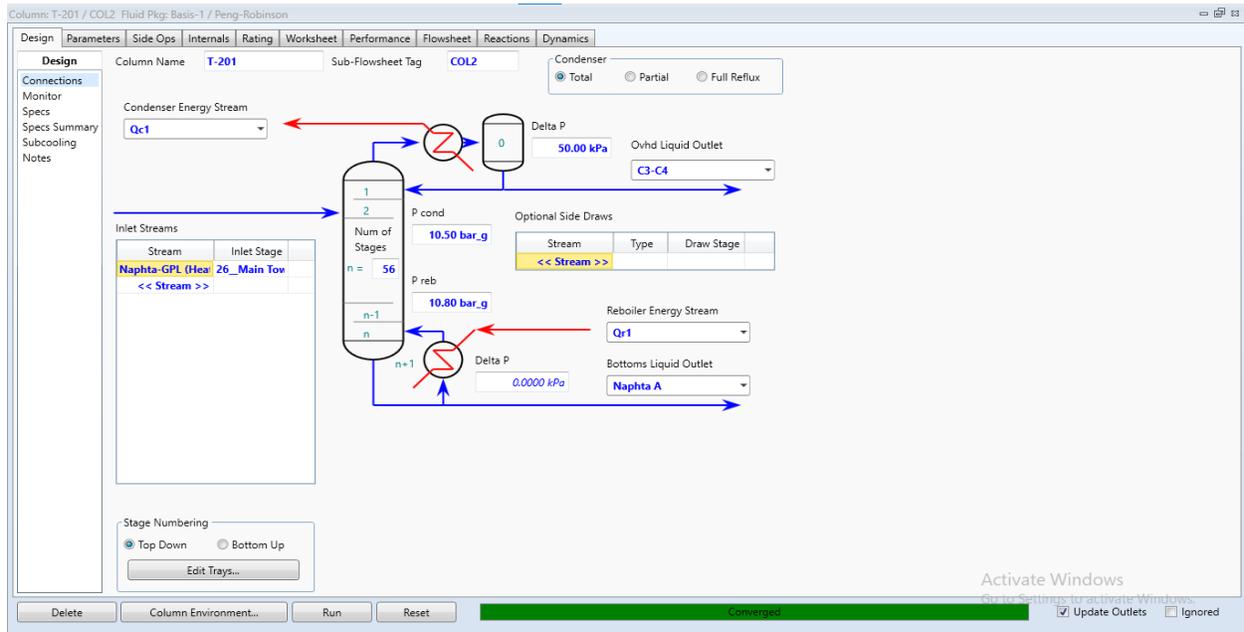


**Figure 6.6:** Fenêtre d'information d'entré condensat (3) avant l'entrée de la colonne.

Une des tâches rigoureuses, est la convergence de la colonne de préfractionnement T-101 et la colonne de débutaniseur T-201, pour converger ces deux colonnes, les températures et les pressions aux dessus et aux dessous ont été indiquées. Tandis que les deux colonnes sont convergées en indiquant la pression du condensateur, le rapport de reflux, les débits des distillats, le débit du soutirage latéral pour la colonne de préfractionnement T-101 et les taux de rebouillage. les colonnes sont alors courues, comme les indique la Figure (VI.6) et la figure (VI7).

