

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

ZIAT Mohamed Islam

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de la
colonne T103 en vue de l'amélioration du rendement
en kérosène de l'unité topping condensat de la
raffinerie de Skikda (RA2K).**

Devant le jury :

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

Année Universitaire : 2021/2022

Remerciement

Je tiens à exprimer toute ma reconnaissance à ma promotrice de mémoire, Madame BÉDDA Kahina. Je la remercie de m'avoir encadré, orienté, aidé et conseillé.

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, Saleh et Fatima, qui ont toujours été là pour moi. Je remercie ma sœur et mes frères pour leurs encouragements.

Enfin, je remercie mes amis qui ont toujours été là pour moi. Leur soutien inconditionnel et leurs encouragements ont été d'une grande aide.

À tous ces intervenants, je présente mes remerciements, mon respect et ma gratitude.

Dédicace

Dieu Merci

C'est avec grande joie que je dédie ce travail :

A ma Mère, Tu m'as donné la vie, la tendresse et le courage pour réussir. Tout ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

A mon Père, L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Mes Chers Parents je vous offre ce modeste travail pour vous remercier pour vos sacrifices. Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments, que dieu vous préserve et te procure santé et longue vie.

A mes chers Grands-Parents,

A mes chers Tantes et Oncles,

A mes chers Amis,

A tous ceux qui m'aiment.

Mohamed

SOMMAIRE

Liste des abréviations	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Introduction générale	1

Chapitre 1 : Présentation de complexe RA2K

1	Introduction.....	2
2	Historique.....	2
3	Fiche Technique du Complexe RA2K	3
3.1	Implantation et Situation géographique du complexe	3
3.2	Découpage fonctionnel des installations	5
3.3	Schéma Synoptique.....	6
3.4	Organigramme du complexe Topping Condensat	7
4	Description des installations du complexe Topping condensat	7
4.1	Philosophie d'exploitation.....	7
4.2	Conception générale du Complexe	10
4.2.1	Unité de Distillation atmosphérique du condensat (Unité 100)	10
4.2.2	Unité de traitement de kérosène (U200)	12
4.2.3	Stockage et transfert (U300).....	13
4.2.4	Description de l'unité 400 (Système torche)	14
4.2.5	Les utilités (U500).....	15
5	Conclusion.....	17

Chapitre 2: Description détaillée de l'unité 100

1	L'unité 100 (l'unité de séparation) :	19
1.1	Train de préchauffage :.....	20
1.2	Section de la colonne du préfractionnement de la charge :	22
1.3	Section de la colonne de distillation atmosphérique :	24
1.3.1	Charge de la colonne de distillation atmosphérique :	24
1.4	Section des fours :	27
1.5	Section de la stabilisation du naphta léger (débutaniseur T201) :	29
1.6	Section de la stabilisation du GPL (dépropaniseur T301).....	30
1.7	Section de sécheur de butane « butane drayer » :	32
1.8	Les sections d'injection des produits chimiques :.....	37

Chapitre 3 : Description générale de la charge condensat

1	Introduction	39
2	Composition chimique du condensat	39
2.1	Familles chimiques d'hydrocarbures	39
2.1.1	Hydrocarbures paraffiniques	39
2.1.2	Hydrocarbures cycliques saturés ou naphthènes	39
2.1.3	Hydrocarbures aromatiques	39
2.1.4	Hydrocarbures mixtes	39
2.2	Composés hétéro-atomiques	40
2.2.1	Composés soufrés	40
2.2.2	Composés azotés	40
2.2.3	Composés oxygénés	40
2.2.4	Les métaux	40
3	Origine de condensat	40
3.1	Gaz humide	41
3.2	Gaz sec	41
4	Usages du condensat	41
4.1	Utilisation en raffinage	41
4.2	Utilisation en pétrochimie	42
4.3	Utilisation comme fuel	43
5	Les différents types de condensat dans le monde	43
6	Le condensat Algérien	44
6.1	Qualité de condensat Algérien	44
6.2	Production du condensat algérien	46
6.3	Réseau de transport de RA2K et Capacité de stockage	47
6.4	Capacités de stockage	49
7	Conclusion	50

Chapitre 4: Généralités sur la distillation

1	Introduction	51
2	Historique	51
3	La distillation	52
3.1	Principe général de la distillation	52
3.2	Type de distillation	52
3.2.1	La distillation continue	52

3.2.2	La distillation discontinue	53
4	Description d'une colonne de distillation.....	53
4.1	La virole.....	53
4.2	Les fonds	53
4.3	Ballon de tête et Ballon de fond.....	54
4.4	Les contacteurs liquide vapeur.....	54
4.5	Les plateaux.....	55
4.6	Les garnissages.....	56
5	Les appareils d'échange thermique.....	57
5.1	Le rebouilleur	57
5.2	Le condenseur	57
5.2.1	Condensation totale.....	57
5.2.2	Condensation partielle	58
6	Les différents types de colonnes de distillation	59
6.1	Le Séparateur Flash	59
6.2	La colonne de distillation continue	61
6.3	La nature de l'alimentation : qu'elles traitent	61
6.3.1	La conception interne de la colonne	61
6.4	La colonne de distillation discontinue	63
7	Caractéristiques d'une colonne de distillation	65
7.1	Puissance de la colonne	65
7.2	Débit.....	65
7.3	Retenue de la colonne (Volume de rétention).....	66
7.4	Efficacité.....	66
7.5	Finesse	66
7.6	Pertes de charge.....	67
	Avantages d'une colonne à plateaux.....	67
	Inconvénient	67
8	Conclusion.....	67

Chapitre 5 : Présentation du simulateur HYSYS

1	Introduction :	69
2	Définition du logiciel aspen HYSYS:.....	69
3	Présentation du logiciel aspen HYSYS :	69
4	Utilisation de la simulation :	70

5	Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :	70
6	Les modèles thermodynamique de HYSYS :.....	71
6.1	Les équations d'état :.....	71
6.1.1	Equation de REDLICH-KWONG (RK):	71
6.1.2	Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):	71
6.1.3	Equation de PENG-ROBINSON :	72
7	Choix des composés (Components) :	73
8	Concepts et caractéristiques du simulateur aspen HYSYS :	73
8.1	Concepts de base du simulateur HYSYS :	73
9	Environnement de simulation :	74
10	Caractéristiques principales de HYSYS:	75
11	Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :	76
12	Les équipements utilisés :.....	76
12.1	La vanne :	76
12.2	La colonne de distillation	77
12.3	Echangeur de chaleur tube/calandre :	78
13	Conclusion :.....	79

Chapitre 6 : Simulation et discussion des résultats

1	Introduction	80
2	Partie 1 : Problématique et méthodologie de travail	80
3	Partie 02: Simulation et validation par simulateur HYSYS du cas design	81
3.1	Préparation de condensat :	81
3.2	Installation de la colonne T101 et le strippeur de naphta T102 :	85
3.3	Installation de la colonne T103	87
4	Partie 3 : Simulation et optimisation par simulateur HYSYS du cas réel.	91
4.1	Données de la simulation du cas réel.....	91
4.1.1	Préparation de condensat :	91
4.2	Optimisation des paramètres de marches	97
4.2.1	Effet de la température de retour du reflux circulant intermédiaire PM 111	98
4.2.2	Effet de la température de retour du reflux circulant inférieur PM 112 ...	99
4.2.3	Effet des débits des reflux circulants intermédiaires PM 111:	100
4.2.4	Effet des débits des reflux circulants inferieurs PM 112:	101
4.2.5	...Les paramètres de marche optimisés de la colonne T103 pour améliorer la production de kérosène	102

5 Conclusion.....	102
Conclusion générale.....	103

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 figures

Figure 1- 1:Localisation de la raffinerie de Topping de condensat RA2K.....	4
Figure 1- 2 : Schéma d'implantation de la raffinerie de Topping Condensat RA2K.....	5
Figure 1- 3 : Découpage fonctionnel des installations	5
Figure 1- 4 : Vue générale sur les principaux produits de la raffinerie de Topping Condensat RA2K.....	6
Figure 1- 5 : Organigramme du complexe Topping Condensat.....	7
Figure 1- 6: schéma simplifié de la complexe RA2K.....	8
Figure 1- 7 : un graphe montrant la quantité de chaque produit pour chaque mode d'exploitation.....	9
Figure 1- 8 : Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ».....	12
Figure 1- 9: capacité de stockage.....	13
Figure 1- 10: Schéma synoptique du système torche.....	14
Figure 1- 11: Schéma Principe de fonctionnement de l'unité traitement des effluents.....	16
Figure 2- 1:schéma de l'unité 100	18
Figure 2- 2:schéma simplifié de l'unité 100.....	20
Figure 2- 3: schéma de train de préchauffe.....	22
Figure 2- 4: schéma de la colonne de préfractionnement T101 avec strippeur de naphta T102...24	
Figure 2- 5: schéma de strippeur de kérosène T104.....	25
Figure 2- 6: schéma strippeur de LGO T105.....	26
Figure 2- 7: schéma de la colonne atmosphérique T103.....	27
Figure 2- 8: schéma de la section des fours.....	28
Figure 2- 9: schéma de la débutaniseur T201.....	30
Figure 2- 10: schéma de la dépropaniseur T301.....	31
Figure 2- 11: schéma de sécheur de butane.....	33
Figure 2- 12: schéma de la pompe sous vide à anneau liquide.....	36
Figure 2- 13: schéma de la colonne de distillation sous vide.....	36
Figure 3- 1: schéma de principe de la chaîne condensât des différents champs de production.....	48
Figure 3- 2: schéma de transport du condensat jusqu'au RA2K.....	49
Figure 4- 1: Colonne de distillation.....	53
Figure 4- 2: Contact liquide vapeur.....	55
Figure 4- 3: Type de plateaux d'après l'écoulement des phases.....	56
Figure 4- 4: Condensation totale.....	58
Figure 4- 5: Condensation partielle.....	58

Figure 4- 6: Schéma simplifié d'un séparateur Flash.....	60
Figure 4- 7: Schéma d'une colonne de distillation continue.	62
Figure 4- 8: Schéma d'une colonne de distillation discontinue.....	64
Figure 4- 9: Débit molaire dans la colonne.	66
Figure 5- 1: représentation d'une vanne.....	76
Figure 5- 2 : Représentation d'une colonne de distillation.....	77
Figure 5- 3:représentation d'un échangeur tube/calandre.	78
Figure 6- 1: installation du condensat dans le simulateur HYSYS.....	84
Figure 6- 2: courbe de distillation TBP de condensat de design.....	84
Figure 6- 3:installation de la colonne de préfractionnement T101 dans le simulateur HYSYS. ...	86
Figure 6- 4: Diagramme de simulation de la colonne de préfractionnement T101.....	86
Figure 6- 5: installation de la colonne atmosphérique T103 dans le simulateur HYSYS.	88
Figure 6- 6: installation des strippeurs T104 et T105 dans le simulateur HYSYS.	89
Figure 6- 7: installation des pomparounds PA110, PA111 et PA112 dans le simulateur HYSYS. 90	
Figure 6- 8: schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T103.	91
Figure 6- 9: courbe de distillation TBP de condensat actuel.	92
Figure 6- 10: la variation de la densité de kérosène produit en fonction de la température de retour de reflux circulant PA111.....	98
Figure 6- 11: la variation de la densité de kérosène produit en fonction de la température de retour de reflux circulant PA112.....	99
Figure 6- 12: la variation de la densité de kérosène produit en fonction du débit de reflux circulant PA111.	100
Figure 6- 13: la variation de la densité de kérosène produit en fonction du débit de reflux circulant PA112.	101

Liste des tableaux

Tableau 1- 1: mode d'exploitation du complexe topping condensat.	9
Tableau 3- 1: Les différents types de condensats.	44
Tableau 3- 2: les paramètres du condensat algérien.....	45
Tableau 6- 1: distillation TBP de condensat de design.	81
Tableau 6- 2: Caractéristiques globales du condensat de design.	83
Tableau 6- 3: Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge réelle.	83
Tableau 6- 4: propriétés des produits de la colonne de préfractionnement T101.	85
Tableau 6- 5: Paramètres de la colonne strippeur de Naphta (T102).	85
Tableau 6- 6: Paramètres de la colonne atmosphérique T103.	87
Tableau 6- 7: Paramètres de la colonne strippeur de Kérosène (T104).	88
Tableau 6- 8: Paramètres de la colonne strippeur de LGO (T105).	88
Tableau 6- 9: Paramètres de pump around supérieur PA110.	89
Tableau 6- 10: Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.....	89
Tableau 6- 11: Paramètres de la pump around inférieure PA112.....	90
Tableau 6- 12: distillation TBP de condensat actuel.....	91
Tableau 6- 13: Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge actuel.....	92
Tableau 6- 14: Caractéristiques globales du condensat actuel.....	93
Tableau 6- 15: Propriétés des produits soutirés.	93
Tableau 6- 16: paramètre des produits de la colonne de préfractionnement T101.	94
Tableau 6- 17: Paramètres de la colonne strippeur de Naphta (T102).	94
Tableau 6- 18: Paramètres de la colonne atmosphérique T103.	95
Tableau 6- 19: Paramètres de la colonne strippeur de Kérosène (T104).	95
Tableau 6- 20: Paramètres de la colonne strippeur de LGO (T105).	96
Tableau 6- 21: Paramètres de pump around supérieur PA110.	96
Tableau 6- 22: Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.....	96
Tableau 6- 23: Paramètres de la pump around inférieure PA112.....	96
Tableau 6- 24: les paramètres de marches.....	97
Tableau 6- 25: les caractéristiques des produits soutirés.....	97
Tableau 6- 26: Influence de la température de retour de PA111 sur les caractéristiques du kérosène produit.....	98
Tableau 6- 27: Influence de la température de retour de PA112 sur les caractéristiques du kérosène produit.....	99

Tableau 6- 28: Influence de débit de reflux PA111 sur les caractéristiques du kérosène produit.	100
Tableau 6- 29: Influence de débit de reflux de PA112 sur les caractéristiques du kérosène produit.	101
Tableau 6- 30: Les paramètres de marche optimisés.	102
Tableau 6- 31: les caractéristiques des produits soutirées après optimisation.	102

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. 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, 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.

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 œuvre pour la faire en toute sécurité en préservant l'environnement.

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

- Le premier chapitre présente en général le complexe RA2k.
- Le deuxième chapitre décrit en détail l'unité 100.
- Le troisième chapitre comporte une description générale de la charge condensat
- 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 DE COMPLEXE
RA2K

1 Introduction

Dans ce chapitre nous allons décrire le complexe Topping de condensat de Skikda communément appelé RA2K. La capacité de traitement de la raffinerie est de cinq million de tonnes métriques par an de condensat, en vue de produire le butane, le naphta, le kérosène, le gasoil léger et le gasoil lourd. En outre, des facilités sont installées pour le stockage, le traitement et le transfert du condensat et de ces produits.

2 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 présente 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 (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.

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.

➤ Evènements marquants :

- 10/05/2005 : Signature du contrat EPC.
- 03/08/2005 : signature du contrat de cession de CNPC à CPEEC.
- 01/12/2005 : Entrée en vigueur du contrat.
- Délai de réalisation Lot 1/Lot 2 : 39/40 mois.
- 01/03/2009 : Date contractuelle de la RP (Avenant 4) Lot 1.
- 01/04/2009 : Date contractuelle de la RP (1ère tranche) Lot 2.

➤ Démarrage Lot 1 :

- 20/05/2009 : Admission GN et démarrage des fours.
- 28/05/2009 : Admission de 6 000 t Diesel de RA1K.
- 02/06/2009 : Admission du Condensat de RTE.
- 25/07/2009 : Démarrage des unités process.
- 22/06/2009 : Export commercial.
- 06/11/2009 : Test de performance.
- 14/01/2010 : Réception provisoire.

➤ Démarrage Lot 2 :

- 06/05/2009 : Achèvement 1ere ligne fuel-oil.
- 05/06/2009 : Essais boucles instrumentation.
- 10/06/2009 : Nouveau réseau anti incendie.
- 07/08/2009 : démarrage des installations.
- 06-12/2009 : Test de performance des pompes et bacs.
- 14/01/2010 : réception provisoire.
- 01/07/2010 : Achèvement de 2ème ligne de fuel-oil et réception provisoire de 2ème tranche.

3 Fiche Technique du Complexe RA2K

3.1 Implantation et Situation géographique du complexe

Le complexe RA2K s'étend sur une superficie d'environ 45 hectares est situé dans l'enceinte de la zone industrielle à l'est de la ville de Skikda en dehors de tissu urbain dans le périmètre de l'ancien aéroport.

Les principaux sites industrielles localises dans les environs sont :

- Le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL1K) au nord.
- Le complexe des matières plastiques (CP1K) au nord-est.

- Le complexe de POLYMED au nord-est.
- La raffinerie du pétrole (RA1K) à l'Est.
- Le Terminal de stockage du pétrole brut et de condensat (RTE) au sud.

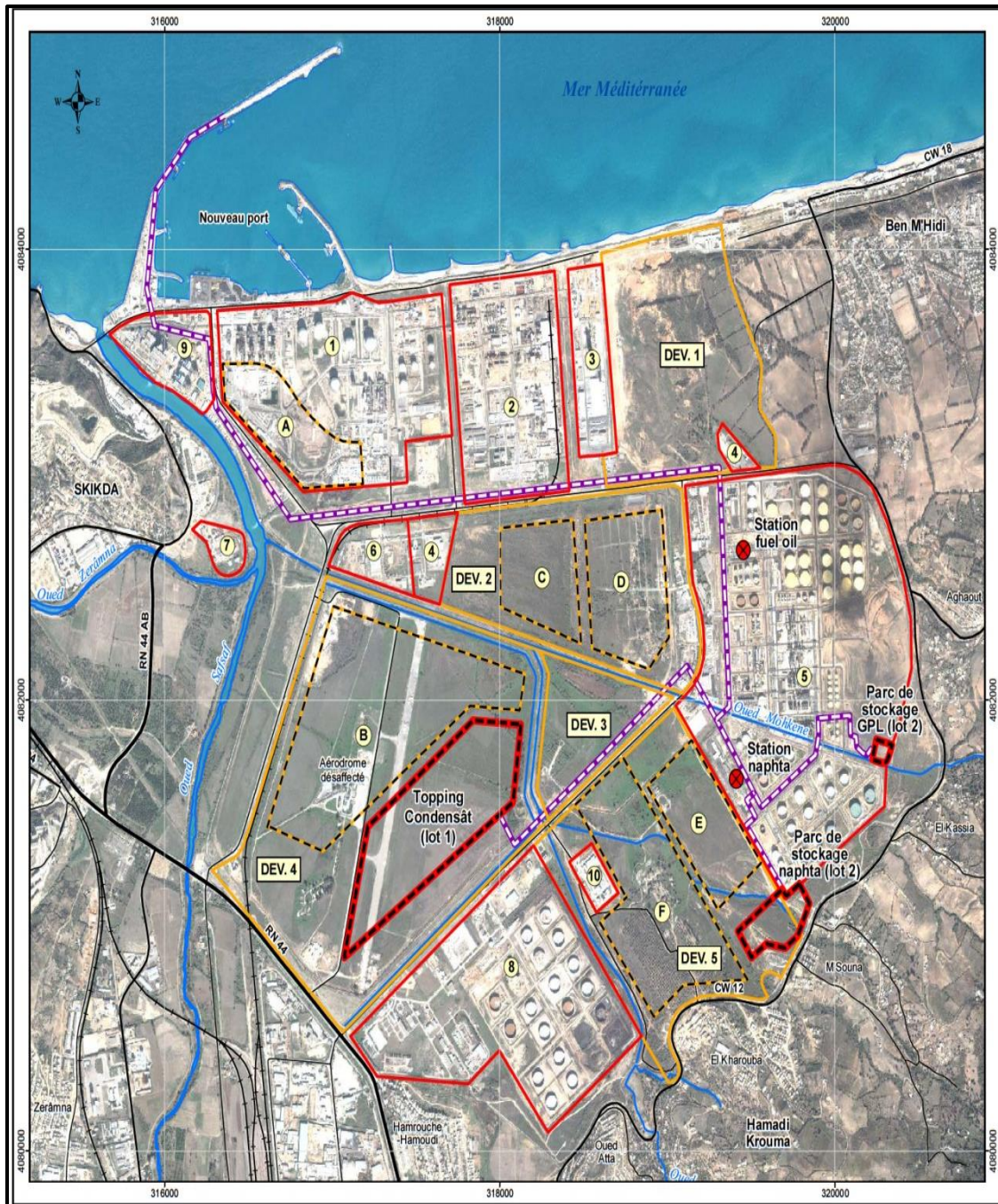


Figure 1- 1: Localisation de la raffinerie de Topping de condensat RA2K



Figure 1- 2 : Schéma d'implantation de la raffinerie de Topping Condensat RA2K.

3.2 Découpage fonctionnel des installations

Les installations de la raffinerie de Topping Condensat RA2K peuvent se décomposer de la manière suivante, en fonction des unités d'exploitation, des utilités, des stockages et des bâtiments annexes figurées ci-après :

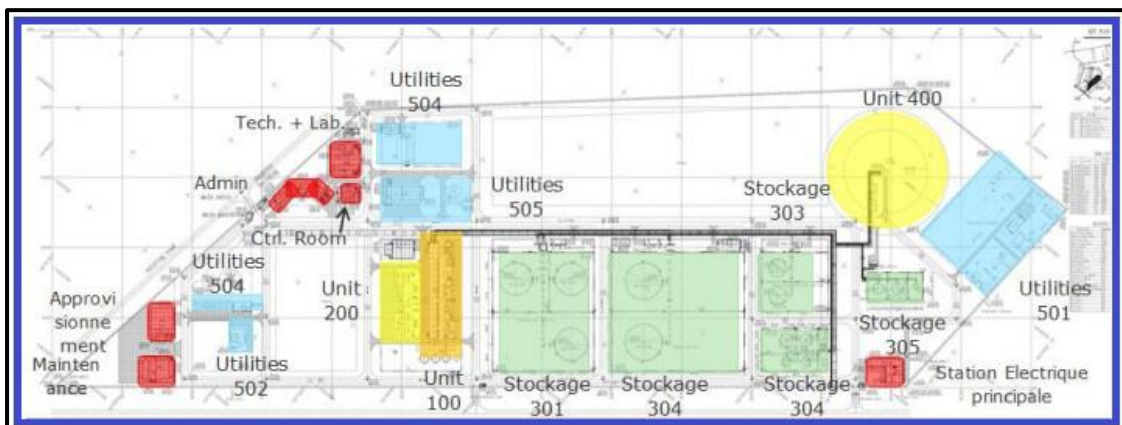


Figure 1- 3 : Découpage fonctionnel des installations

3.3 Schéma Synoptique

La raffinerie RA2K est un important complexe construit à Skikda, elle traite Cinq (05) millions de tonnes par an de condensat provenant du terminal Haoud El Hamra pour assurer une meilleure valorisation du condensat et améliorer la qualité des distillats de la raffinerie de Skikda. Le butane qui sera produit sera écoulé dans la région Est du pays pour satisfaire la demande sans cesse croissante. Les gasoils léger et lourd seront soit exportés, soit utilisés pour améliorer la qualité du gasoil produit actuellement. Le naphta et le kérosène (jet A1) seront exportés. La Figure ci-dessous résume les principaux produits du complexe RA2K.

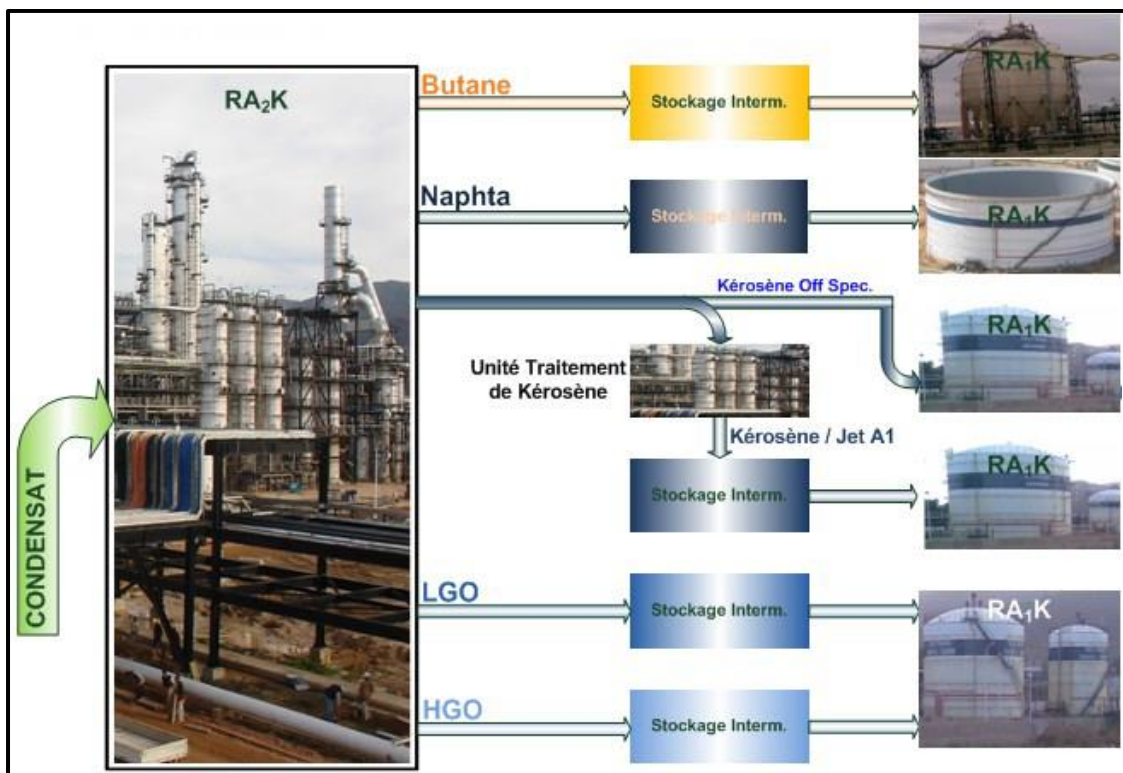


Figure 1- 4 : Vue générale sur les principaux produits de la raffinerie de Topping Condensat RA2K.

3.4 Organigramme du complexe Topping Condensat

L'Organigramme de La figure 1.6 montre la composition du complexe Topping Condensat RA2K et la structure organisationnelle de ce dernier.

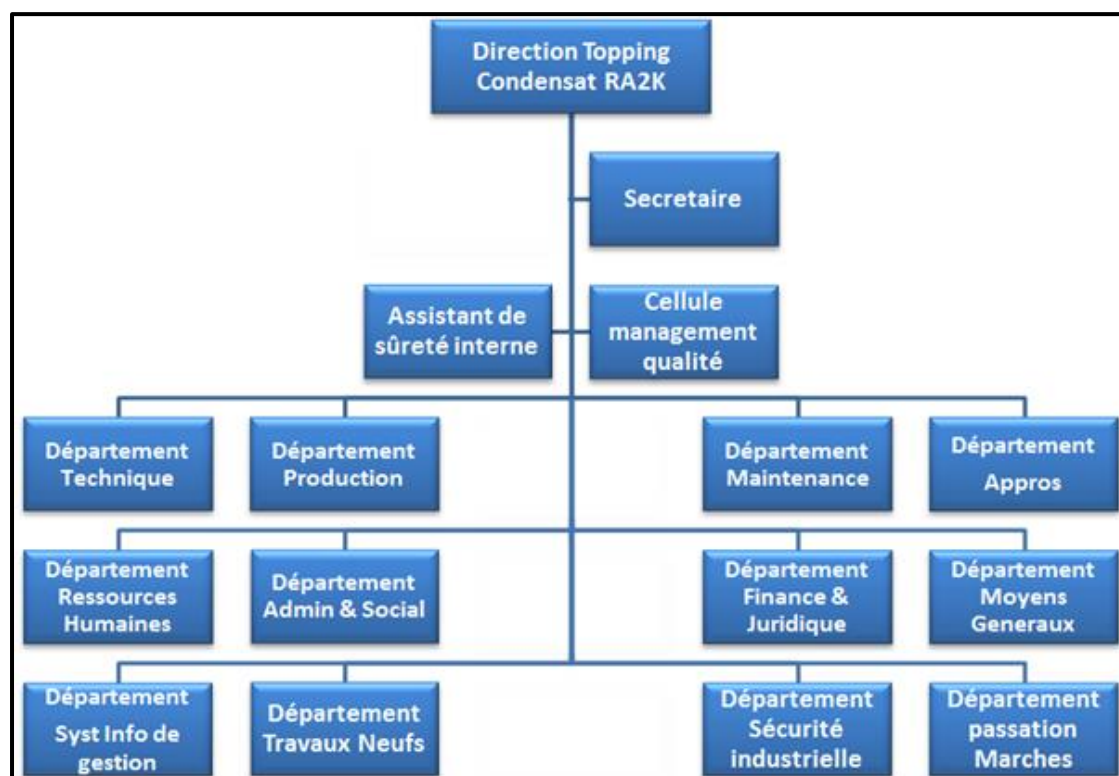


Figure 1- 5 : Organigramme du complexe Topping Condensat.

4 Description des installations du complexe Topping condensat

4.1 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 destiné 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 off-spec 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 m³ 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.

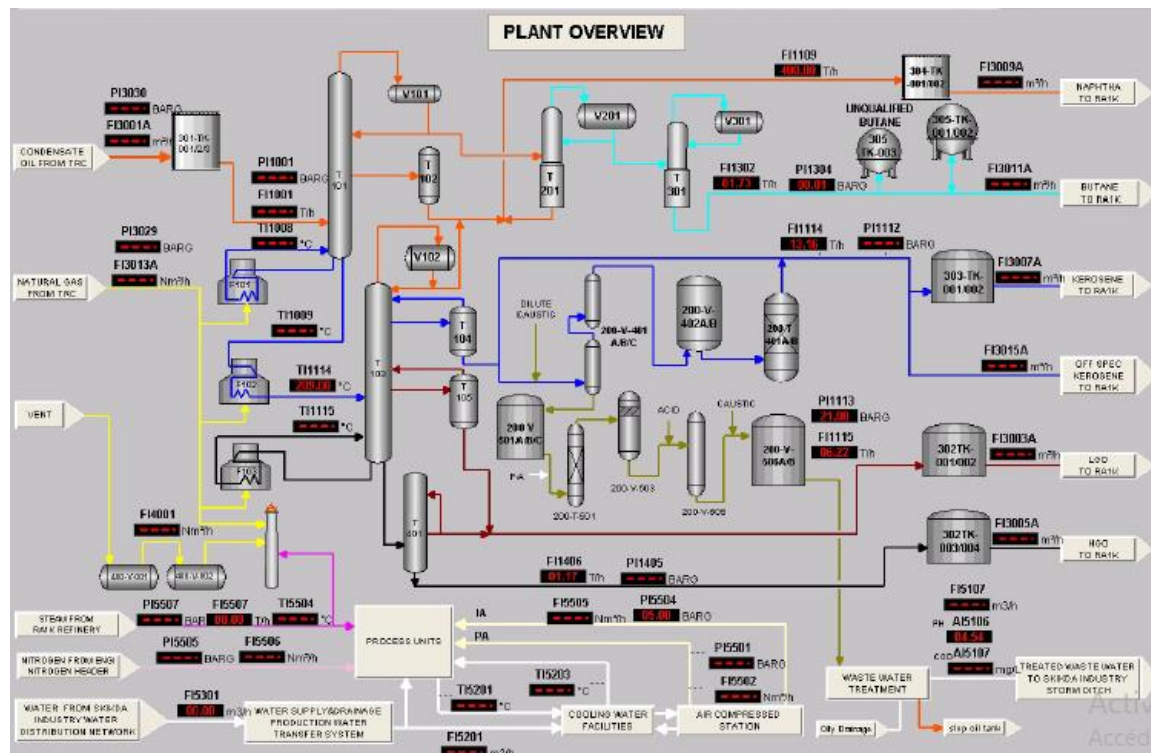


Figure 1- 6: schéma simplifié de la complexe RA2K.

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
Total	5000	5000	5000

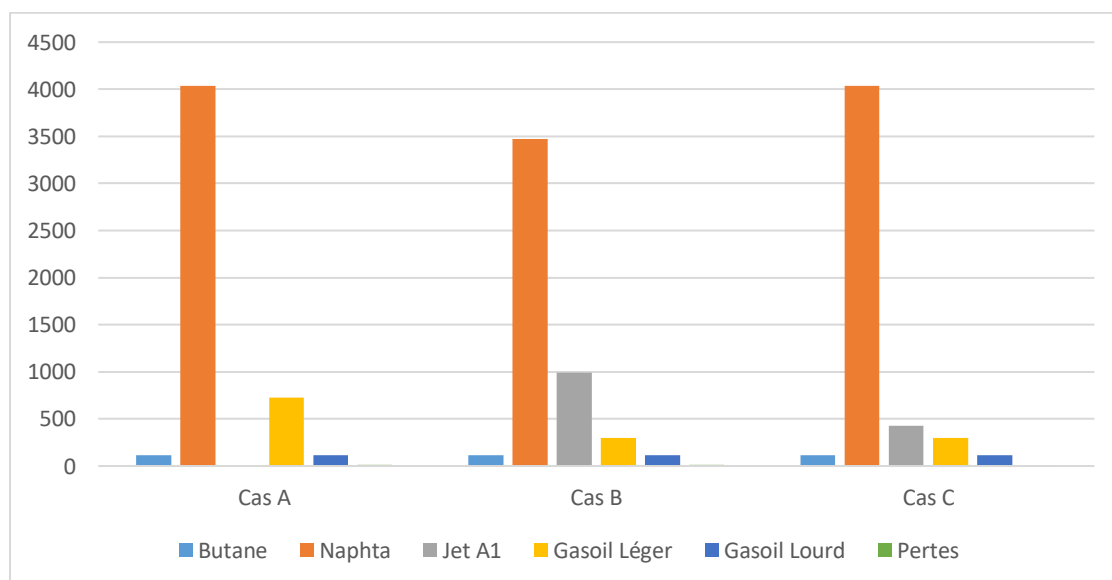


Figure 1- 7 : un graphe montrant la quantité de chaque produit pour chaque mode d'exploitation.

4.2 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).

4.2.1 Unité de Distillation atmosphérique du condensat (Unité 100)

L'unité est conçue pour une capacité de traitement de cinq million de tonnes par an.

Les principales installations qui constituent cette unité sont :

- Colonne de préfractionnement 100-T-101.
- Colonne de distillation atmosphérique : 100-T-103.
- Colonne de distillation sous vide : 100-T-401.
- Colonne de stabilisation des essences : 100-T-201.
- Fours : 100-F-101, 100-F-102 et 100-F-103.
- Echangeurs : 100-E-101 à 100-E-108 (au nombre 20).
- Système d'injection pour traitement chimique : amine, agent inhibiteur et de l'eau.

Cette unité fonctionne comme suit :

Etape 1 : Préchauffage de la charge (condensat) La transmission de chaleur se fait par échangeurs. Le condensat à basse température 30°C est préchauffé par 8 niveaux d'échangeurs de chaleur. Le procédé d'échange thermique peut être effectué sous forme de deux voies en parallèle pour permettre le traitement de charge à 50% ou 100%.

Etape 2 : Préfractionnement La colonne 100-T-101 a pour rôle de préfractionner le Condensat en trois coupes :

- Coupe de tête (Gaz + Naphta).
- Coupe de Naphta stable ou moyen.
- Coupe de fond.

La colonne est conçue avec un ensemble de 35 plateaux et elle reçoit le Condensat partiellement vaporisé au plateau 28.

Etape 3 : Distillation atmosphérique La colonne 100-T-103 a pour rôle de préfractionner la coupe du fond de la colonne 100-T-101 en quatre coupes :

- Coupe de tête Naphta.
- Coupe de Kérosène.
- Coupe de Gasoil léger.
- Coupe de fond.

La colonne est conçue avec ensemble de 46 plateaux et qui reçoit la charge au niveau du plateau 41. Elle a deux soutirages latéraux et trois reflux circulants.

Etape 4 : Distillation sous vide

La colonne sous vide 100-T-401 contient trois niveaux de garnissage reçoit le liquide du fond de la colonne 100-T-103. Elle a pour rôle de récupérer du gasoil léger non fractionné pendant la distillation atmosphérique.

Etape 5 : Stabilisation des essences

Cette étape est assurée par la colonne 100-T-201 (Débutaniseur ou Colonne de stabilisation) qui produit deux coupes :

- En tête, la coupe Gaz de Pétrole Liquéfiés.
- Au fond, la coupe essence dite "stabilisée".