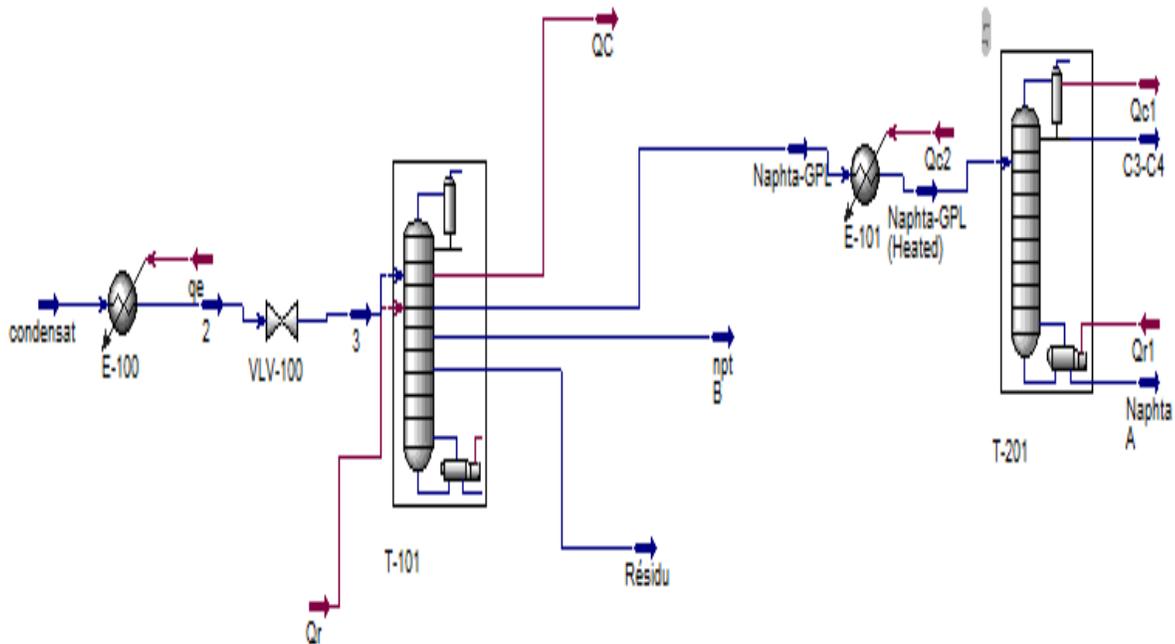


**Figure 6.7 :** Fenêtre convergée de la colonne T-101



**Figure 6.8 :** Fenêtre convergée de la colonne T-201

Avec la convergence des deux colonnes, la simulation pour la situation de base a été établie comme représenté sur la figure(VI.10).