Etape 6 : Dépropaniseur

Les gaz de la tête de la colonne 100-T-201 sont ensuite fractionnés dans la colonne de dépropaniseur, cette étape permet d'obtenir à la tête de la colonne du propane et au fond de la colonne du butane.

Le butane ensuite transféré vers Le système de séchage de butane 100-PKG-301 qui contient deux colonnes de séchage à tamis moléculaire pour éliminer les trace de l'eau et envoyé comme produit fini vers les sphères de stockage et le propane est récupéré comme combustible des fours.

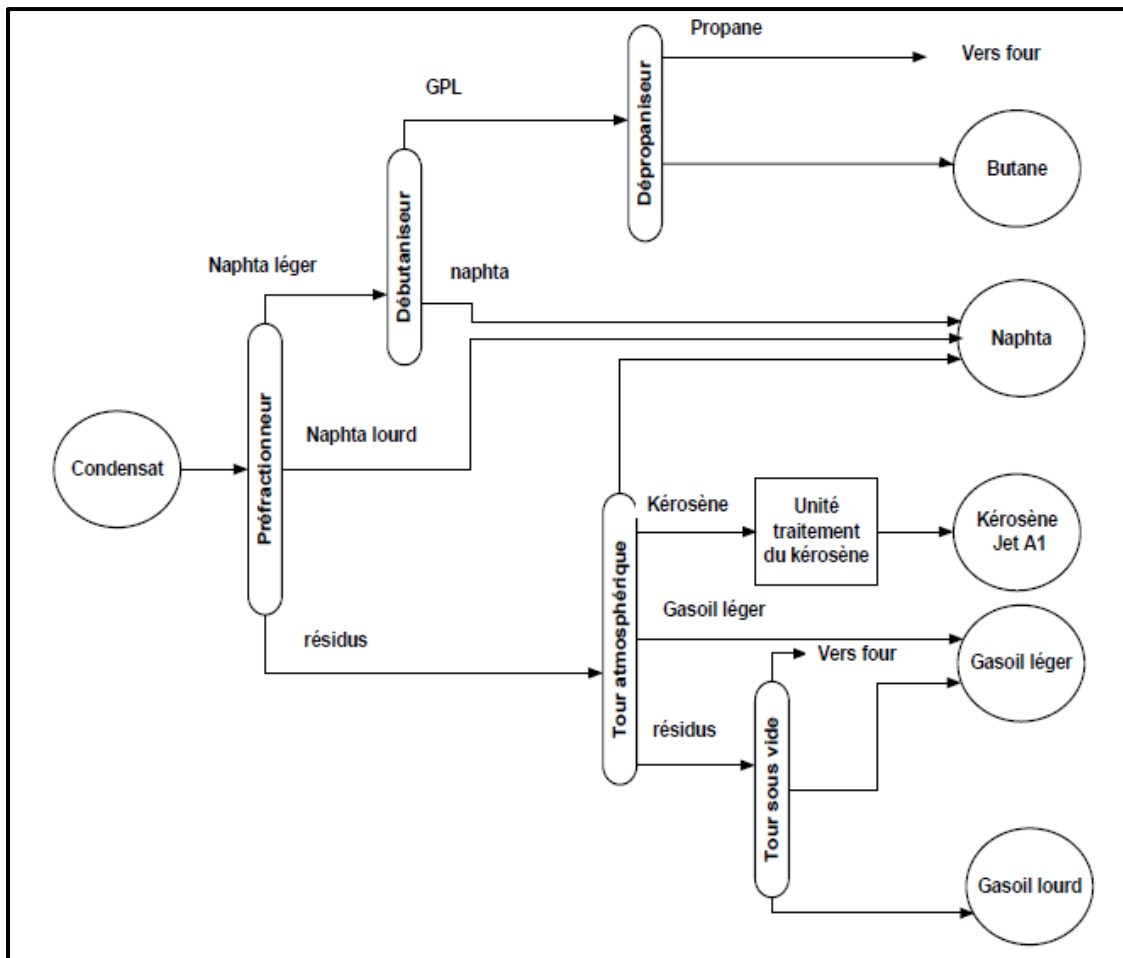


Figure 1- 8 : Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ».

4.2.2 Unité de traitement de kérosène (U200)

Cette unité de traitement de kérosène est destinée à la purification du kérosène produit par la colonne de distillation atmosphérique T-103. Sa mise en service dépendra des caractéristiques du kérosène (l'acidité qui doit être inférieure à 0,0015mg KOH /g). Elle ne peut être démarrée qu'après la mise en service d'unité 100 au cas où le kérosène nécessiterait des traitements.

Cette unité fonctionne comme suit :

- traitement de Kérosène.
- traitement de résidus caustique.
- préparation et stockage.

4.2.3 Stockage et transfert (U300)

L'unité 300 assure la réception, le stockage et l'alimentation en Condensat pour l'unité de production, ainsi que la réception, le stockage et le transfert de tous les produits finis, ces produits finis seront transférés vers des installations de stockage correspondantes au niveau de la Raffinerie RA1K. Elle est constituée de :

- 3 bacs de stockage pour le condensat.
- 2 bacs de stockage pour le naphta avec une capacité de 36600 m³ chaque un.
- 2 bacs de stockage pour le kérosène avec une capacité de 5360 m³ chaque un.
- 2 bacs de stockage pour le LGO avec une capacité de 2180 m³ chaque un.
- 2 bacs de stockage pour le HGO avec une capacité de 860 m³ chaque un.
- 2 sphères de stockage pour le butane avec une capacité de 1400 m³ chaque un.

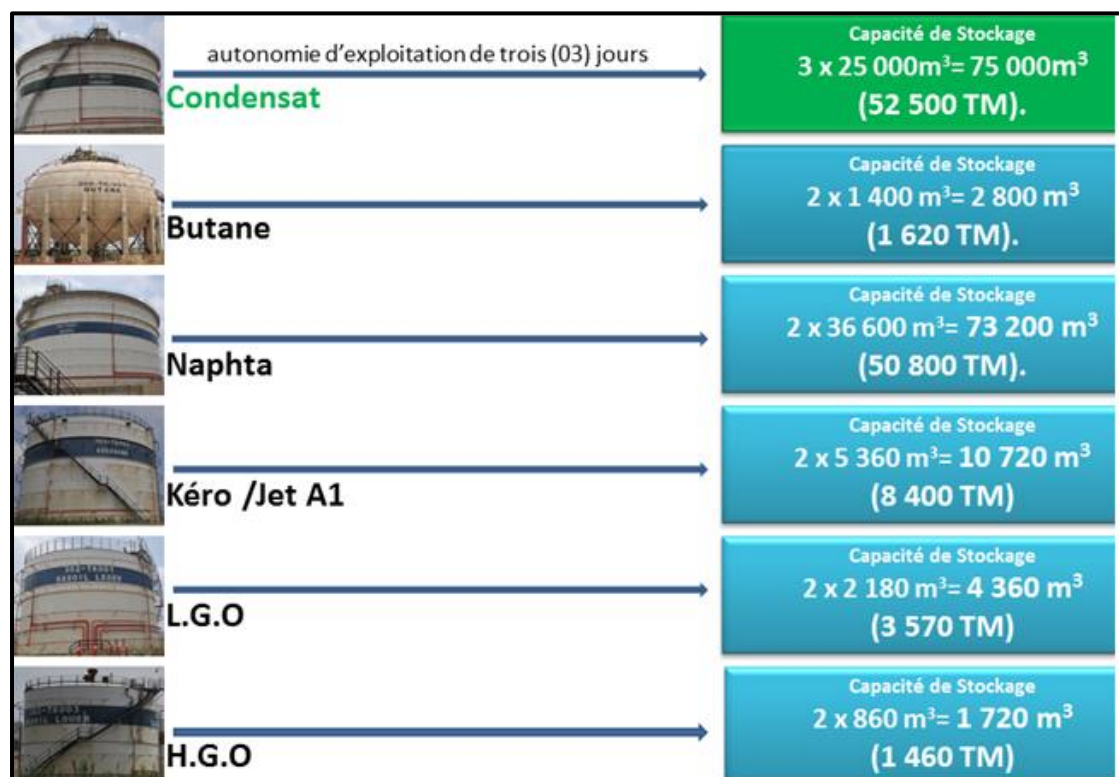


Figure 1- 9: capacité de stockage

4.2.4 Description de l'unité 400 (Système torche)

La torchère a pour but de brûler les gaz provenant des événements des équipements de procédé des unités 100 et 200 ainsi que des réservoirs de butane en cas d'urgence et en fonctionnement normal. Son fonctionnement est continu.

Il est à 500 m de distance de l'unité principale. Ce système se compose d'un ballon tampon 400-V-001 dont le rôle est de prévenir l'entraînement de condensats, un autre ballon 400-V-002 dont l'arrête-flamme et la tête de torche 400-FS-001 dont le brûleur. La capacité de torche est de 528,8 t/h.

Les sources de ce système sont des dégazages de :

- Réseau gaz naturel avec une ligne de 8".
- Des sphères de butane avec une ligne de 10".
- Des unités de production avec une ligne collectrice de 40".

Les principales caractéristiques de la torchère sont comme suit :

- Diamètre : 1 mètre.
- Hauteur : 120 m.

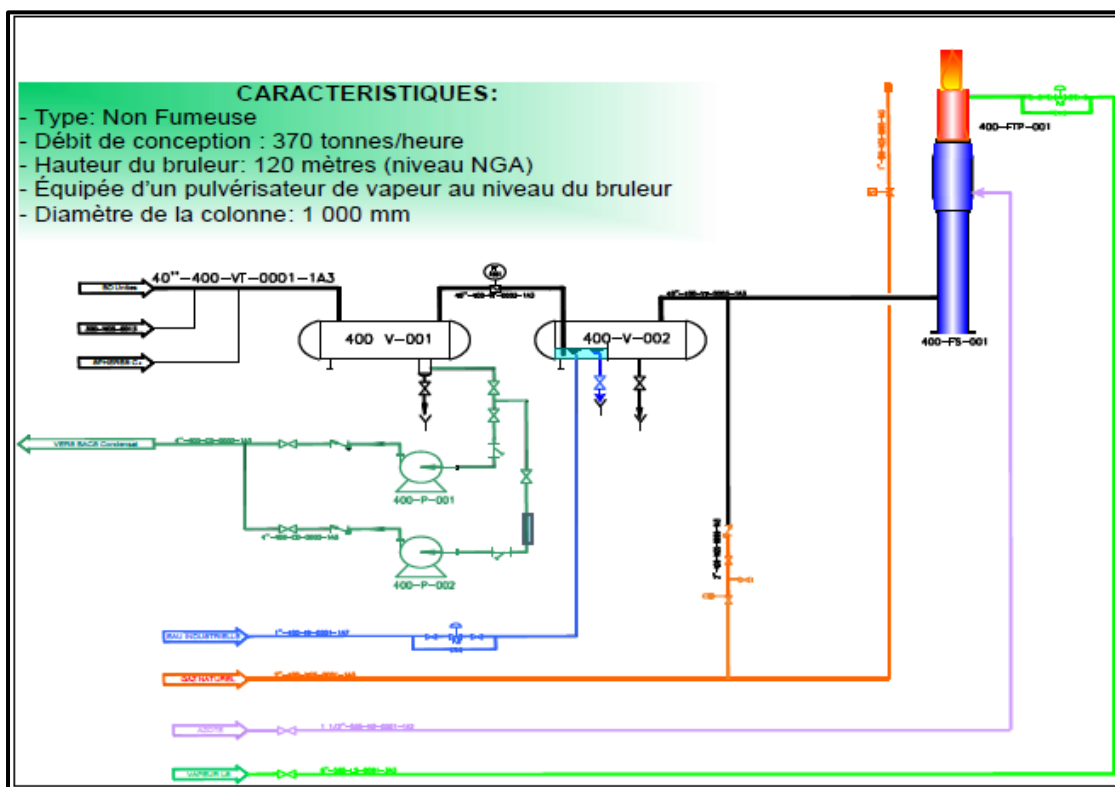


Figure 1- 10: Schéma synoptique du système torche.

4.2.5 Les utilités (U500)

Les principales utilités requises pour la mise en exploitation du complexe sont le gaz naturel, l'azote, l'électricité, l'eau industrielle, la vapeur et l'air comprimé.

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.

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 N₂ 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.

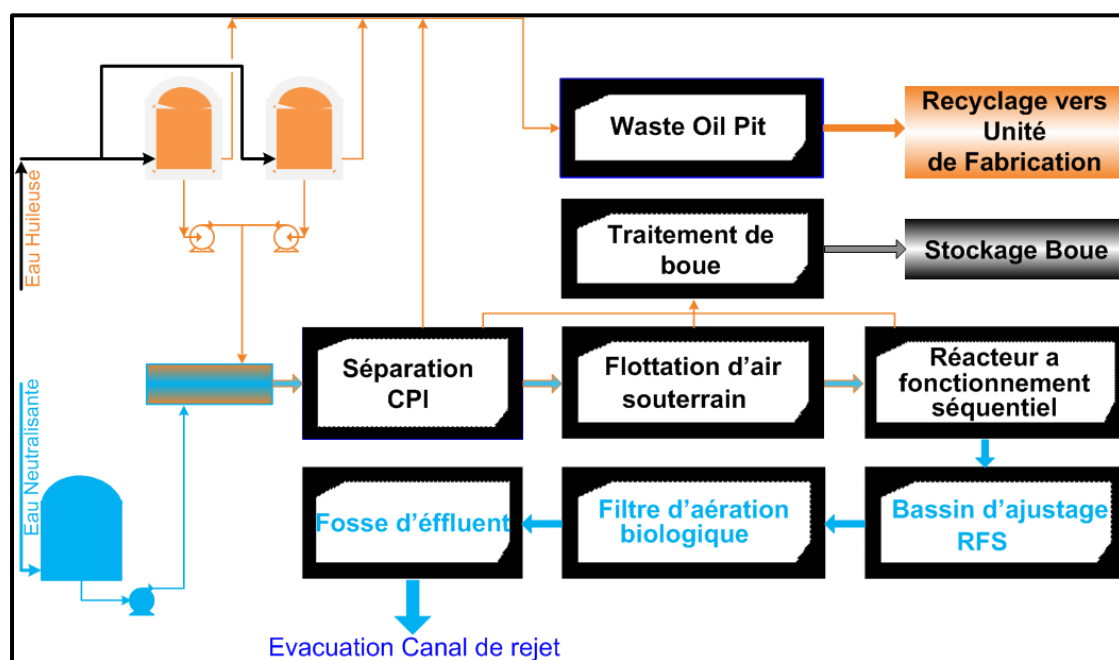


Figure 1- 11: Schéma Principe de fonctionnement de l'unité traitement des effluents.

5 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons abordé d'une manière non exhaustive les différentes unités constituant le Topping Condensat ainsi qu'un bref historique du complexe.

CHAPITRE 2:
DESCRIPTION DÉTAILLÉE DE
L'UNITÉ 100

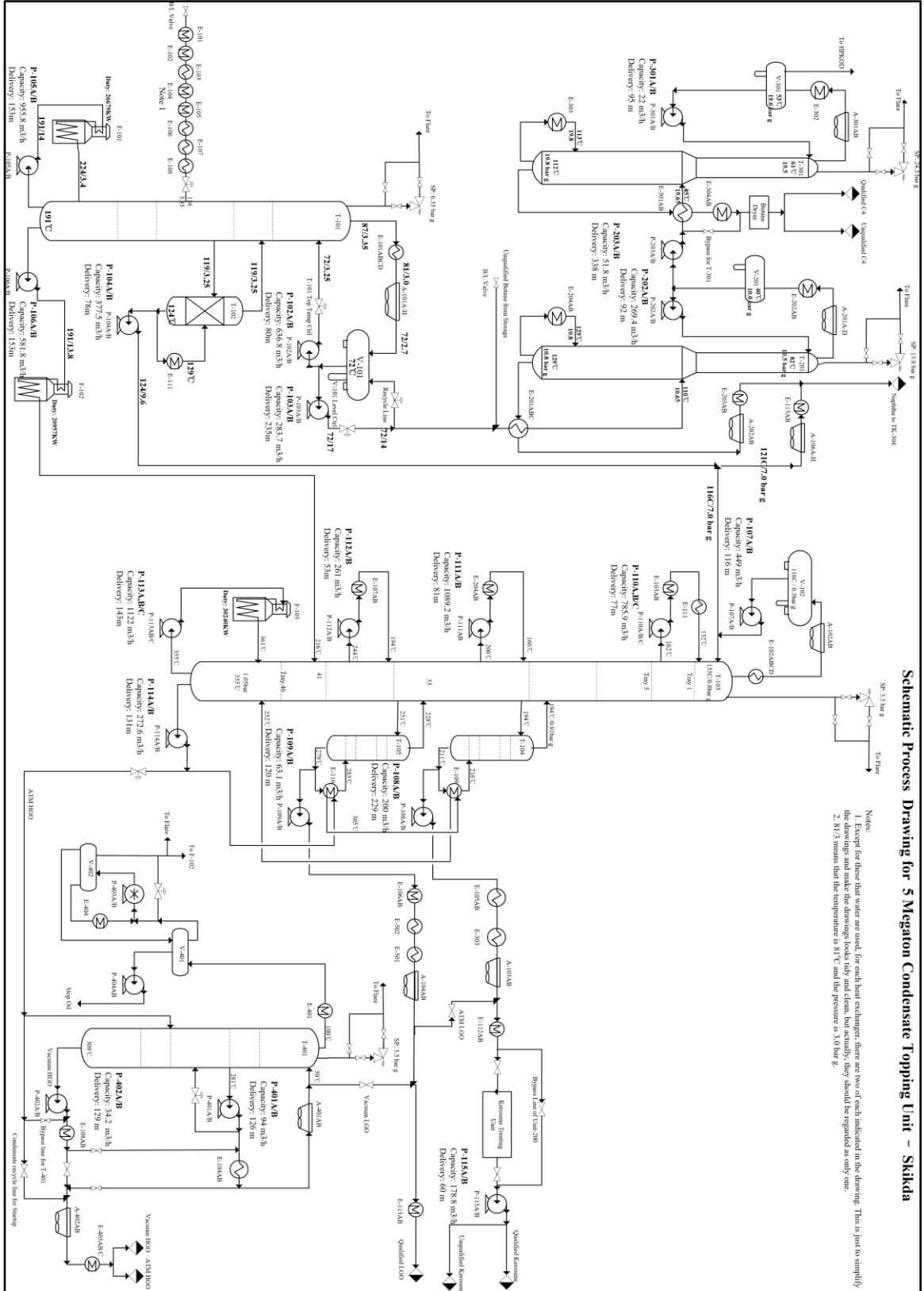


Figure 2- 1:schéma de l'unité 100

1 L'unité 100 (l'unité de séparation) :

Cette unité distille le condensât en Naphta léger non stabilisé, Naphta lourd, kérosène, Gasoil léger et Gasoil lourd. Le Naphta léger non stabilisé est acheminé vers la section de stabilisation de Naphta pour séparer le propane/butane et le Naphta léger. Les Naphtas léger et lourd sont mélangés comme Naphta composé, lequel est acheminé vers l'aire de stockage (dépôt). Le Kérosène de l'unité 100 est traité dans une unité de traitement de kérosène avale(U200), pour l'élimination des acides naphéniques et pour améliorer d'autres propriétés. Le gasoil léger et le gasoil lourd sont envoyés à leur stockage respectif comme produits.

Les équipements principaux de cette unité sont :

- Train d'échangeurs de préchauffage (E101 /E108)
- colonne de Préfractionnement(T101),
- Four de rebouillage du Préfractionneur (F101),
- Four Atmosphérique(F102),
- colonne de Distillation Atmosphérique(T103),
- four de rebouillage atmosphérique(F103),
- débutaniseur (T201),
- dépropaniseur(T301),
- sécheur de butane,
- système sous vide avec les accessoires sous-vide, échangeurs de chaleur, ballons, pompes et tuyauterie associée etc....

Dans cette unité de traitement, on rencontre des niveaux moyens de pression et de température. Une instrumentation appropriée a été installée ainsi qu'un système de contrôle distribué pour mesurer et contrôler les paramètres du procédé à savoir : pression, température, débit et niveaux des colonnes/capacités. Des systèmes d'ESD (système d'arrêt d'urgence) ont été installés pour l'arrêt en toute sécurité des équipements critiques tels que les fours et les pompes, toutes les capacités, colonnes, etc... ont été équipées de systèmes de soupapes pour assurer la sécurité du personnel et des installations. Des systèmes de détection de feux et de gaz (F&G) ont été installés aux endroits stratégiques. L'unité de production est dotée des moyens d'extinction (des moyens de lutte contre l'incendie) tels

que le réseau d'eau d'incendie, bouche d'incendie et les moniteurs d'incendie sur les emplacements périphériques et stratégiques. Des extincteurs au CO2 sont disponibles dans l'unité.

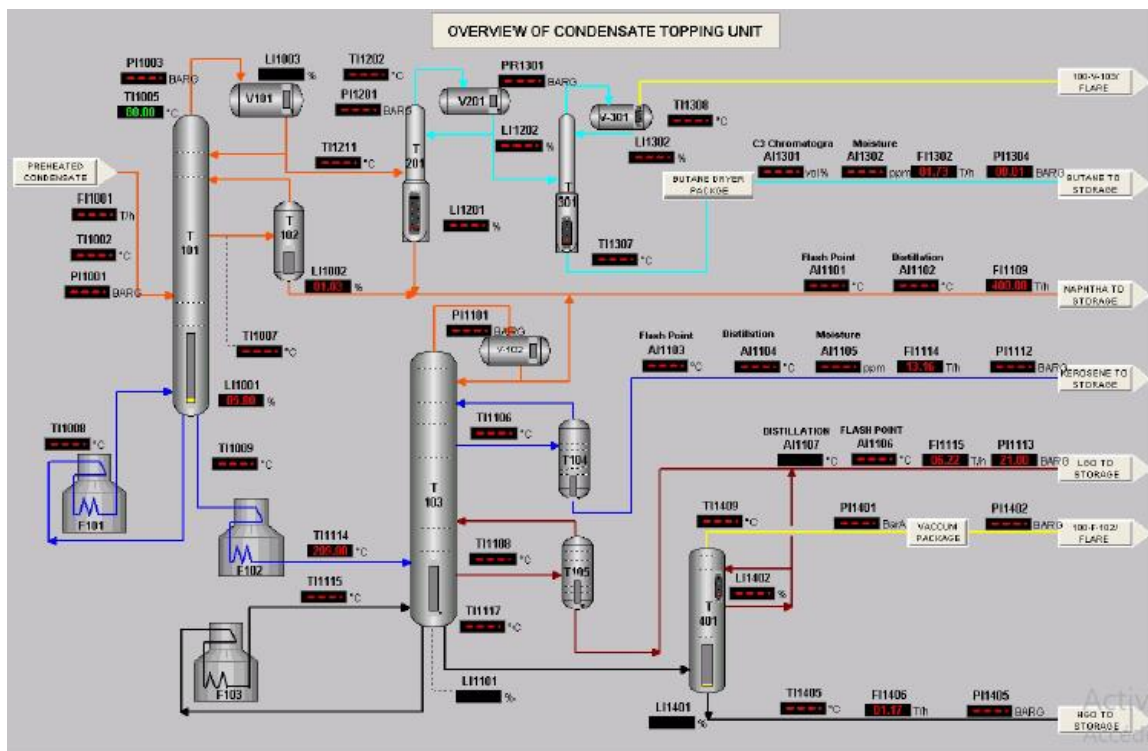


Figure 2- 2:schéma simplifié de l'unité 100.

1.1 Train de préchauffage :

La charge condensat, provenant des bacs de stockage, est envoyée par la pompe P101 à une pression de 20 bars et une température de 30°C vers une batterie d'échangeurs divisée en 2 circuits parallèles en vue de faciliter le fonctionnement à un taux de charge de 50 %. La charge est chauffée successivement dans les échangeurs suivants.

- E101 A/B/C/D : Côte calandre à contre-courant avec la vapeur de tête de la colonne de préfractionnement (température de sortie : 78°C).
- E102 A/B/C/D : Côte calandre à contre-courant avec la vapeur de tête de la colonne de distillation atmosphérique (température de sortie : 123°C).

- E103 A/B : Côte tube à contre-courant avec le reflux circulant supérieur de la colonne de distillation atmosphérique (Température de sortie : 138°C).
- E104 A/B : Côte calandre à contre-courant avec le gasoil léger de la colonne de distillation sous vide (température de sortie : 141°C).
- E105 A/B : Côte calandre à contre-courant avec le kérosène de la colonne de distillation atmosphérique (température de sortie : 148°C).
- E106 A/B : Côte tube à contre-courant avec le gasoil léger de la colonne de distillation atmosphérique (température de sortie : 155°C).
- E107 A/B : Côte tube à contre-courant avec le reflux circulant inférieur de la colonne de distillation atmosphérique (température de sortie : 165°C).
- E108 A/B : Côte tube à contre-courant avec le gasoil lourd de la colonne de distillation sous vide (température de sortie : 166°C).

La charge préchauffée entre dans la colonne de préfractionnement (T101) à une température d'environ 158°C avant la vanne de régulation et 128°C (T design = 136°C) après la vanne de régulation. La pression en amont de la vanne de régulation dans la conduite d'admission du préfractionneur doit être au moins de 13 bars abs pour éviter la vaporisation au niveau de l'entrée de la vanne de régulation.

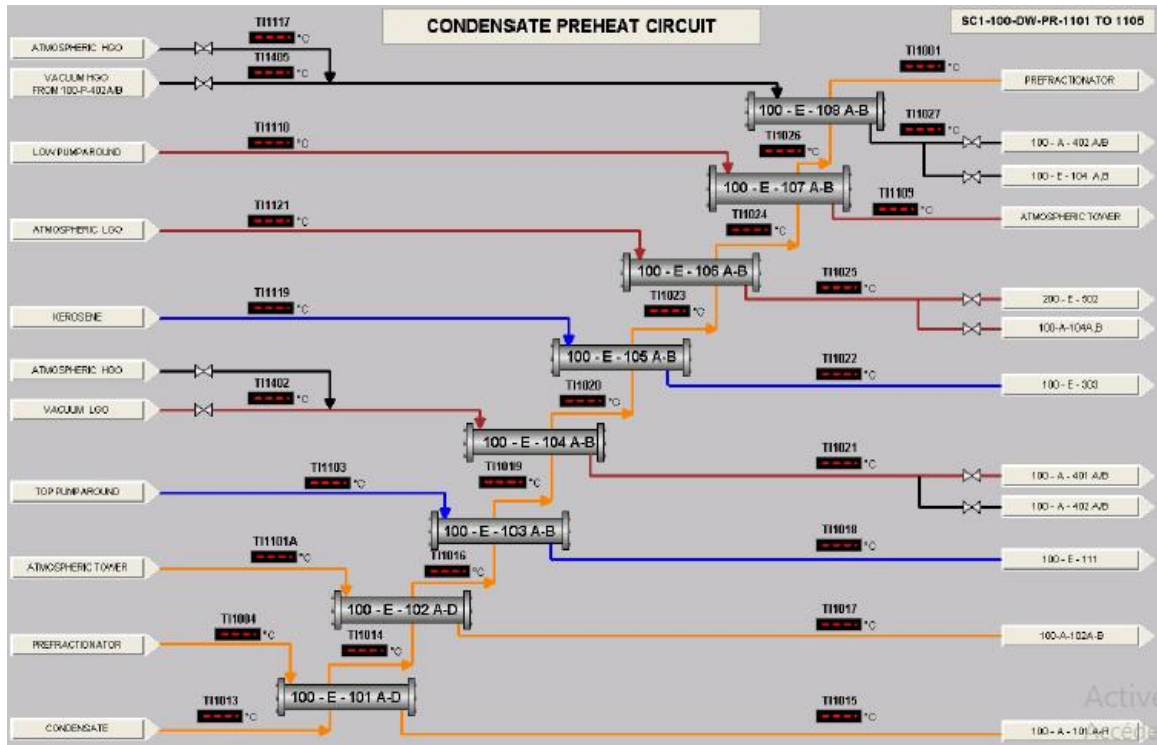


Figure 2- 3: schéma de train de préchauffe.

1.2 Section de la colonne du préfractionnement de la charge :

La colonne de préfractionnement (T101) a pour but de fractionner la charge condensat en trois produits:

- une coupe de tête (gaz et naphta),
- une coupe latérale (naphta stabilisé),
- une coupe de fond (condensat stabilisé).

La colonne comporte 35 plateaux et reçoit le condensat partiellement vaporisé au 28^{ème} plateau.

1.2.1 Vapeurs de tête :

Les vapeurs de tête de la colonne de préfractionnement (T101) sont presque totalement condensées par les échangeurs E101A/B/C/D (condensat) et les aéroréfrigérants A101 A-H. Le liquide condensé (Naphta non stabilisé) est recueilli au ballon de reflux(V101). Le

naphta non stabilisé est soutiré du ballon de reflux par les pompes P103 A/B et envoyée en partie sous contrôle de niveau vers la colonne de stabilisation de naphta (T201) pour récupérer le GPL ; l'autre partie est envoyée comme reflux en tête de la colonne de préfractionnement (T101) sous contrôle de température en cascade avec le débit.

1.2.2 Soutirage latéral du naphta stabilisé :

La coupe naphta est soutirée de la colonne (T101) au niveau du 15ème plateau et envoyée vers le stripper (T102) sous contrôle de niveau. Le stripper (T102) est équipé de six (06) plateaux et d'un rebouilleur (E111). Le naphta sortie fond du stripper, débarrassé des éléments légers, est en partie aspiré par les pompes P104 A/B est refoulé, sous contrôle de débit, pour refroidissement dans les aéroréfrigérants A106 A-F et les échangeurs à eau E115 A/B à la température de 40 °C. Il est ensuite mélangé avec le naphta stabilisé du débutaniseur (T201) et envoyé vers les réservoirs de stockage. L'autre partie est envoyée dans le rebouilleur (E111) puis introduit au fond du stripper ; le fluide de chauffage est le reflux circulant supérieur de la colonne (T103). La fraction légère du Naphta sortant en tête du stripper est renvoyée dans la colonne (T101) au niveau du 14ème plateau.

1.2.3 Résidu de fond :

Le résidu de la colonne de préfractionnement du condensat est divisé en deux parties. L'une est aspirée par les pompes P105 A/B et refoulée au four de rebouillage F101 puis réintroduite au fond de la colonne ; l'autre partie, sous contrôle de niveau, est aspirée par les pompes P106 A/B et envoyée, après chauffage au four F102, comme alimentation de la colonne de distillation atmosphérique.

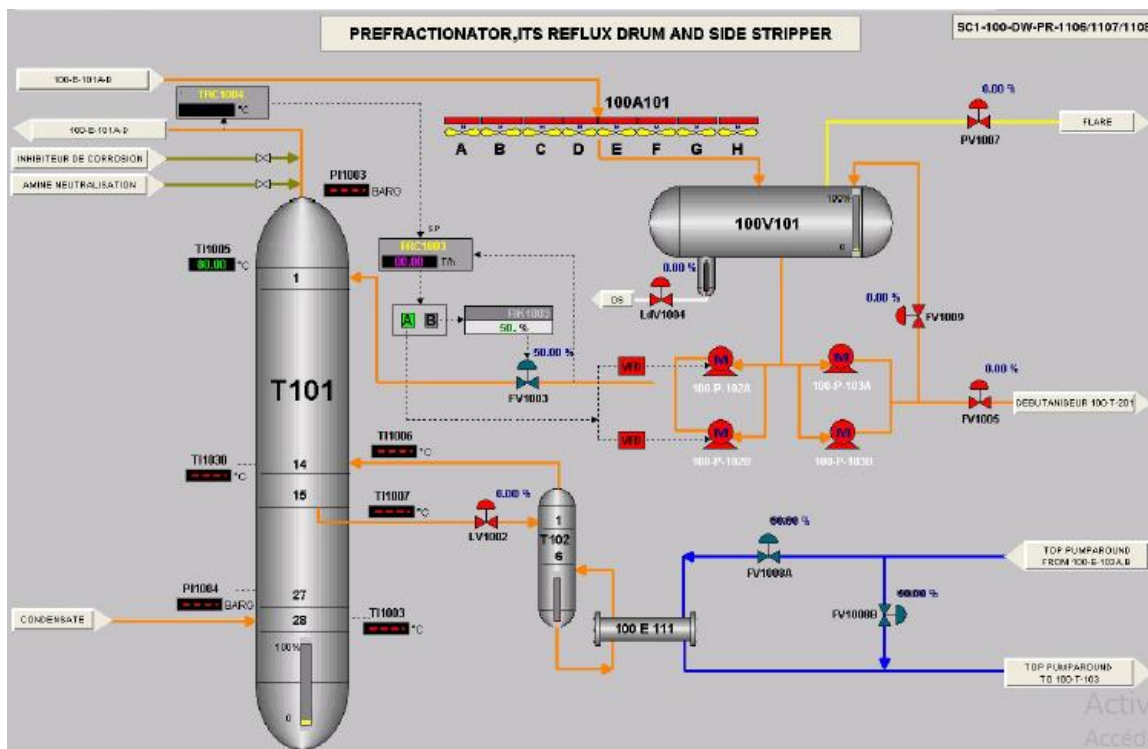


Figure 2- 4: schéma de la colonne de préfractionnement T101 avec strippeur de naphta T102.

1.3 Section de la colonne de distillation atmosphérique :

La colonne de distillation atmosphérique contient 46 plateaux. Elle a pour but de fractionner la charge (résidu de la colonne de préfractionnement ou condensat stabilisé) en quatre coupes stabilisées pouvant être utilisées comme produits finis naphta, kérosène, gasoil léger et gasoil lourd.

1.3.1 Charge de la colonne de distillation atmosphérique :

L'alimentation de la colonne de distillation atmosphérique (T103) est constituée par le produit de fond de la colonne de préfractionnement (condensat stabilisé). Cette charge est préchauffée dans le four F102 à la température de 216°C et admise au 41ème plateau.

1.3.2 Vapeurs de tête :

Les vapeurs de tête de la colonne de distillation atmosphérique (T103) sont presque totalement condensées par les échangeurs E102 A/B/C/D (condensat coté calandre) et les aéroréfrigérants A103 A/B. Le liquide condensé est recueilli au ballon de reflux V102 à

une température environ de 116C° et 0.3bar de la pression. Le liquide est soutiré du ballon de reflux par les pompes P107 A/B et envoyée en partie sous contrôle de niveau comme naphta vers stockage après refroidissement dans l'aéroréfrigérant A106A-H et l'échangeur à eau E115 A/B, l'autre partie est envoyée comme reflux en tête de la colonne de distillation atmosphérique (T103) sous contrôle de température en cascade avec le débit.

1.3.3 1er soutirage latéral de kérosène

La coupe kérosène, sous contrôle de niveau, est soutirée du 22ème plateau de la colonne et envoyée vers le stripper de kérosène T104 équipé de 8 plateaux et d'un rebouilleur E109. Le kérosène débarrassé de la fraction légère est aspire par les pompes P108 A/B et envoyé, soit à l'unité de traitement du kérosène pour l'élimination des acides naphthéniques, soit directement au stockage, après refroidissement à la température de 40°C, dans les échangeurs E105 A/B et E303 (Rebouilleur du dépropaniseur) et les aéroréfrigérants A103 A/B puis les refroidisseurs à eau E112 A/B.