**Figure 6.9:** Fenêtre convergée des deux colonnes

## 6.3 Tracée des courbes du condensate

### a. Courbe TBP

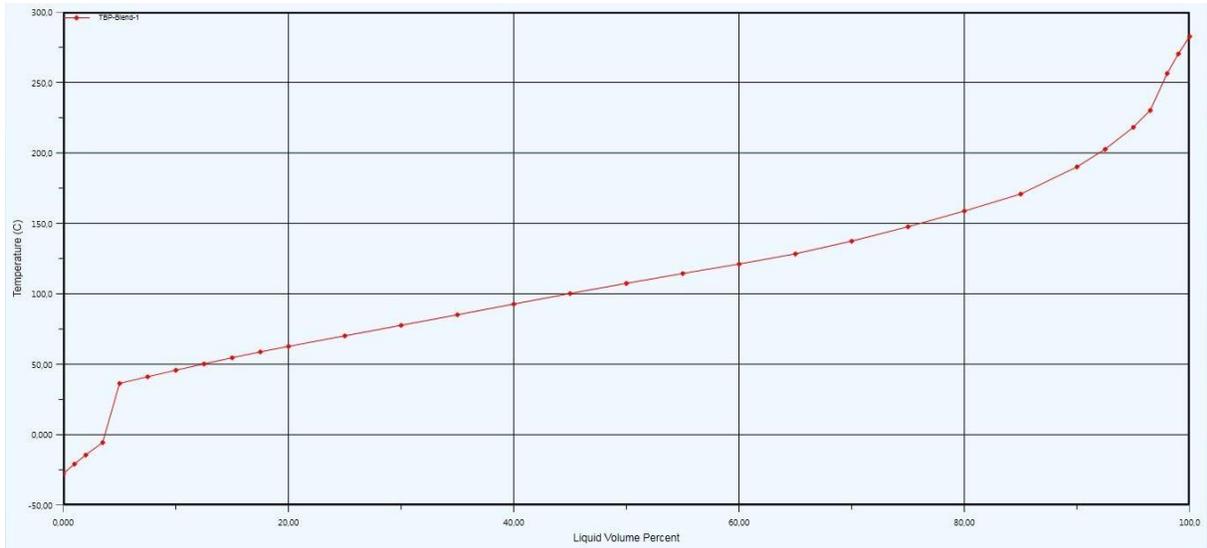


Figure 6.10 : Courbe de distillation TBP du condensat

### b. Courbe de densité

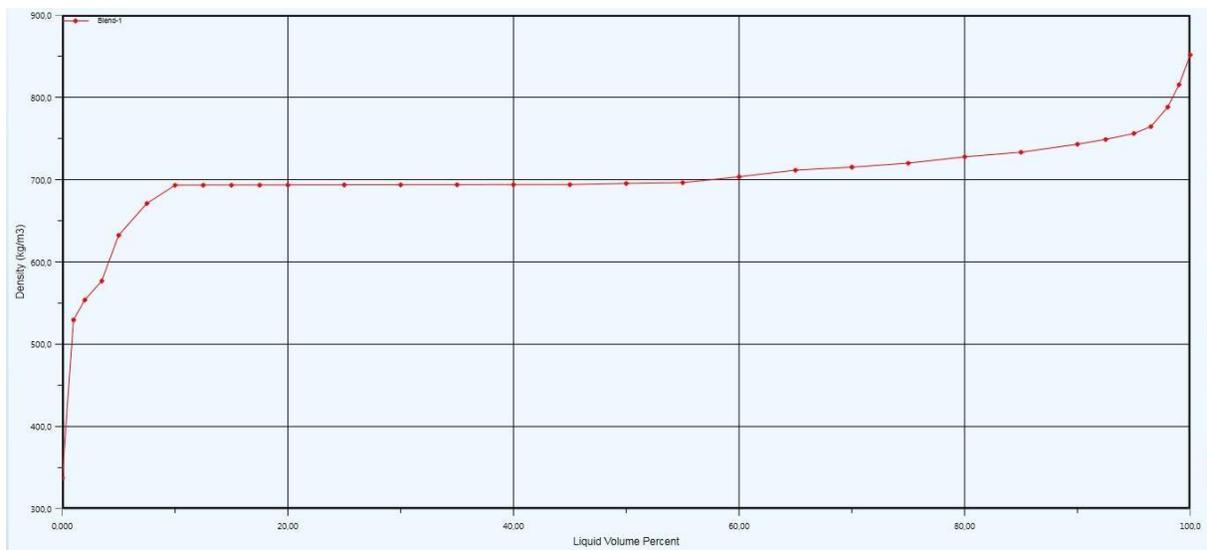


Figure 6.11 : Courbe de densité du condensat

### c. Courbe des viscosités

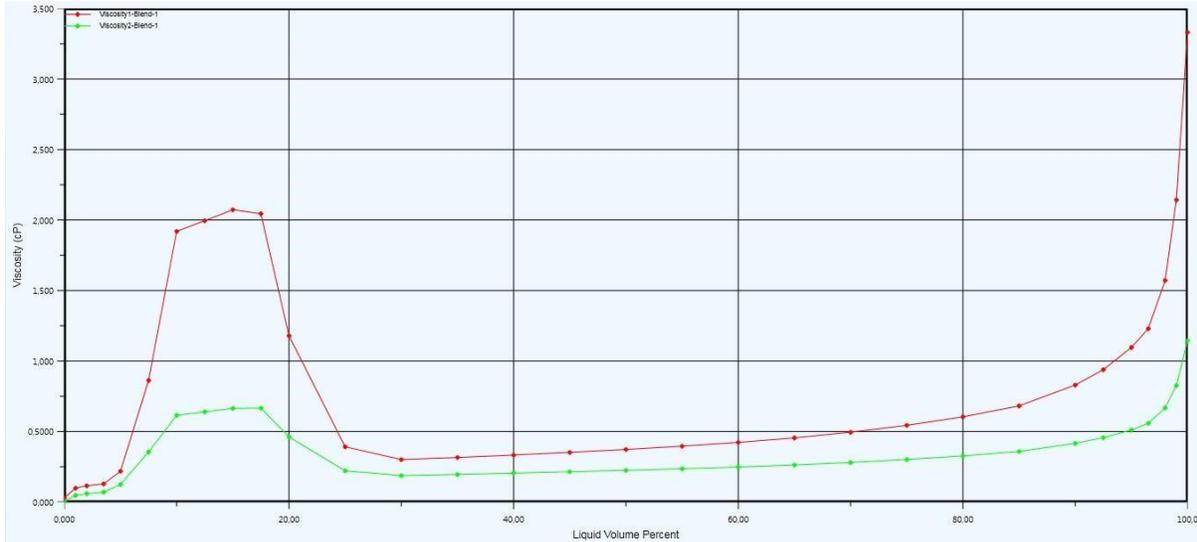


Figure 6.12: Courbe des viscosités du condensat

## 6.4 Optimisation des paramètres de marche

L'objectif de cette étape est d'exploiter les deux sections de préfractionnement et de stabilisation de naphta (T-101 et T-201) dans les bonnes conditions de marches, pour cela nous allons étudier la variation des paramètres opératoires de ces deux sections. Les deux paramètres intéressent dans notre cas est le taux de reflux et la température de fond de colonne.

Le bon fonctionnement du T-101 facilite l'ajustement des paramètres opératoires du dé T-201, l'étude des paramètres de cette dernière assure une qualité en Butane (C4) conforme aux spécifications commerciales.

### 6.4.1 Vérification du cas actuel des deux colonnes

#### a. La colonne T-101

Les résultats de simulation sont représentés dans les tableaux ci-dessous :

**Tableau 6.7 : Vérification du cas actuel de la colonne T-101**

<b>Paramètres</b>	<b>Actuel</b>	<b>Simulé</b>
Pression de flash (barg)	03.39	03.34
Pression de tête de la colonne (barg)	03.29	03.20
Pression du ballon de reflux (barg)	02.69	02.70
Pression de soutirage et retour Naphta (barg)	03.44	03.27
Pression au fond de colonne (barg)	03.39	03.38
Température de flash (T <sup>0</sup> )	124.51	129.60
Température au sommet de la colonne (T <sup>0</sup> )	91.90	91.40
Température dans le ballon de reflux (T <sup>0</sup> )	59.87	59.40
Température de soutirage Naphta (T <sup>0</sup> )	110.33	120.2
Température de retour Naphta (T <sup>0</sup> )	110.25	116.8
Température au fond de la colonne (T <sup>0</sup> )	191.30	181.80
Taux de reflux froid de tête de colonne	1.70	2.12
Taux de reflux chaud au fond de colonne	0.98	1.02
Taux de reflux chaud au fond du stripper	0.62	0.44