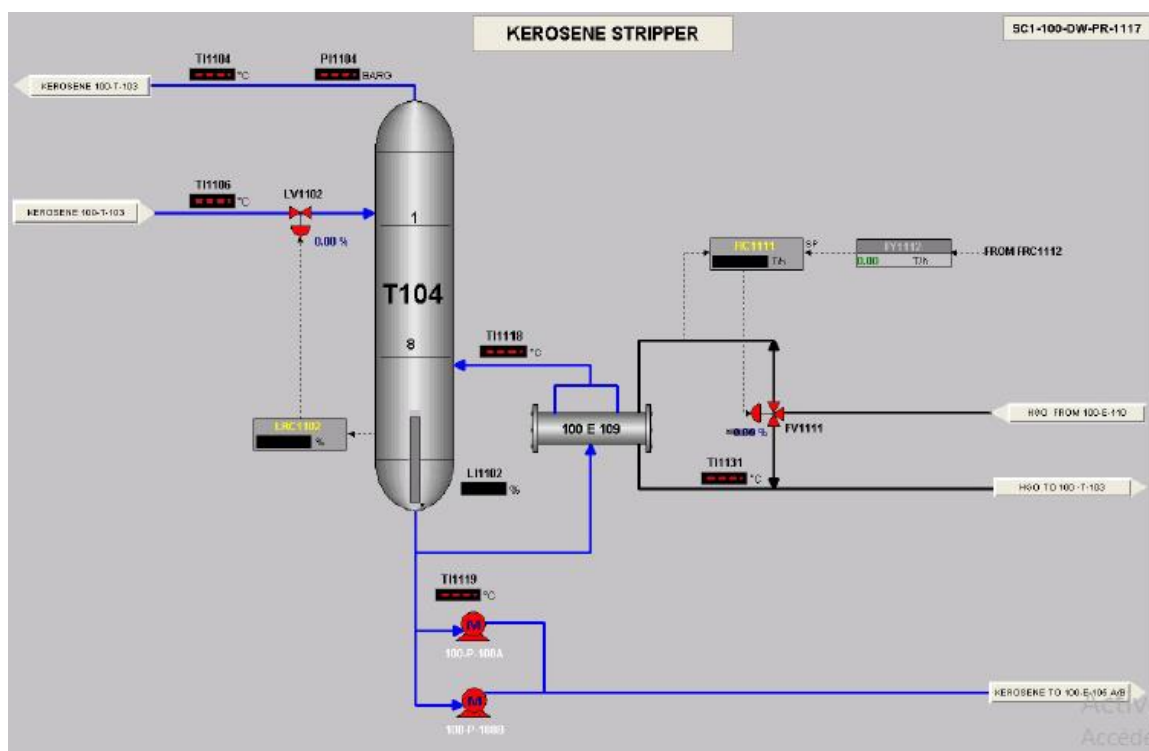


Figure 2- 5: schéma de strippeur de kérosène T104.

1.3.4 2ème soutirage latéral de gasoil léger

La coupe gasoil léger, sous contrôle de niveau, est soutirée du 32ème plateau de la colonne et envoyée au stripper (T105) équipé de 6 plateaux et d'un rebouilleur E110. Le gasoil léger débarrassé de la fraction légère est aspiré par les pompes P109 A/B puis refroidi par les échangeurs E106 A/B, E502, E501 et les aéroréfrigérants A104 A/B. Il est ensuite mélangé avec le gasoil léger sous vide puis le mélange est refroidi à la température de 40°C au niveau des refroidisseurs à eau E113 A/B avant d'être envoyé sous contrôle de débit au stockage.

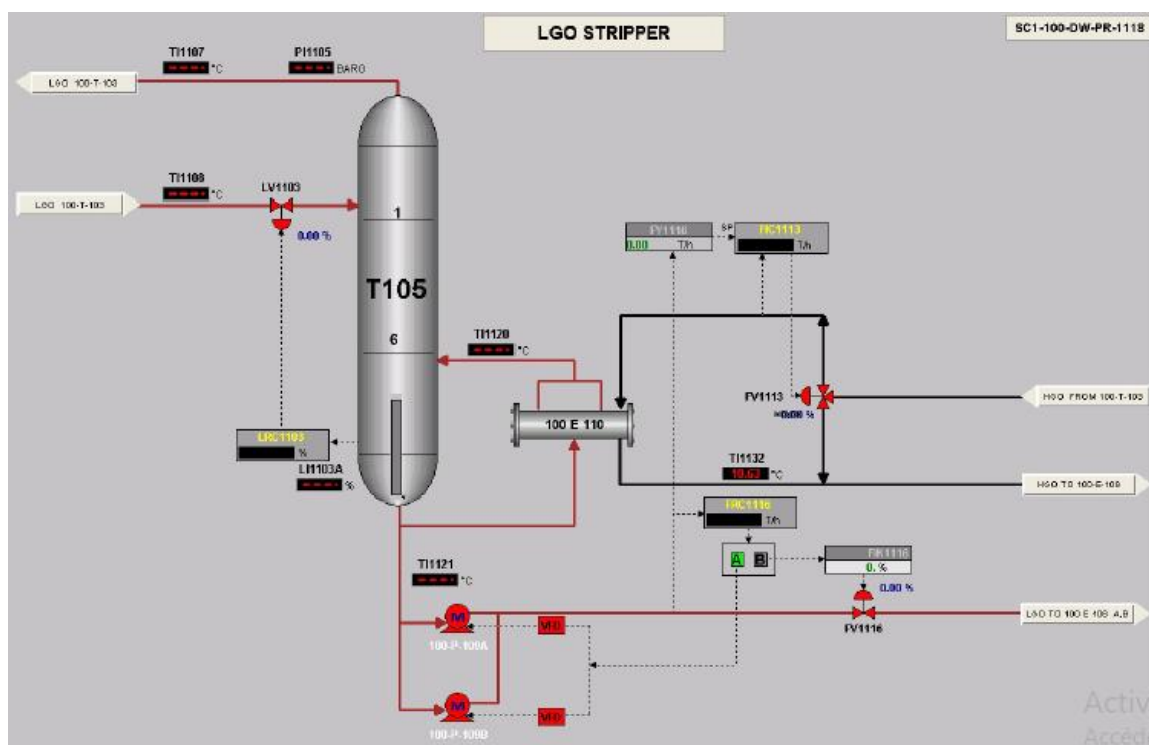


Figure 2- 6: schéma strippeur de LGO T105.

1.3.5 Résidu de la colonne

Le produit du fond de la colonne de distillation atmosphérique est aspiré en partie par les pompes P114 A/B et refoulé en deux (02) flux ; l'un est envoyé à la colonne sous vide (T401) sous contrôle de débit en cascade avec le niveau, l'autre est envoyé comme fluide de chauffage aux rebouilleurs des strippeurs de kérosène et de gasoil léger E109 et E110 puis retourne au fond de la colonne de distillation atmosphérique sous contrôle de débit.

L'autre partie du fond de la colonne, sous contrôle de débit, est aspirée par les pompes P113 A/B/C puis refoulée au four de rebouillage F103 et réintroduit au fond de la colonne de distillation atmosphérique.

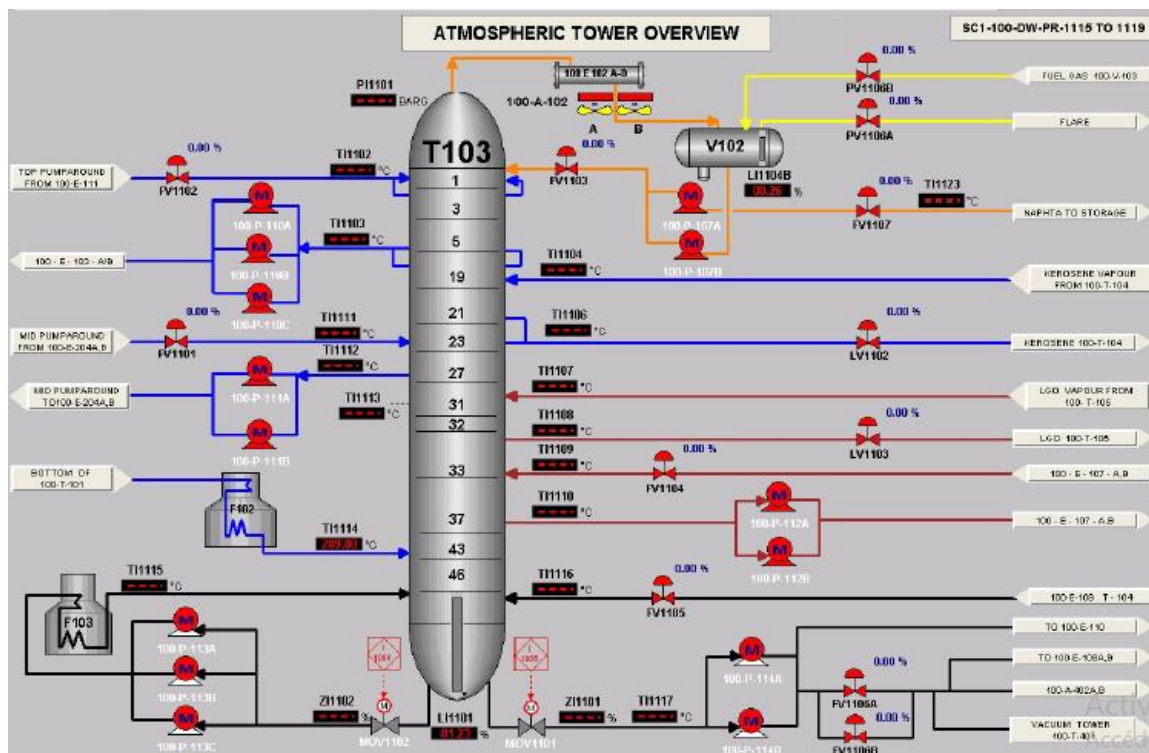


Figure 2- 7: schéma de la colonne atmosphérique T103.

1.4 Section des fours :

Le fonctionnement des unités industrielles nécessite de porter les charges correspondantes à des conditions opératoires convenables, telles que la pression et la température. En ce qui concerne la température, elle est en général portée à des valeurs différentes de la température ambiante, le plus souvent par élévation. Ces niveaux de températures sont réalisés par deux types d'équipements :

- les échangeurs de chaleur pour la récupération optimale de l'énergie thermique contenue dans les divers flux de fluides,
- les fours, qui produisent la majorité de l'énergie requise par les diverses opérations.

Les fours sont des équipements clés pour l'industrie du raffinage, du gaz et de la pétrochimie. Ils doivent, grâce à leur conception, répondre aux exigences nombreuses

émises par les utilisateurs comportant essentiellement une charge thermique déterminée, un rendement thermique maximal techniquement réalisable, un bon facteur de marche et une flexibilité d'opération satisfaisante avec le souci de respecter les impératifs de sécurité. D'où l'importance des problèmes posés par la conception, la construction, la conduite et l'entretien des fours.

La combustion est une réaction chimique entre un combustible et un comburant. Cette réaction se fait avec une vitesse élevée et un dégagement de chaleur ; elle est donc exothermique. La combustion dans les fours ne peut avoir lieu que si les trois éléments suivants sont présents simultanément :

- un comburant (l'oxygène),
- un carburant (le combustible gazeux ou liquide),
- une source d'inflammation (la flamme).

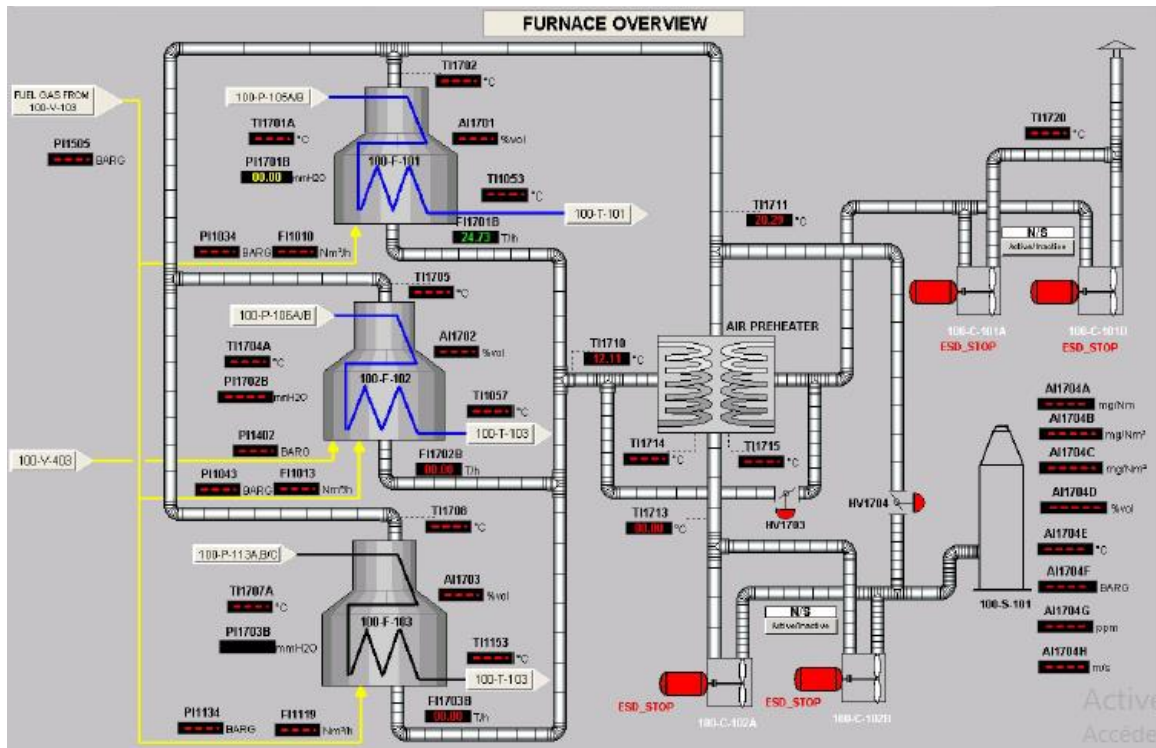


Figure 2- 8: schéma de la section des fours.

1.5 Section de la stabilisation du naphta léger (débutaniseur T201) :

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 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 (GPL brut) et Naphta stabilisé. Le service requis du four du débutaniseur, 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 d'actions opposées. Une vanne de régulation est disponible sur la ligne d'alimentation en fluide de chauffage vers la ligne 100-E-204 et une autre est disponible sur la ligne de by-pass. Lorsque la vanne de régulation sur la ligne d'alimentation en fluide (milieu) de chauffage s'ouvre, la vanne sur la ligne de dérivation se ferme, et vice-versa.

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 refroidi au niveau de 100-A-202A,B (Aéroréfrigérant 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 refroidi 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 (Aéroréfrigérant de Tête du Débutaniseur) et 100-E-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 Dépropaniseur pour éliminer le surplus du Propane du produit de Butane ou on peut aussi fait un by-passe du dépropaniseur directement au sécheur du butane « butane drayer ».

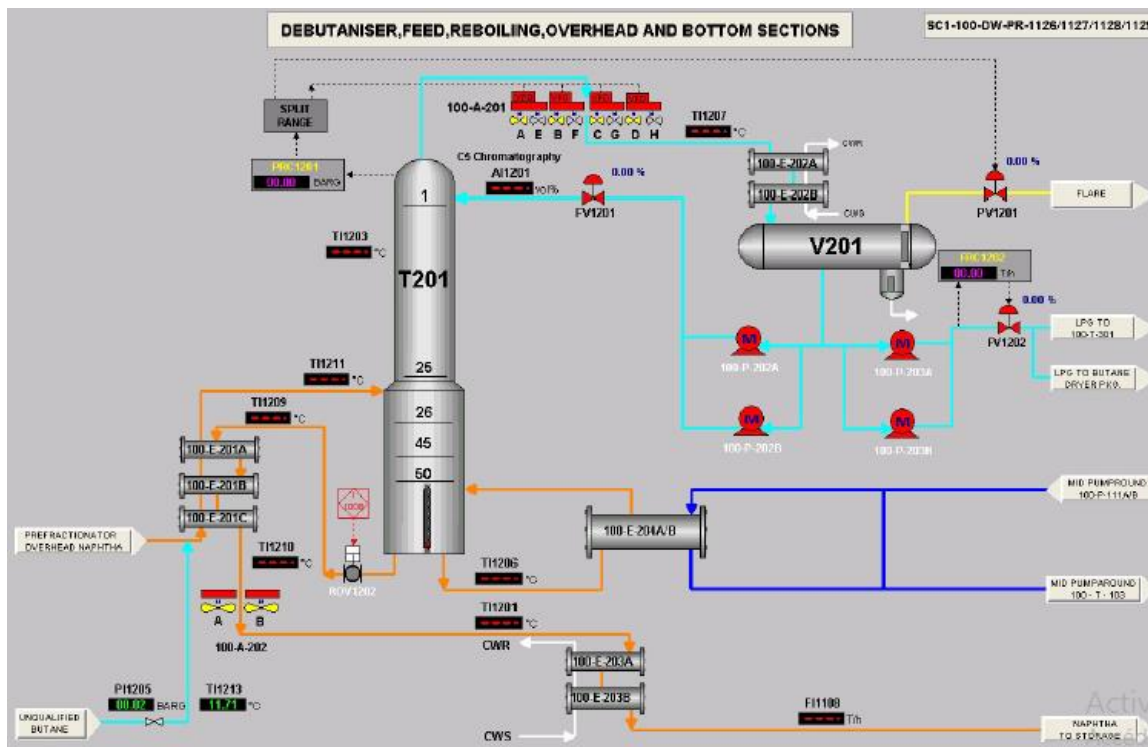


Figure 2- 9: schéma de la débutaniseur T201.

1.6 Section de la stabilisation du GPL (dépropaniseur T301)

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 de Séchage 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 (Aéroréfrigérant de Tête du Dépropaniseur) et le liquide condensé est envoyé au 100-V-301 (Ballon de reflux du Dépropaniseur). À partir de ce ballon, la 100-P-301A/B (Pompe de reflux du Dépropaniseur), sous contrôle de débit en cascade avec le niveau du ballon, renvoie le liquide à la colonne comme reflux. Le Propane du Ballon de reflux du

Dépropaniseur, 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 renvoyé à la colonne. La température du Dépropaniseur au plateau 50 est contrôlée par une vanne de régulation à trois voies sur la ligne de kérosène. Le produit du fond du Dépropaniseur est refroidi 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 Séchage de Butane (100-PKG-301) ou directement au stock. A partir du Dispositif Séchage, Le produit de Butane est envoyé au stockage de Butane ou au stockage du Butane hors spécification, si nécessaire.

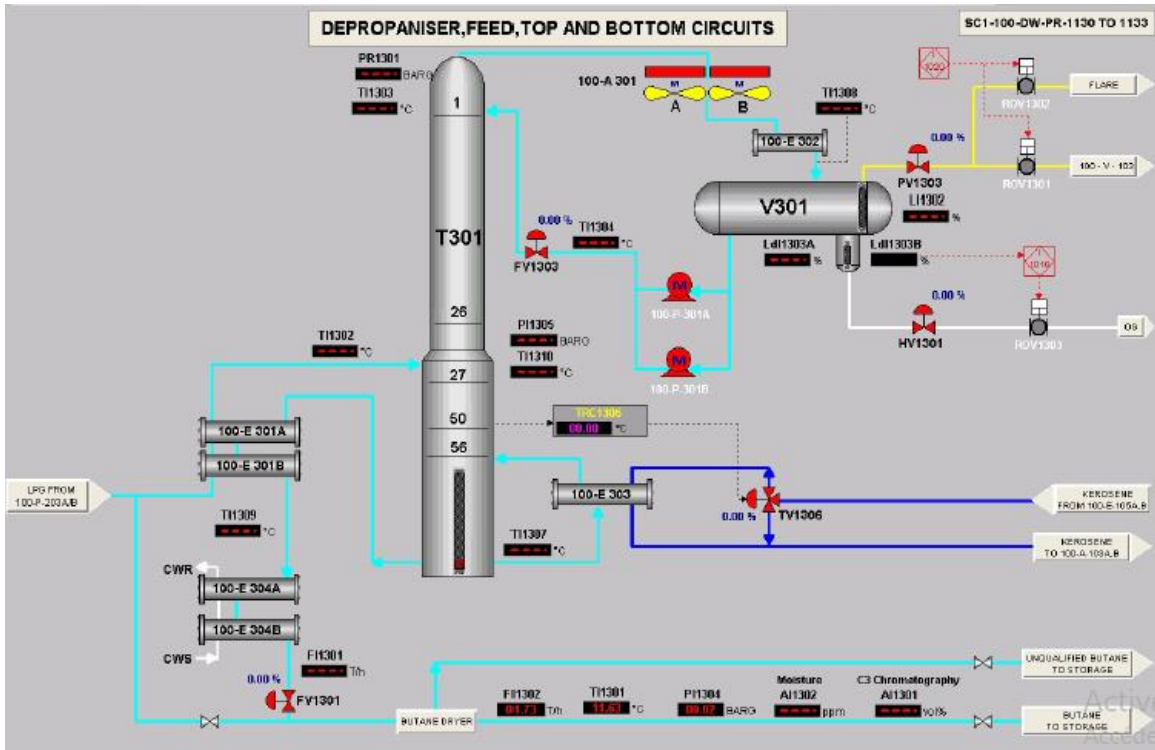


Figure 2- 10: schéma de la dépropaniseur T301

1.7 Section de sécheur de butane « butane drayer » :

L'installation de séchage du butane a été calculée pour traiter 25,2 ton/h de butane (plus le débit régénéré) et pour objectif de sécher le butane jusqu'à 20ppm.

Le système de séchage comprend principalement deux absorbeurs 100-V-310A et 100-V-310B (colonnes de séchage à tamis moléculaire), qui travaillent en alternative, une est utilisée pour le séchage et l'autre est en régénération, les vannes de substitution/jumelage et les tuyauteries de raccordement ainsi que le système complet de régénération avec :

- deux pompes de régénération 100-P-310A/B
- un système de chauffage avec réchauffeurs électriques 100-E-310A/B (étape 1) et 100-E-310 C/D/E (étape 2)
- le système de refroidissement avec condenseur 100-E-311 et refroidisseur de condensats 100-E-312
- le séparateur 100-E-311 avec séparation du butane et de l'eau
- ainsi que les vannes de substitution/jumelage et les lignes de raccordement.

Lorsque commence le processus de chargement d'un absorbeur, l'autre absorbeur subit la régénération, à travers les pompes à commande à distance ROV 1801A le butane à sécher entre dans l'absorbeur 100-V-310A. Lorsqu'il passe à travers l'absorbeur dans une direction ascendante (vers le haut) il libère en grande quantité l'humidité qu'il contient et ce vers les tamis moléculaires. Une petite quantité de solvant est également absorbée.

1.7.1 La régénération comprend 3 phases essentiellement :

- L'activation : chauffage du tamis avec du gaz chaud « butane sec » circuler au sens inverse du circuit de le gaz humide pendant une durée de (4 heures et 20 min).
- Le refroidissement -1- : c'est le refroidissement des résistances électriques (cooling 1), pendant (0 :59 min).
- Le refroidissement -2- :c'est le refroidissement des tamis après leur régénération (cooling 2), pendant (1heur et 50 min).

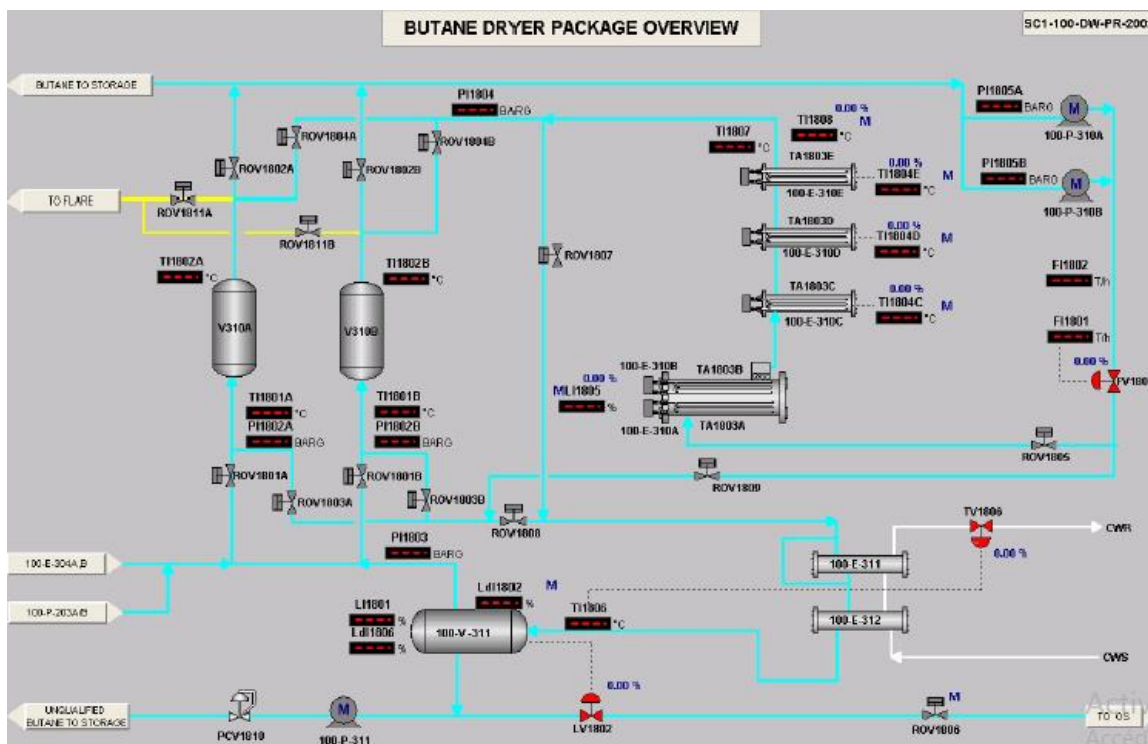


Figure 2- 11: schéma de sécheur de butane.

1.7.2 Section de la distillation sous vide et leur package :

Le produit de fond de la tour de distillation atmosphérique dans CTU (U-100) contient le flux de gas-oil, qui est récupéré dans la colonne de vide de l'unité sous vide. L'objectif de la Tour Sous Vide (100-T-401) est de récupérer une partie du LGO contenu dans le HGO issue du fond de la Colonne de Distillation Atmosphérique (100-T-103). L'enthalpie des flux est assez haute pour assurer une bonne vaporisation du produit dans la colonne sous vide, sans aide d'un four externe. La Tour Sous Vide (100-T-401) est équipée de 2 sections structurées. La charge de HGO entre au fond de la tour à une température d'environ 355°C et elle est séparée en deux coupes principales: Le LGO sous vide à la tête, et le HGO sous vide au fond. Le LGO sous vide est soutiré du plateau collecteur en dessous de la première section structurée moyennant la pompe 100-P-401A/B (Pompe de LGO sous vide). Une partie, sous contrôle de débit, est acheminée à la Tour sous Vide en tant que reflux. L'autre partie est contrôlée au niveau de 100-E-104A/B pendant que le stock d'alimentation de Condensât est préchauffé, et ensuite refroidie au niveau de 100-A-401A,B (Aéroréfrigérant

de LGO sous vide). A partir de 100-A-401A,B, le courant de LGO sous vide est divisé en deux (2) parties. Une partie, sous contrôle de débit, est envoyée à la tête de la tour comme reflux. L'autre partie, sous contrôle de débit en cascade avec le contrôle de niveau, est envoyée à 100-E-113A,B (Refroidisseur à eau de LGO) pour qu'il soit mélangé et refroidi avec le LGO atmosphérique avant d'être envoyé au stockage, le HGO sous vide, sous contrôle de débit en cascade avec le contrôle de niveau, est pompé moyennant avec la pompe 100-P-402A/B (Pompe du Fond sous Vide) et refroidi au niveau de 100-E-108A,B, pendant que la charge de Condensât est préchauffée; et ensuite refroidie davantage au niveau de 100-A-402A/B (Aéroréfrigérant de HGO) et 100-E-402A,B (Refroidisseur à eau de HGO). Le HGO sous vide refroidi est envoyé au stockage. Les vapeurs de tête de la Tour sous Vide sont refroidies au niveau de 100-E-401 (Précondenseur de la Tête sous Vide) avant d'entrer dans le système sous Vide (100-PKG-401). Le gaz récupéré du système sous vide est envoyé au four comme combustible, ou à la torche/atmosphère.

1.7.3 Package sous-vide :

Pour créer le vide, un dispositif de système de vide a été fourni. Le système de vide est conçu pour enlever 421 kg/h de vapeur d'hydrocarbure et des gaz inertes d'un poids moléculaire moyen de 191. Le système est conçu pour fonctionner à 450 KPa absolu aussi bien que pour le vide total.

Cette installation comporte les pompes de vide à anneau liquides, 100-P-403 A/B, le précondenseur de tête 100-E-401, le séparateur d'effluent (100-V-401), le condensateur à joint liquide (100-E-404) et le séparateur à joint liquide (100-V-402).

Le pré-condensateur de tête peut condenser l'hydrocarbure/eau et refroidir les gaz inertes avant qu'ils soient envoyés au séparateur d'effluents. Les d'effluents refroidis du condenseur entrent dans le séparateur d'effluent. Le séparateur d'effluent se compose de compartiments pour séparer le liquide et la vapeur, et le compartiment d'huile et d'eau. Des indicateurs de niveau ont été prévus pour les compartiments de l'eau et d'huile du séparateur. Un joint liquide est maintenu par l'eau d'écoulement au-dessus d'un déversoir, l'écoulement d'eau au séparateur d'effluent est commandé par un LRC sur le séparateur à joint liquide. Le niveau d'eau dans le séparateur d'effluent est maintenu par un LRC dans

le compartiment de l'eau à la sortie du déversoir de joint. Les produits hors spécification de vide du séparateur d'effluent peuvent être envoyés au circuit de slop.

Les vapeurs du séparateur d'effluent entrent dans les pompes à anneau de liquide (100-P-403A/B), qui créent le vide désiré. Un écoulement de recyclage de 20% approximativement est exigé pour la commande de pression de la colonne sous vide. Cette pompe comporte les pièces principales suivantes : un corps de pompe, un impulseur à roue d'aube, un corps central et une garniture mécanique.

La pompe à vide à Anneau Liquide crée et garde un vide de 0.5 kg/cm² absolue à la tête de la tour sous vide. Cette pompe se compose des parties principales suivantes : un carter, impulseurs à roue d'aubes, corps central et une garniture mécanique. Pendant le fonctionnement, la pompe est alimentée d'une façon continue de liquide de service (eau) en vue de dissiper la chaleur résultant de la compression du gaz et pour faire le plein de l'anneau liquide, parce qu'une partie du liquide quitte la pompe en même temps que le gaz. Ce liquide est séparé du gaz dans un séparateur de liquide en aval et réutilisé. Le fonctionnement de la pompe sous vide à anneau liquide est décrit ci-dessous :

Tel que indiqué dans les images suivantes, dans un carter cylindrique partiellement rempli avec le liquide d'isolement, un impulseur multiples (multi-aubes) sur un arbre est placé excentriquement. Une glace de distribution avec des ouvertures d'admission et de refoulement sur les côtés de l'impulseur. Un anneau liquide est engendré par la force centrifuge généré par l'impulseur en rotation. La force centrifuge tient l'anneau liquide contre la paroi interne de la chambre de pompage. Puisque l'impulseur est placé excentriquement à la chambre de pompage, la profondeur de l'entrée des aubes dans l'anneau liquide diminue et augmente pendant que l'impulseur tourne. Ceci crée le volume croissant de cellules de l'impulseur du bâbord d'admission, créant un vide. Sur le bâbord de décharge, le volume de cellules de l'impulseur diminue, lorsque les aubes pénètrent plus dans l'anneau liquide, augmentant les pressions, jusqu'à ce que la décharge ait lieu par le port de décharge. Un écoulement continu de liquide d'isolement frais est fourni à la pompe par l'intermédiaire de l'entrée de liquide d'isolement

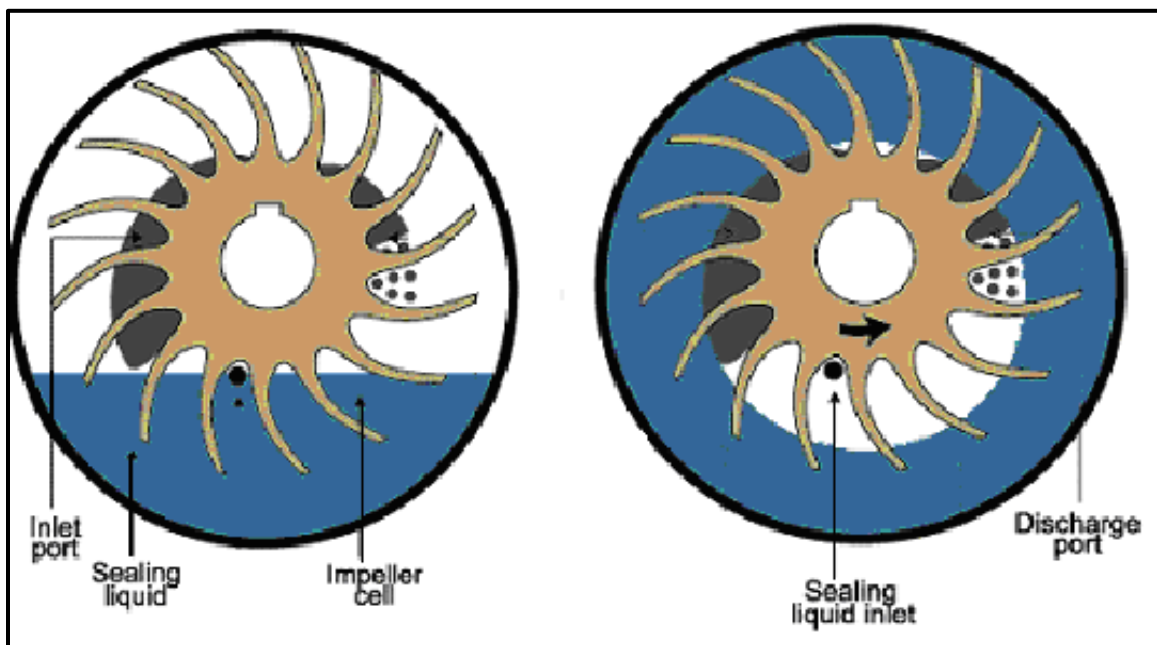


Figure 2- 12: schéma de la pompe sous vide à anneau liquide.

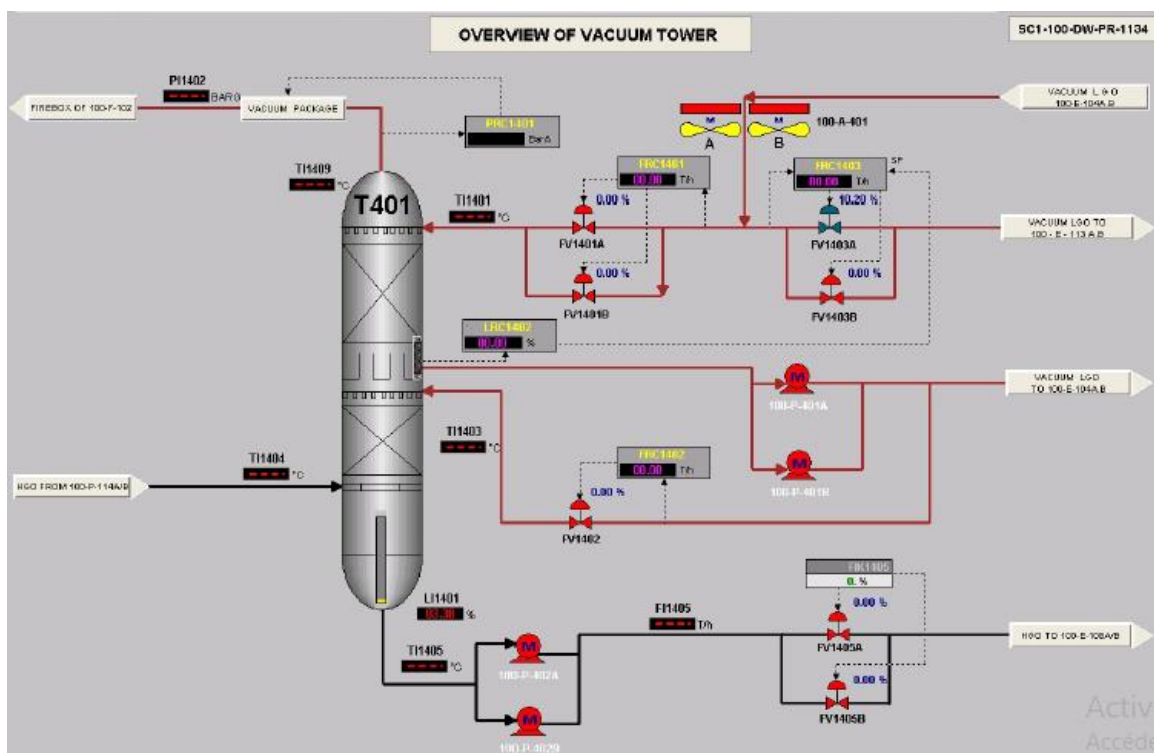


Figure 2- 13: schéma de la colonne de distillation sous vide.