**Tableau 6.8 : Verification de l'énergie**

Q condensation des vapeurs de tête (KW)	40060	55480
---	-------	-------

Q rebouillage au fond de colonne (KW)	26679	32490
Q rebouillage latérale du stripper (KW)	10750	10750

### b. La colonne T-201

Les résultats de simulation sont représentés dans les tableaux ci-dessous :

**Tableau 6.9 : Vérification du cas actuel de la colonne T-201**

Paramètres	Actuel	Simulé
Pression de flash (barg)	10.69	10.63
Pression de tête de la colonne (barg)	10.53	10.45
Pression du ballon de reflux (barg)	10.05	10.00
Pression au fond de colonne (barg)	10.82	10.80
Température de flash (T <sup>0</sup> )	113.3	110.2
Température au sommet de la colonne (T <sup>0</sup> )	79.46	61.74
Température dans le ballon de reflux (T <sup>0</sup> )	40.30	52.55
Température au fond de la colonne (T <sup>0</sup> )	131.08	133.5
Taux de reflux froid de tête de colonne	6.54	6.00
Taux de reflux chaud au fond de colonne	1.02	0.90

**Tableau 6.10 : Vérification de l'énergie**

Q condensation des vapeurs de tête (KW)	4436	7549
Q rebouillage de fond de la colonne (KW)	12793	11210

## Interprétation des résultats

D'après les résultats des tableaux nous remarquons que les résultats du cas simulé sont proches aux résultats du cas actuel, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour l'optimisation.

### 6.4.2 Représentation des résultats d'exploitation avec et sans la colonne dépropaniseur T-301

#### a. Avec la colonne T-301

Les spécifications des produits avant le by-pass de la colonne T-301 sont dans le tableau ci-dessous:

**Tableau 6.11** : Résultats d'exploitation et spécification des produits avec T-301

	<b>Naphta A</b>	<b>C4</b>	<b>C3</b>
Débit massique (kg/h)	118700	12450	127
C3 (%)	Nulle	17.73	37.96
Densité à 15 °C	0.54	0.439	0.08
TVR (barg)	0.93	6.51	31.74
Composition			
C2 %	-	1.37	61.98
C3 %	-	17.71	38.02
IC4 %	-	80.83	00.00
NC4 %	-	00.00	00.00
C5 %	-	00.00	00.00

## b. Sans la colonne T-301

Les spécifications des produits avant le by-pass de la colonne T-301 sont dans le tableau ci-dessous :

**Tableau 6.12 : Résultats d'exploitation et spécification des produits sans T-301**

	<b>Naphta A</b>	<b>C3 + C4</b>
Débit massique (kg/h)	118700	12580
C3 (%)	Nulle	18.02
Densité à 15 °C	0.54	0.50
TVR (barg)	0.93	6.75
Composition		
C2 %	-	02.32
C3 %	-	18.02
IC4 %	-	79.56
NC4 %	-	00.00
C5 %	-	00.00

### Interprétation des résultats

D'après les deux tableaux on, remarque que nos produits sont mis aux spécifications commerciales, donc on peut continuer l'exploitation en by-passant la colonne T-301, et cela avec la charge actuelle du condensat.

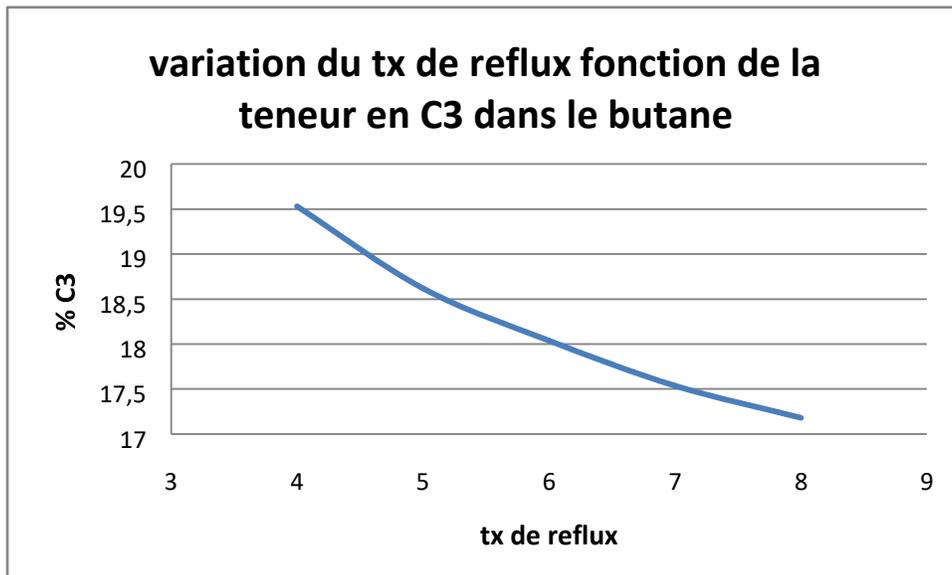
### 6.4.3 Influence du taux de reflux.