1.8 Les sections d'injection des produits chimiques :

1.8.1 Section d'injection de l'amine de neutralisation :

L'amine de neutralisation est injectée dans la tuyauterie de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) pour:

- Neutraliser l'acide chlorhydrique résiduel. L'amine va réagir avec l'acide chlorhydrique pour produire du chlorure d'ammonium.
- Maintenir le PH de l'eau du ballon de reflux du préfractionneur (100-V-101) dans l'intervalle de 6 à 6.5, car l'efficacité de l'inhibiteur de corrosion est plus importante dans cette intervalle de PH. Le dosage est effectué dans la tuyauterie de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) à raison de 1~3% de la production du produit de tête. La dose réelle d'injection varie en fonction de l'acidité de la charge d'alimentation, et sera réglée suivant la valeur du PH de l'eau de séparation alors qu'elle a été analysée lors du drainage du V-102.

L'amine de neutralisation sera réceptionnée dans l'unité dans des cylindres ou au moyen de citernes (tankers). L'amine de neutralisation sera versée dans le ballon d'amine (bac de stockage) (100-V-109) ou s'écoulera vers ce dernier sous l'effet de la pesanteur. La solution d'amine est injectée dans la tuyauterie de vapeur de tête 100-T-101 avec un raccord d'accès en T installé sur le tuyau d'injection pour l'injection de produits chimiques à l'aide d'une pompe d'injection d'amine (100-P-119A/B) pour maintenir le pH de l'eau du ballon de reflux du préfractionneur (100-V-101) dans l'intervalle entre 6 à 6.5.

1.8.2 Section injection d'inhibiteur de corrosion :

L'inhibiteur de corrosion prévient du contact direct de la surface du métal avec les corps corrosifs présents dans le système en constituant une monocouche continuellement renouvelable sur la surface du métal. Le dosage est effectué dans la tuyauterie de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) à raison de 5 ppm de la production du produit de tête.

L'inhibiteur de corrosion doit former un film de type amine et est réceptionné dans l'unité dans des cylindres ou au moyen de citernes (tankers). L'inhibiteur de corrosion sera versé dans le ballon d'inhibiteur (fût) (100-V-110) manuellement ou s'écoulera dans le ballon d'inhibiteur (fût) sous l'effet de la pesanteur. L'inhibiteur de corrosion est injecté dans la

ligne de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) avec un raccord d'accès en T installé sur le tuyau d'injection pour l'injection de produits chimiques à l'aide d'une pompe d'injection d'inhibiteur (100-P-120A/B).

Le système de surveillance de la corrosion (SSC) est réalisé avec des sondes à résistance électrique et des témoins de corrosion qui seront disposés à l'entrée du 100-A-101A-H, sur la base desquels, le dosage de l'inhibiteur de corrosion sera réglé en conséquence.

1.8.3 Section injection d'eau :

L'eau est injectée dans la ligne de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T 101) pour dissoudre les sels d'amine. Le dosage est effectué dans la ligne de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) à raison de 1% à 3% de la production du produit de tête, selon la concentration des sels contenus dans la charge d'alimentation, et la teneur en sel dans les produits obtenus.

L'eau est injectée dans la ligne de vapeur de la colonne du préfractionneur (100-T-101) avec la pompe de l'eau de production (100-P-118A/B). L'eau recueillie dans la partie inférieure du 100-V-101 est évacuée.

CHAPITRE 3 :
DESCRIPTION GÉNÉRALE DE LA
CHARGE CONDENSAT

1 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 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 (Cl₂) et de l'azote (N₂), on retrouve aussi les métaux, Hg, Ni, V, As, Pb....etc.

2.1 Familles chimiques d'hydrocarbures

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

2.1.1 Hydrocarbures paraffiniques

Ce sont des hydrocarbures saturés ; la formule générale est $C_n H_{2n+2}$. 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.

2.1.2 Hydrocarbures cycliques saturés ou naphthènes

Ce sont des hydrocarbures saturés ; la formule générale est $C_n H_{2n}$. 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.

2.1.3 Hydrocarbures aromatiques

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

2.1.4 Hydrocarbures mixtes

Ce sont des hydrocarbures insaturés ; la formule générale est $C_n H_{2n-2}$. Les familles précédentes peuvent être qualifiées de la famille primaire, les réactions de substitutions

permettent leur union pour donner naissance à une molécule présentant hérité des caractères communs à ces dernières.

2.2 Composés hétéro-atomiques

2.2.1 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.

2.2.2 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.

2.2.3 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.

2.2.4 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.

3 Origine de condensat

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. La séparation du gaz est obtenue essentiellement par détente. Après le traitement, on distingue deux types de gaz qui impliquent deux traitements différents.

3.1 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/m³ permet annuellement l'extraction de près de 15 .106 tonnes de GPL.

3.2 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.

4 Usages du condensat

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.

4.1 Utilisation en raffinage

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

4.1.1 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.

4.1.2 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 1er cas : le mélange de condensât avec un brut lourd entraînera la formulation d'un brut léger.

Dans le 2ème 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.

4.2 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 1ere 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.

4.3 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.

5 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 3- 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
Dubai	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

6 Le condensat Algérien

6.1 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 = 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 :

Chapitre 3 : Description générale de la charge condensat

- 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 3- 2: les paramètres du condensat algérien.

Caractéristiques	Résultats
Densité à 20°C 0.7045	Densité à 20°C 0.7045
Densité à 15 °C 0.7041	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 37.8°C/100°F	0.6280 0.5350
Tension de vapeur Reid à 37.8 °C Kg/cm ² Psi	0.734 10.48
Teneur en eau en extraction, °/° vol	Nulle
Teneur en eau et sédiments, BSW, °/° vol	Nulle
Teneur en soufre, ppm	<20
Point d'éclair, vase fermé, °C	<0
Point d'écoulement,	<-75
Point de trouble,	-81.0
Indice d'acidité, mg KOH/g	0.0202
Point d'aniline,	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_N	10.86
°/° C_P	20.47
°/° C_A	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.

6.2 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.

6.3 Réseau de transport de RA2K et Capacité de stockage

6.3.1 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].

En résumé, le condensat coloré produit à partir de HEH et Alrar est acheminé vers le centre de collecte HEH, et de là vers le port de Bejaia, et le condensat clair produit à Hassi R'mel est acheminé vers le port d'Arzew.

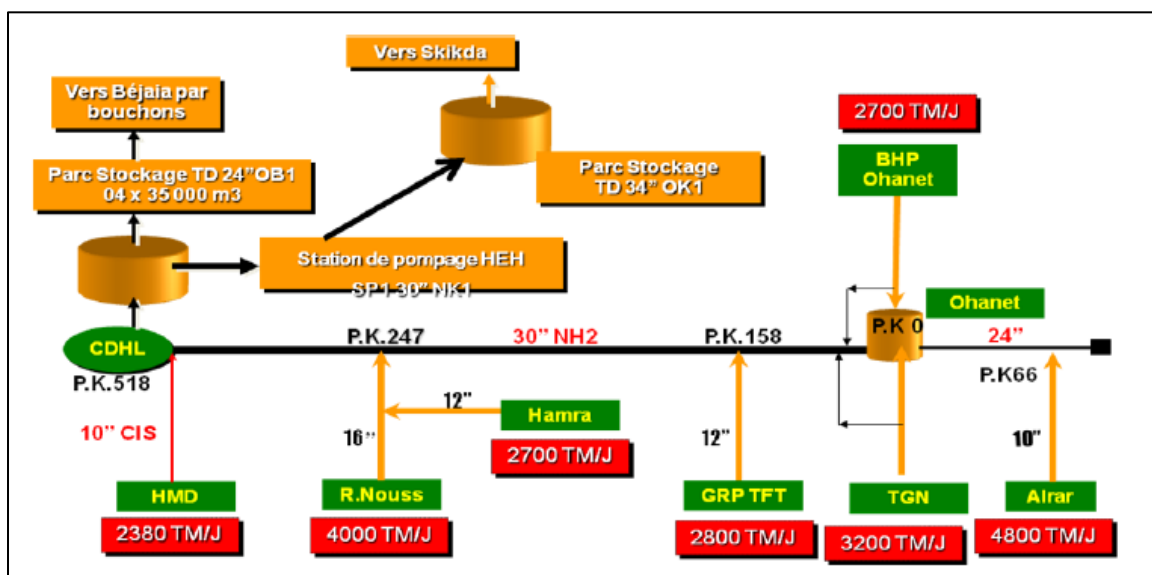


Figure 3- 1: schéma de principe de la chaîne condensât des différents champs de production.

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

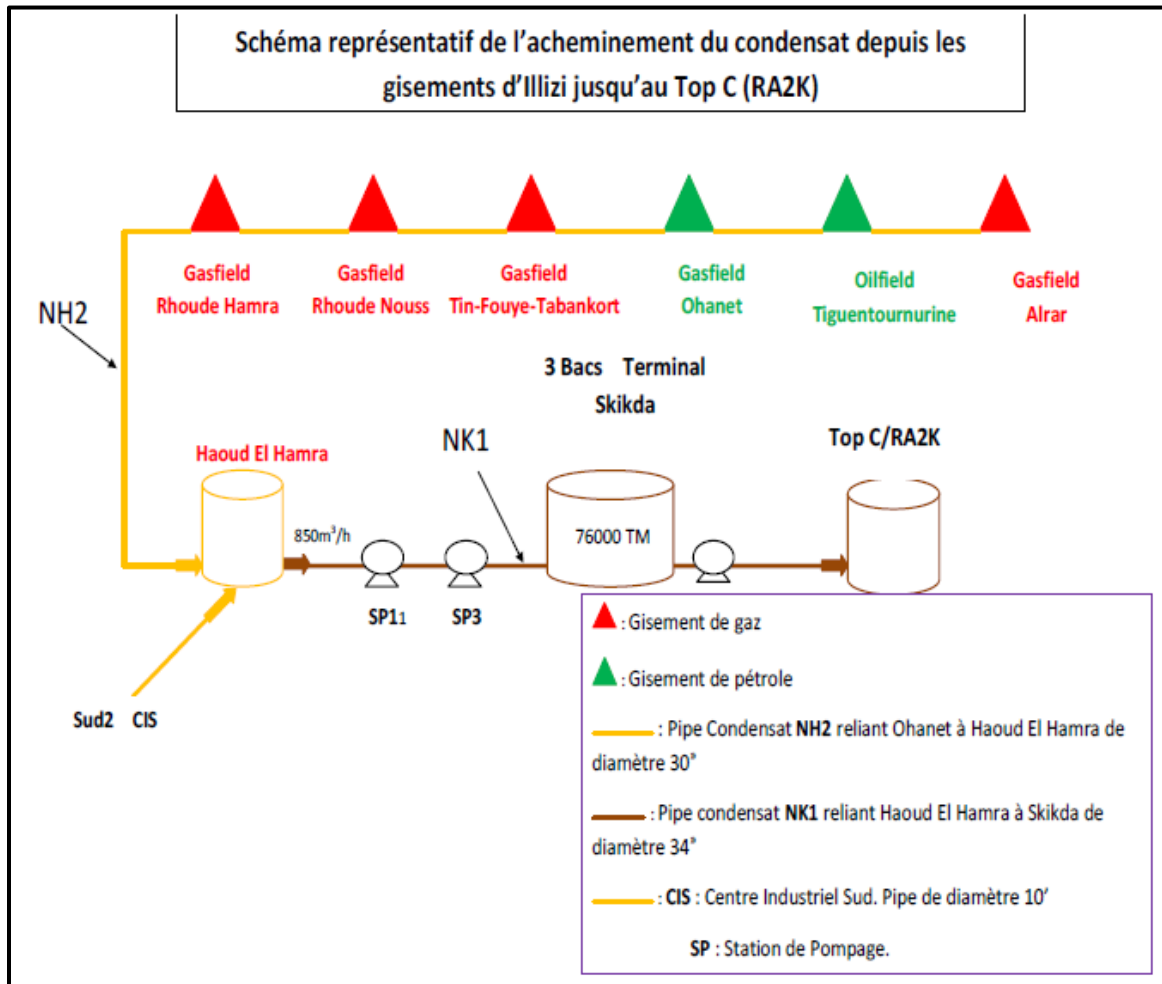


Figure 3- 2: schéma de transport du condensat jusqu'au RA2K.

6.4 Capacités de stockage

- Hassi R'mel SP4 : 200.000 m³ + 2 bacs de 41.000 m³ en construction.
- Haoud El Hamra : 105.000 m³.
- Terminal d'Arzew : 300.000 m³ + 2 bacs de 50.000 m³.
- Terminal de Bejaia : 200.000 m³.

7 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, naphta kérosène, gasoil de très bonnes qualités.

CHAPITRE 4:

GÉNÉRALITÉS SUR LA DISTILLATION

1 Introduction

La fonction essentielle d'une colonne de distillation est de séparer une alimentation complexe en produits de compositions différentes ou de purifier les produits intermédiaires ou finaux. La possibilité de distillation repose sur la différence de volatilité existant entre les différents composants chimiques. Si l'on considère un simple ballon contenant un mélange de deux constituants (*mélange binaire*) et que l'on chauffe le contenu de ce ballon, il s'établit un équilibre régi par la thermodynamique entre le liquide et la vapeur qui sont alors constitués de deux composants différents : la vapeur qui est plus riche en composant le plus volatil (*léger*) et le liquide qui est plus riche en composant le moins volatil (*lourd*). En première approximation, le composant le plus volatil est celui qui possède la masse molaire la plus faible. Notons que dans le cas d'un mélange multi-composants comme un mélange d'hydrocarbures, la prévision des volatilités relatives peut être plus délicate, mais peut être réalisée par la plupart des codes thermodynamiques actuels.

On constate que l'on réalise alors par cet équilibre une opération de séparation appelée *flash*, qui peut être vue comme l'opération qui se passe au niveau de chaque plateau d'une colonne de distillation. Lorsque la séparation par un simple flash est insuffisante, on procède donc à une séparation dans une colonne de distillation, qui permettra une meilleure séparation grâce à la succession des plateaux empilés.

2 Historique

Les premières unités de distillation apparurent il y a environ 150 ans. L'appareil de *Cellier-Blumenthal* comporte deux types de plateaux. La partie basse de la colonne renferme un empilement de disques en forme de calottes sphériques dont la concavité est tournée alternativement vers le haut et le bas; Les disques ayant la concavité vers le bas sont perforés de façon à accroître l'aire de contact des phases liquide et vapeur. La partie supérieure de la colonne est équipée de plateaux munis d'une calotte unique. Au début du vingtième siècle, si les plateaux à calotte unique sont encore le type le plus courant, on voit apparaître les plateaux à tunnels rectangulaires de *Savalle*, les plateaux à calottes multiples d'*Egrot* et les plateaux perforés de *Siemens*. La phase de développement des connaissances en distillation a commencé dans les années trente et s'approche maintenant de la maturité.

3 La distillation

3.1 Principe général de la distillation

La distillation consiste à séparer des liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. L'appareillage vraiment spécifique de la distillation est une colonne verticale appelée colonne à distiller. Celle-ci est garnie de plateaux et de garnitures diverses qui permettent un contact intime entre les phases de vapeur et de liquide qui y circulent. Dans cette colonne, il y a un équilibre thermodynamique entre les deux phases, en fonction de la température et des compositions respectives. On chauffe le mélange et suivant les températures d'ébullition des différents produits, le produit dont la température d'ébullition, la plus faible, est évacué en haut de la colonne, alors que les autres restent dans la partie basse du système. Le chauffage est appliqué en bas de la colonne : bouilleur.

3.2 Type de distillation

3.2.1 La distillation continue

En distillation continue, le système est en équilibre massique et thermique permanent. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne. Les composés les plus volatils se vaporisent à partir du liquide contenu dans la colonne et atteignent le plateau supérieur.

En montant, les vapeurs s'enrichissent en composés volatils. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger. La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne est important, meilleure est la séparation. Le but étant de trouver un compromis entre le rendement et le coût de l'opération. Il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités. Il faut noter qu'avec cette technique il est difficile de séparer des produits dont l'écart de températures d'ébullition est inférieur à 1 degré. En ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique.

3.2.2 La distillation discontinue

En distillation discontinue, le chauffage est appliqué dans un réservoir en fond de colonne (*bouilleur*), où le mélange est introduit. Les produits les plus légers sont recueillis en premier dans le condenseur qui se trouve en tête de colonne. Lors du passage des différents composés légers, la température en tête de colonne s'accroît.

En fin d'opération, il ne reste plus que le résidu lourd en bas de colonne. C'est pareil que pour la distillation continue, il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités.

De même, en ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique.

4 Description d'une colonne de distillation

L'ensemble de l'installation d'une colonne qui est représenté par la figure 4.1 se compose de :

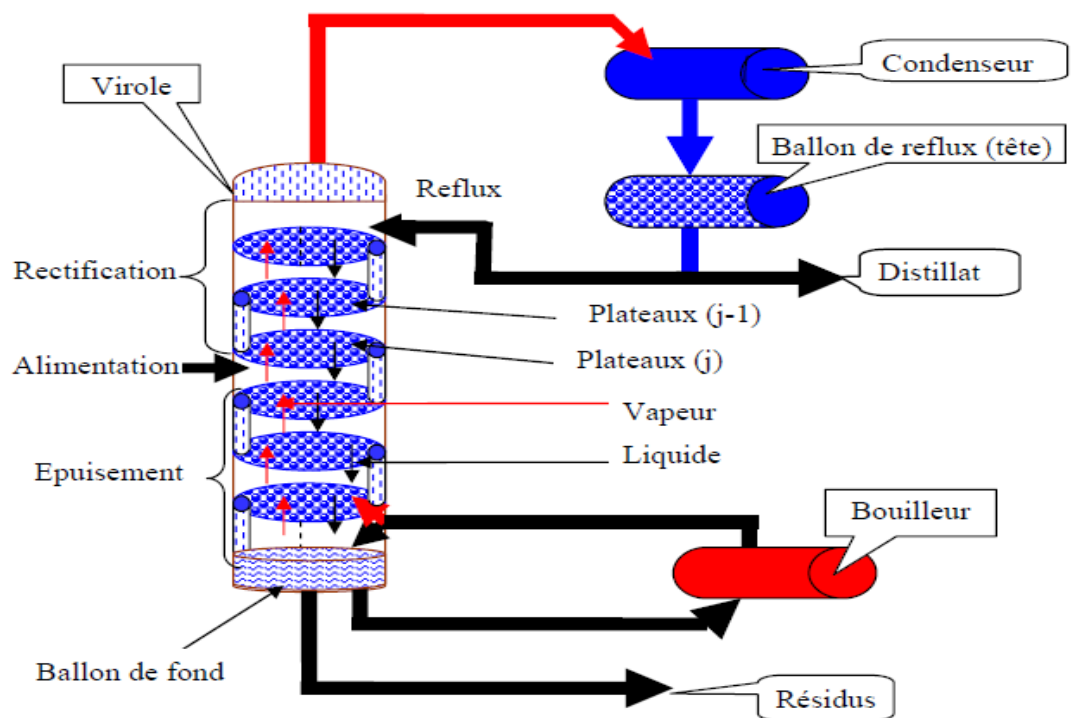


Figure 4- 1: Colonne de distillation.