Le débutaniseur doit avoir des paramètres opératoires bien déterminées pour assurer une qualité des produits conformes aux exigences commerciales. Pour cela nous avons varié le taux de reflux.

Nous avons procédé à varier le taux de reflux entre 4 et 8, les résultats de la variation du taux de reflux et leur effet sur la teneur du C3 dans le Butane et la température de tête du débutaniseur sont regroupés dans le tableau suivant :

**Tableau 6.13** : Influence du taux de reflux sur la qualité des produits

Taux de reflux	T (°C) tête de colonne	% C3 dans le butane
4	61.29	19.35
5	61.53	18.62
6	61.74	18.04
7	61.93	17.54
8	62.06	17.18



**Figure 6.13** : Courbe de variation du taux de reflux en fonction de la teneur en C3 dans le butane

### Interprétation des résultats

Le Débutaniseur T-201 élimine le butane et les hydrocarbures inférieurs (propane et éthane) des jets de naphta. Ceux-ci sont récupérés en tant que distillat de GPL de tête.

L'augmentation du taux de reflux entre 4 et 8 a permis l'amélioration de la qualité du butane par la diminution de la concentration en C3 dans le butane jusqu'à 17.18 %, pour cela on choisit un taux de reflux optimum égal à 8.

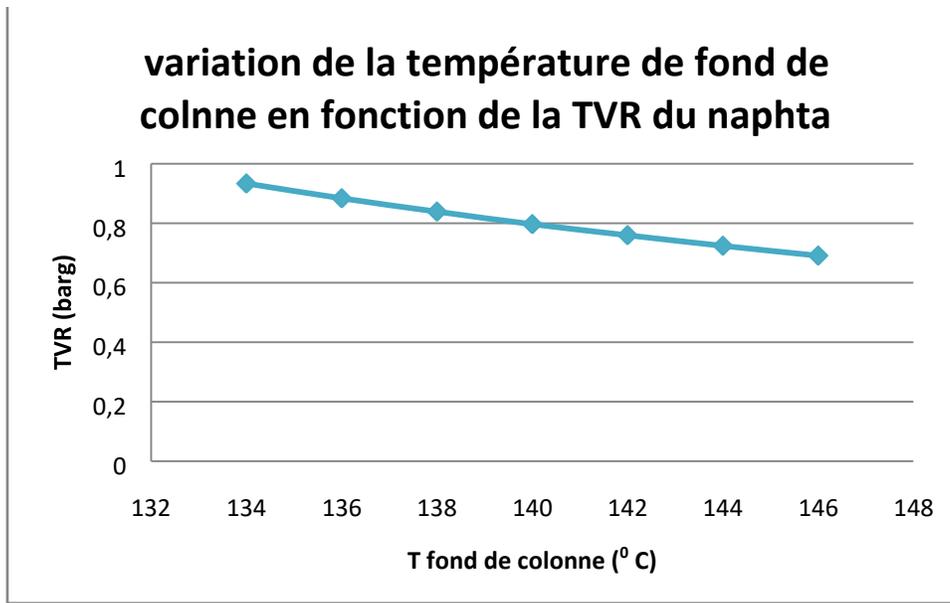
#### 6.4.4 Influence de la température de fond de la colonne

Nous avons varié la température du fond du débutaniseur entre 134 °C et 146 °C

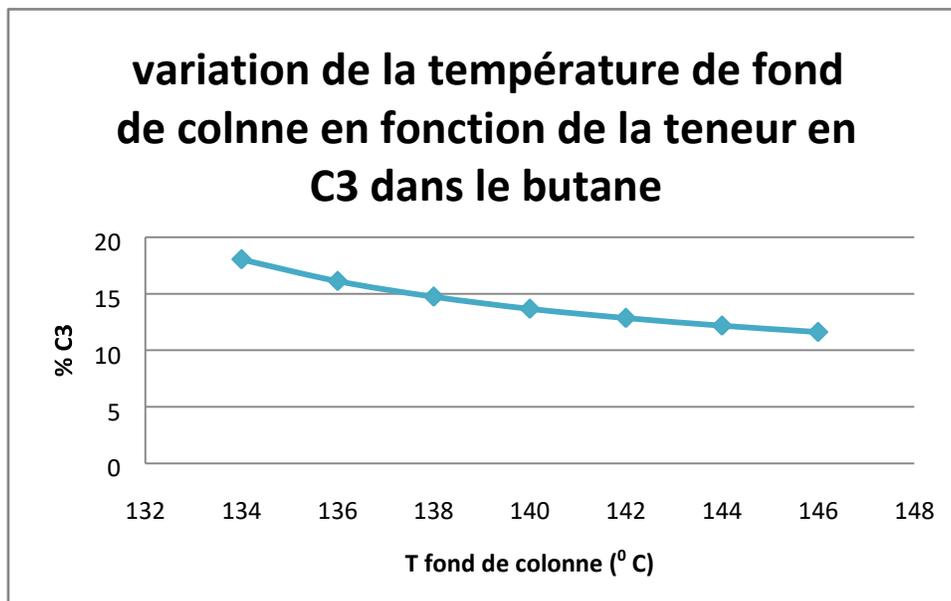
Les résultats de la variation de la température du fond du débutaniseur et son effet sur la teneur de propane dans le butane et la TVR du naphta sont regroupés dans le tableau suivant :

**Tableau 6.14 :** Influence de la température de fond de la colonne sur la qualité des produits

T (°C) de fond de colonne	TVR Naphta (barg)	% C3 dans le butane
134	0.9334	18.04
136	0.8836	16.12
138	0.8388	14.74
140	0.7967	13.67
142	0.7595	12.86
144	0.7239	12.18
146	0.6908	11.62



**Figure 6.14 :** Courbe de variation de la température du fond de colonne en fonction de la TVR naphta et la teneur en C3 dans le butane



**Figure 6.15 :** Courbe de variation de la température du fond de colonne en fonction de la teneur en C3 dans le butane

## **Interprétation des résultats**

La température du fond trop basse dans le Débutaniseur engendra une pression de vapeur plus haute que la pression de vapeur admissible du Naphta et en même temps elle réduira la qualité du GPL. Donc on prend la valeur de 146 °C .

## **Conclusion**

La simulation du cas de marche actuel avec le modèle établis nous a permis d'étudier la variation des paramètres opératoires de la section de stabilisation du naphta et de trouver les paramètres optimaux.

L'optimisation des paramètres opératoires du débutaniseur nous a permis une meilleure qualité du butane et du naphta conforme aux spécifications requises pour le marché.

## **Conclusion général**

Nous avons à travers ce mémoire essayé d'optimiser les paramètres opératoires de la section de stabilisation du naphta au niveau de l'unité 100 du traitement du condensat du complexe RA2K dans le but d'améliorer la qualité du butane et du naphta. Pour cela on a essayé de bien maîtriser le procédé et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation de cette section par le simulateur HYSYS avec les données du cas de marche actuel qui sont proches du cas design, nous a permis d'établir un modèle représentant cette section et qui servira pour étudier d'autres cas de marche.

L'étude de la variation des paramètres opératoires du débutaniseur nous a permis de cerner les valeurs optimales pour obtenir des produits conformes aux spécifications commerciales, butane et naphta.

Cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement opérationnel de cette section.

## *Bibliographie*

- 1- P.Wuithier, le pétrole raffinage et génie chimique, tome 1 édition technique Paris 1972.
- 2- Manuel d'opération Unité 100 du TOPC.
- 3- Revues SONATRACH.
- 4- Magazine SONATRACH : la qualité du condensat algérien.
- 5- Brochure cours IAP 2015 du PETROLES BRUTS ET PRODUITS PETROLIERE.

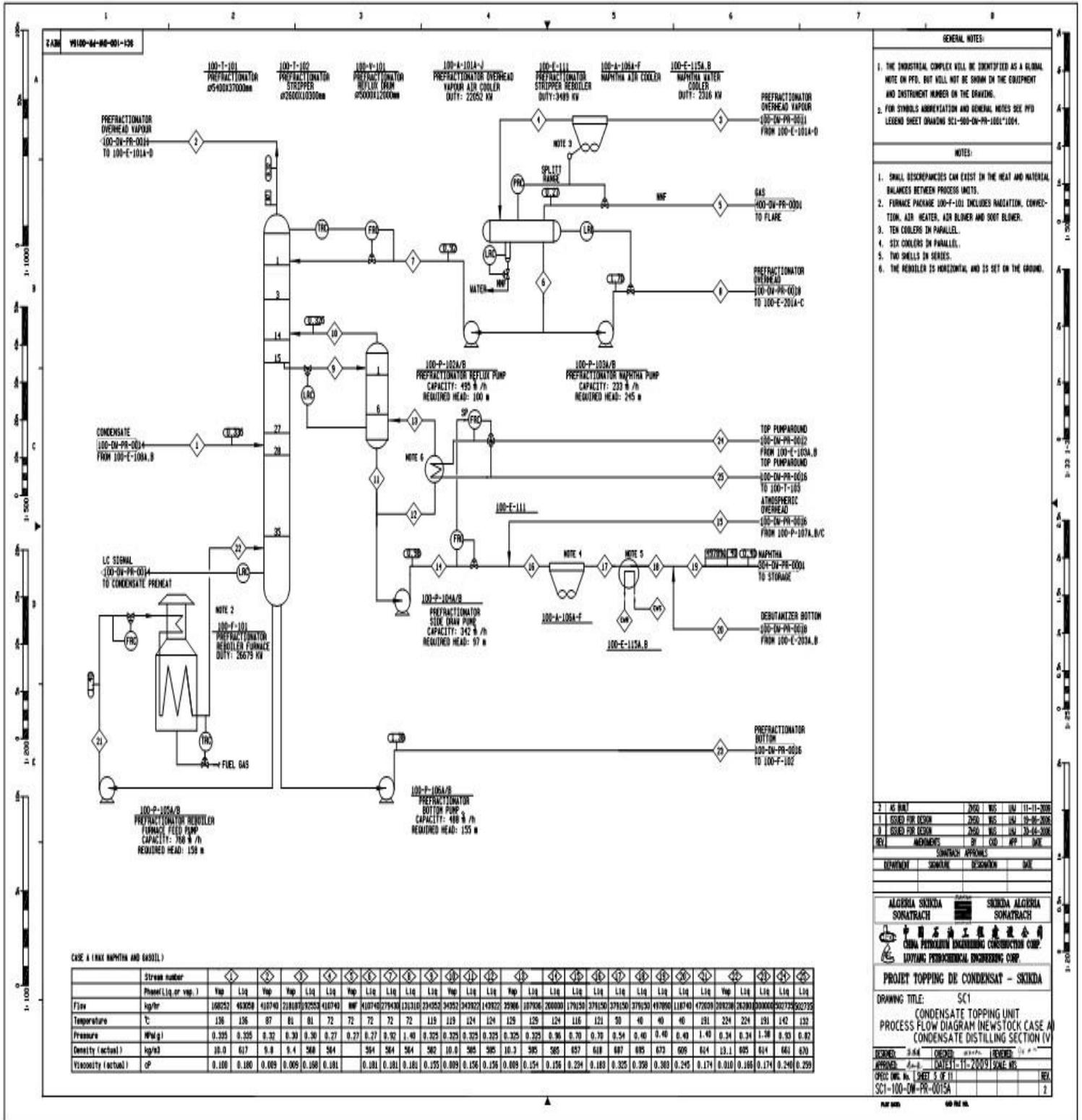
Mr R.Bouzetine et Mr D.Haddad.

- 6- Brochure cours IAP 2015 du PROCEDES DE RAFFINAGE. Mr Rouibet.
- 7- Brochure cours IFP 2015 Hassi Messaoud du COLONNE DE DISTILLATION. Mme Corinne Mathieu.
- 8- Mémoire CALCUL DU TOPING DU CONDENSAT DU RA2K 2013.Institut d'hydrocarbure boumerdes
- 9- Mémoire OPTIMISATION DES PARAMETRES DE MARCHE DE LA SECTION  
DE STABILISATION DU CONDENSAT (MODULE « 0 » au niveau de HASSI R'MEL)  
2009. Universitb kasdi merbah ouargla

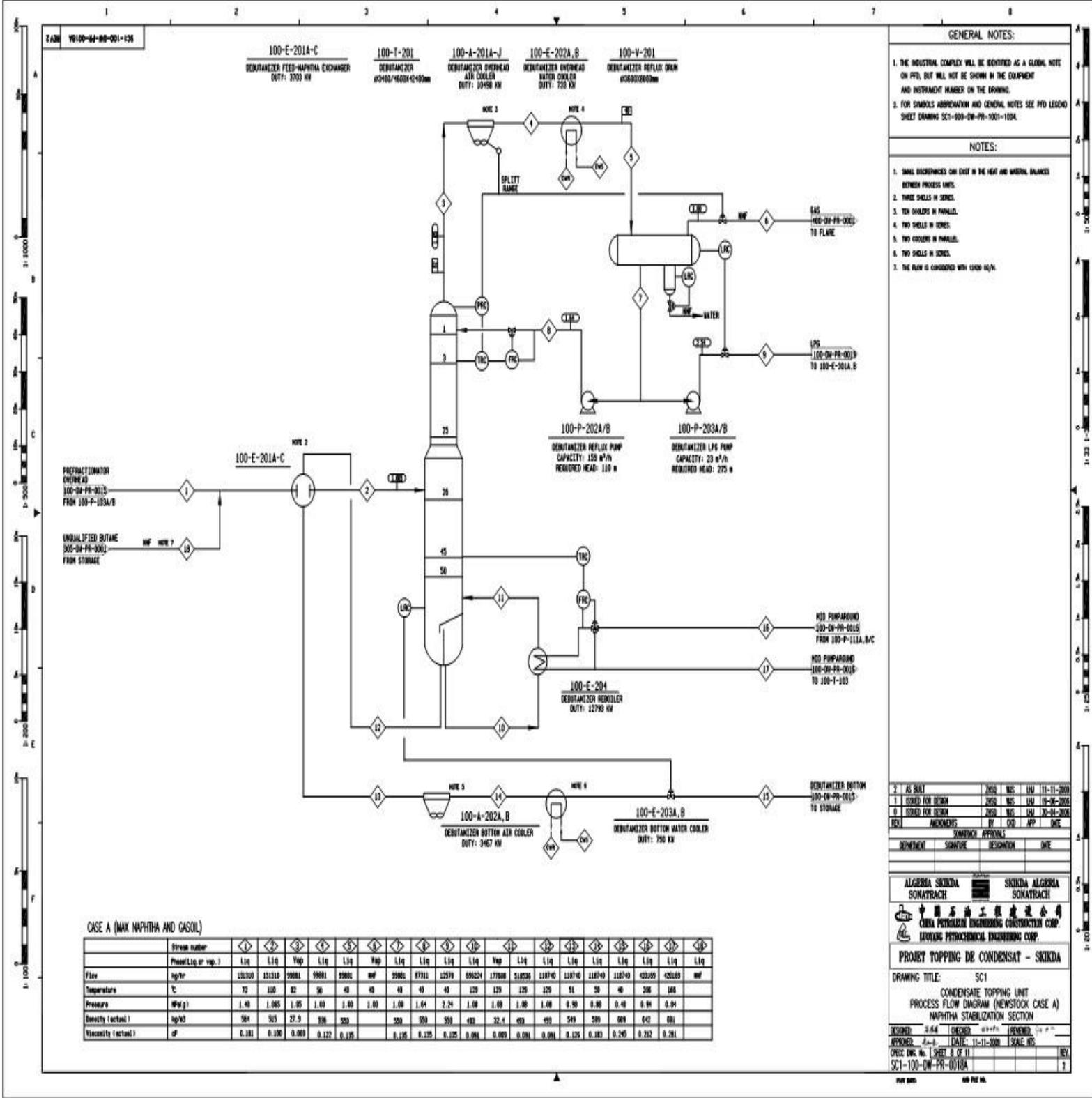
# Annexes



# Annexe B : PFD section préfractionnement du complexe RA2K



# Annexe C : PFD section stabilisation naphta du complexe RA2K



**GENERAL NOTES:**

1. THE INDUSTRIAL COMPLEX WILL BE IDENTIFIED AS A GLOBAL NOTE ON PFD, BUT WILL NOT BE SHOWN IN THE EQUIPMENT AND INSTRUMENT NUMBER ON THE DRAWING.
2. FOR SYMBOLS ABBREVIATION AND GENERAL NOTES SEE PFD LEGEND SHEET DRAWING SC1-100-DW-PR-1001-1004.

**NOTES:**

1. SMALL DISCREPANCIES CAN EXIST IN THE HEAT AND MATERIAL BALANCES BETWEEN PROCESS UNITS.
2. THREE SHELLS IN SERIES.
3. TEN COOLERS IN PARALLEL.
4. TWO SHELLS IN SERIES.
5. TWO COOLERS IN PARALLEL.
6. TWO SHELLS IN SERIES.
7. THE FLOW IS CONSIDERED WITH 12400 M<sup>3</sup>/H.

CASE A (MAX NAPHTHA AND GASOL)

Stream number	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	
Phase(Liq or vap.)	Liq	Liq	Vap	Liq	Liq	Vap	Liq	Liq	Liq	Vap	Liq							
Flow kg/hr	132320	131310	99881	99881	99881	99881	87311	12570	89224	177888	518236	118740	118740	118740	118740	420205	420205	
Temperature °C	72	110	82	50	43	43	43	43	43	129	129	129	51	50	40	306	165	
Pressure MPa(g)	1.48	1.065	1.05	1.03	1.03	1.03	1.03	1.04	2.24	1.03	1.03	1.03	0.90	0.90	0.40	0.94	0.94	
Density (actual) kg/m <sup>3</sup>	584	525	27.9	138	353	353	353	353	353	482	32.4	493	493	549	280	623	642	642
Viscosity (actual) cP	0.181	0.106	0.009	0.122	0.135	0.135	0.135	0.135	0.091	0.009	0.001	0.001	0.001	0.125	0.183	0.245	0.232	0.281

Y	AS BUILT	DESIGN	WAS	LIU	11-11-2000
1	ISSUED FOR DESIGN	DESIGN	WAS <td>LIU <td>08-06-2000</td> </td>	LIU <td>08-06-2000</td>	08-06-2000
0	ISSUED FOR DESIGN	DESIGN	WAS <td>LIU <td>30-04-2000</td> </td>	LIU <td>30-04-2000</td>	30-04-2000
REV	AMENDMENTS	BY	CHK	APP	DATE

ALGERIA SKKIDA SONATRACH SKKIDA ALGERIA SONATRACH

中國石油工程建設有限公司  
CHINA PETROLEUM ENGINEERING CONSTRUCTION CORP.  
LUOYANG PETROCHEMICAL ENGINEERING CORP.

PROJECT TOPPING DR CONDENSAT - SKKIDA

DRAWING TITLE: SC1  
CONDENSATE TOPPING UNIT  
PROCESS FLOW DIAGRAM (NEW STOCK CASE A)  
NAPHTHA STABILIZATION SECTION

DESIGNED: 3-4-01 CHECKED: 4-11-01 DRAWN: 11-11-0000 SCALE: 1:1  
APPROVED: 4-1-01 DATE: 11-11-2000 ISSUE: WAS

SC1-100-DW-PR-0010A