4.1 La virole

La virole est l'enveloppe de la colonne. C'est un corps cylindrique en tôles d'acier soudées. Elle doit résister aux efforts de pression, de dilatation et éventuellement aux efforts du vent et aux séismes. Elle peut être constituée de sections de différents diamètres. Si le débit et les propriétés physiques du flux de vapeur varient fortement entre le pied et la tête de la colonne, il sera plus économique d'ajuster la colonne aux conditions opératoires et de prévoir une colonne à deux ou même trois diamètres. On distingue deux types de viroles : Les viroles monobloc et les viroles tronçon.

4.2 Les fonds

La colonne de distillation a deux fonds (*fond supérieur, fond inférieur*) qui ont diverses formes. Les fonds les plus utilisés sont les fonds elliptiques et les fonds hémisphériques. A égalité de résistances et de diamètres, les fonds sphériques sont moins épais que les fonds elliptiques. Les fonds elliptiques sont livrés emboutis jusqu'à 3m de diamètre. Les fonds sont soudés à la virole; toutefois dans certains cas particuliers et pour des diamètres ne dépassant pas 1.5m, le fond supérieur pourra être rapporté avec des brides boulonnées. Le métal des fonds est le même que celui de la virole.

4.3 Ballon de tête et Ballon de fond

On dispose en haut et en bas de deux ballons contenant des qualités du liquide nettement plus importantes que sur les plateaux :

- Grâce au ballon de tête, on peut augmenter le débit de reflux. Donc les débits internes de liquide augmentent.
- Par représentation du contenu du ballon de fond, on peut augmenter les débits internes de la vapeur.

Pour disposer à tout instant de ces retenues, on régule les niveaux du liquide dans les deux ballons.

4.4 Les contacteurs liquide vapeur

Les unités de distillation peuvent comporter divers appareils. L'appareil spécifique est constitué d'un contacteur liquide-vapeur dont la diffusion à contre-courant instaure les phases liquide et gazeuse et le phénomène qui régit la distillation.

Le transfert de matière et de chaleur s'établit au moyen du dispositif de contact qui engendre la surface d'échange entre les deux phases (*liquide-vapeur*). Le contact est effectué par une série d'éléments actifs qui sont les plateaux et les garnissages dans un but d'effectuer un transfert de masse entre ces deux phases. Cet élément reçoit en effet deux alimentations : un liquide descendant et une vapeur ascendante.

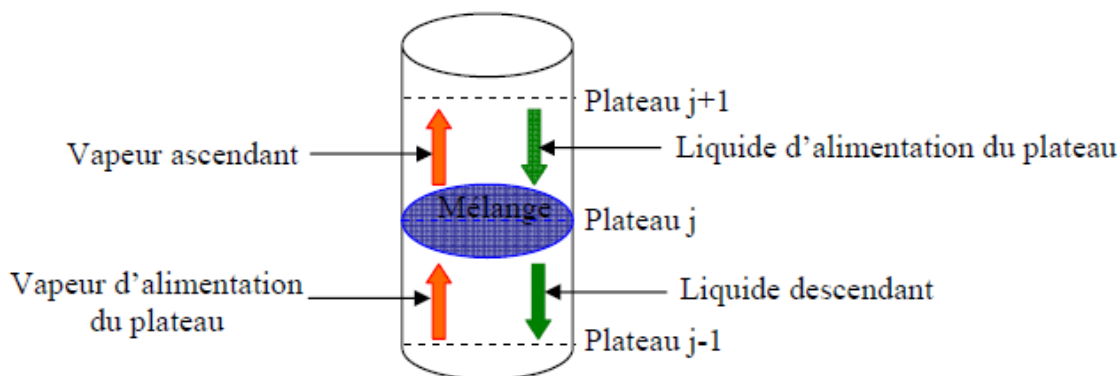


Figure 4- 2: Contact liquide vapeur.

4.5 Les plateaux

Le plateau est l'élément actif de la colonne, il a pour fonction la mise en contact de la phase liquide et de la phase gazeuse de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre.

Chaque plateau est alimenté à la fois par la phase vapeur sortant du plateau inférieur et par la phase liquide sortant du plateau supérieur.

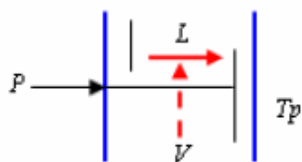
Le long de la colonne de distillation, les constituants d'un mélange initial vont se déplacer en masse d'une phase à une autre tel que le liquide descend de plateau en plateau et sous l'effet de chaleur, les produits les plus volatils se vaporisent. Pour se faire, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une de l'autre. Il existe donc deux types de dispositifs utilisés :

- Une dispersion du gaz dans une phase liquide continue qui correspond aux colonnes à plateaux.

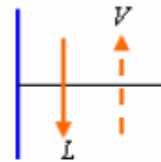
- Une dispersion du liquide dans une phase gazeuse continue qui correspond aux colonnes à garnissage.

A part ces quelques dispositifs particuliers, ils peuvent se ranger en deux grandes catégories :

- Les plateaux à courants croisés avec trop-plein.
- Les plateaux à contre-courant sans trop-plein.



(a) : Plateau à courants croisés.



(b) : Plateau à contre-courant.

Figure 4- 3: Type de plateaux d'après l'écoulement des phases.

Dans les plateaux à courants croisés, la phase gazeuse ascendante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Le liquide s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre par une conduite (*trop-plein*). Les plateaux à contre courant, ne comportent pas un barrage de sortie ni un trop-plein. Le liquide et la vapeur s'écoulent par les mêmes orifices.

4.6 Les garnissages

Le garnissage est déposé sur toute la section de la colonne soit en vrac soit donné en fraction. Il existe plusieurs garnissages qui diffèrent par la forme et les matériaux de construction. Les deux phases liquide et vapeur circulent en contre courant, le liquide ruisselle sur les éléments du garnissage formant un film qui est léché par la phase gazeuse. Le garnissage présente des pertes de charge moins élevées que les plateaux, par contre sa souplesse de fonctionnement est fiable. Ce type de garnissage convient dans les cas suivants :

- Produit très corrosif.
- Petites dimensions.

5 Les appareils d'échange thermique

La colonne de distillation comporte deux appareils d'échange thermique, le rebouilleur et le condenseur qui ont pour rôle d'engendrer les débits de liquide et de vapeur.

5.1 Le rebouilleur

Il est constitué d'un ballon dans lequel la charge à séparer est placée en début de la manipulation. Il y a différents types de rebouilleurs :

a) Rebouilleur type Kettle

Ce rebouilleur vaporise partiellement le liquide du fond de colonne et réalise la séparation des phases obtenues.

b) Rebouilleur à thermosiphon vertical

Dans ce type de rebouilleur, le liquide du fond de colonne circule naturellement vers le rebouilleur dans lequel il est partiellement vaporisé.

c) Rebouilleur oncethrough

Prélevé sur le dernier plateau, le liquide passe en une fois à travers le rebouilleur, les phases liquide et vapeur sont séparées au fond de la colonne.

d) Rebouilleur par four

Poussé par une pompe, le liquide de fond de colonne est partiellement vaporisé dans les tubes du four.

5.2 Le condenseur

Le condenseur est un appareil d'échange thermique où la condensation est un procédé de changement de phases, il permet d'obtenir le flux liquide.

Il a pour rôle de condenser totalement ou partiellement les vapeurs de tête de la colonne de manière à disposer du reflux qui permet d'initier le courant liquide sur les plateaux. Les condensations les plus souvent rencontrées sont :

5.2.1 Condensation totale

Le liquide provenant de la condensation des vapeurs de tête se partage entre le débit de reflux et celui du produit de tête (figure 4.4). Dans ce type de condensation, il n'y a pas de dégazage.

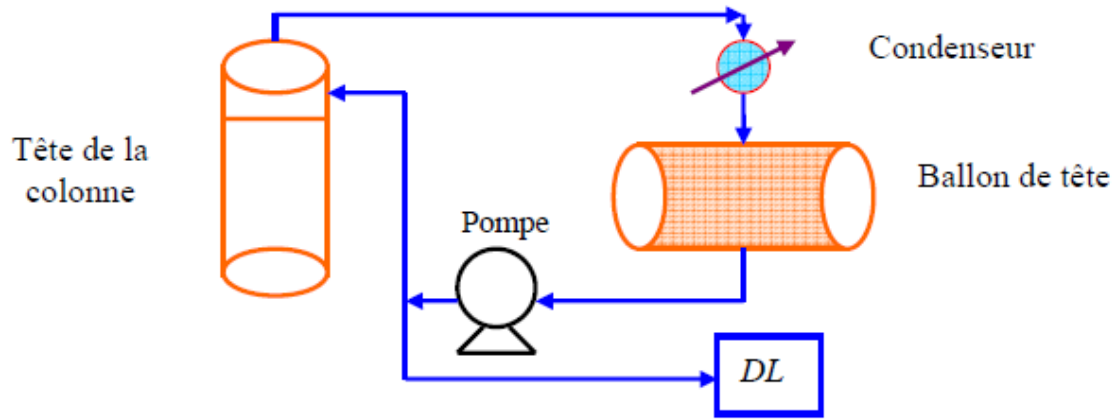
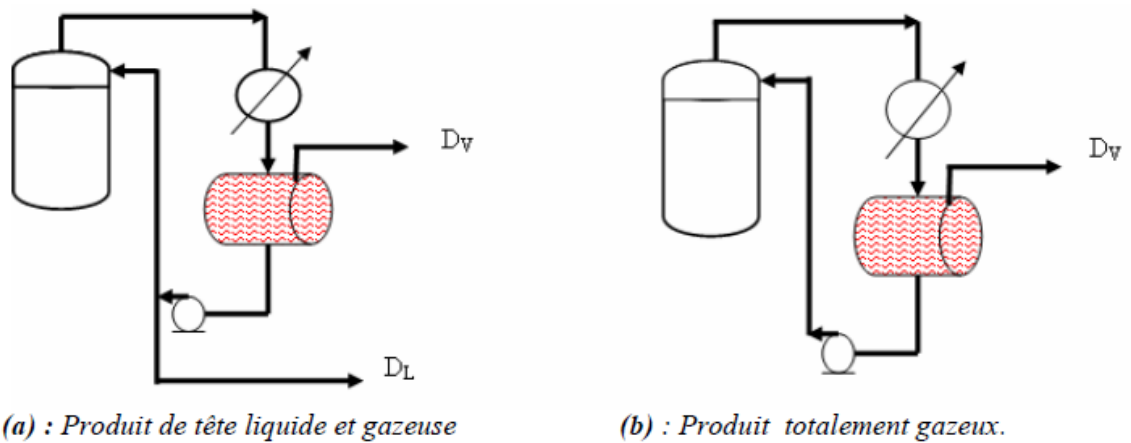


Figure 4- 4: Condensation totale

5.2.2 Condensation partielle

Dans la figure 4.5.a, une partie des vapeurs de tête non condensées, constitue le distillat gazeux. Les parties condensées se répartissent entre le reflux externe et le distillat liquide. Dans le cas d'une condensation partielle avec produit de tête totalement condensé qui est montrée par la figure 4.5.b, seule la fraction vapeur correspondant au reflux externe est condensée.



(a) : Produit de tête liquide et gazeuse

(b) : Produit totalement gazeux.

Figure 4- 5: Condensation partielle.

6 Les différents types de colonnes de distillation

Dans le secteur industriel de génie des procédés, il y a beaucoup de types de colonnes de distillation, chacune est conçue pour exécuter des types spécifiques de séparation et chaque conception diffère en termes de complexité et de fonctionnement. Selon le nombre, le type de plateaux utilisés et le mode de conduite de la colonne, on distingue les types suivants :

- Le séparateur *Flash*.
- La colonne de distillation continue.
- La colonne de distillation discontinue.

Ces trois classes de colonnes de distillation peuvent aussi contenir plusieurs configurations, selon le mélange à séparer, avec des spécifications techniques différentes concernant les conditions d'opération (*température, pression, ...*).

6.1 Le Séparateur Flash

Quand un mélange est placé dans une enceinte sous certaines conditions de température et de pression, deux phases différentes apparaissent : L'une liquide et l'autre vapeur, et un équilibre thermodynamique s'établit entre elles. Une analyse de composition des deux phases révèle que la vapeur contient préférentiellement les composés dont la masse molaire est petite. Cette opération de séparation, appelée **Flash**, peut s'effectuer de façon continue. C'est la méthode la plus simple de séparation par distillation de type colonne. Le séparateur *Flash* est composé d'un seul plateau. Il est alimenté par le mélange (F), et deux flux sortants, un flux de liquide (L) plus riche en composés lourds que le mélange d'alimentation et un flux de vapeur (V) plus riche en composés légers comme le montre la figure 4.6.

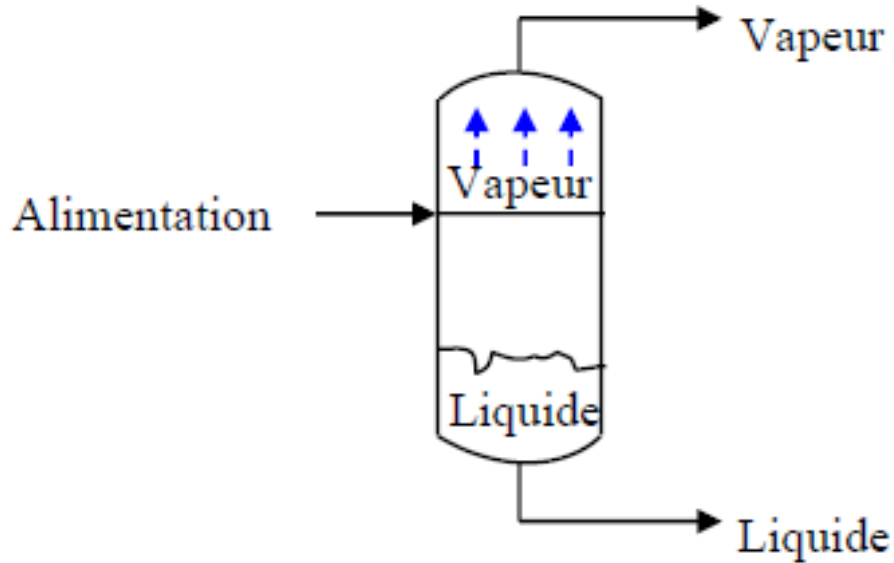


Figure 4- 6: Schéma simplifié d'un séparateur Flash.

Les séparateurs Flash sont caractérisés par la complexité de leurs modèles, due au fait qu'ils sont basés sur des principes physiques et chimiques incluant différentes branches de science, telles que : la thermodynamique, la physico-chimie, la mécanique de fluide, les réactions cinétiques, ... etc. Ceci génère des termes fortement non linéaires dans le modèle. En général, les séparateurs Flash sont étudiés en régime statique du processus. Cela représente une simplification pour le modèle, avec aussi des conditions supplémentaires sur les caractéristiques d'opération, comme le débit d'alimentation, le niveau du liquide (hL), la pression, ...etc.

Des modèles proposés dans la littérature, comme le modèle algèbro-différentiel ou le modèle en pseudo-bond qui montre l'efficacité de la méthodologie bond graph dans la modélisation et la simulation des systèmes thermodynamiques.

6.2 La colonne de distillation continue

La colonne de distillation continue est la plus employées dans le secteur industriel pour la séparation des mélanges liquides et gazeux à compositions chimiques différentes.

Le principe de fonctionnement de la colonne continue est le même celui décrit plus haut, avec un plateau spécial parce qu'il reçoit le mélange à séparer de façon continue de l'extérieur.

La position du plateau d'alimentation dépend du mélange. Les autres plateaux sont empilés à l'intérieur de la colonne. Chaque plateau est alimenté à la fois par le débit de la vapeur sortante du plateau inférieur et par le débit du liquide sortant du plateau supérieur. L'opération de Flash a eu lieu physiquement sur chaque plateau (liquide froid en contact avec la vapeur chaude). Un équilibre thermodynamique tend à s'établir sur chaque plateau, autour de la surface de contact entre les quantités de liquide et de vapeur qui y sont retenues. On distingue traditionnellement deux zones dans une colonne de distillation continue figure 4.7.

- La zone de rectification (*ou concentration*) : est l'ensemble de plateaux situés au-dessus du plateau d'alimentation ;
- La zone d'épuisement : est l'ensemble de plateaux situés au-dessous du plateau d'alimentation.

Moyennant un nombre suffisant de Flash successifs, on réussit à obtenir un distillat contenant essentiellement les composés légers et un résidu contenant essentiellement les composés lourds.

Les colonnes de distillation continues peuvent être classées selon :

6.3 La nature de l'alimentation : qu'elles traitent

6.3.1 Colonne binaire : l'alimentation contient seulement un mélange de deux composants

6.3.2 Colonne multicomposants : l'alimentation contient plus de deux composants,

6.3.1 La conception interne de la colonne

Colonne à plateaux : où des plateaux de conception diverses sont employés pour supporter le liquide afin de fournir le meilleur contact entre la vapeur et le liquide, d'où la meilleure séparation ;

Colonne à garnissage : où au lieu des plateaux : “*le garnissage*” est employé pour augmenter le contact entre la vapeur et le liquide.

Pour la modélisation de la colonne de distillation continue, la littérature est très riche par les travaux dans ce champ, selon la variété des colonnes rencontrées dans l’industrie. Son modèle varie du simple au complexe suivant le but de la modélisation, pour la conduite par la commande robuste, par la commande adaptative, par le pilotage numérique par *PC* ou par des modèles aux équations algébro-différentielles pour l’analyse structurelle, la surveillance et la simulation par l’approche bond graph.

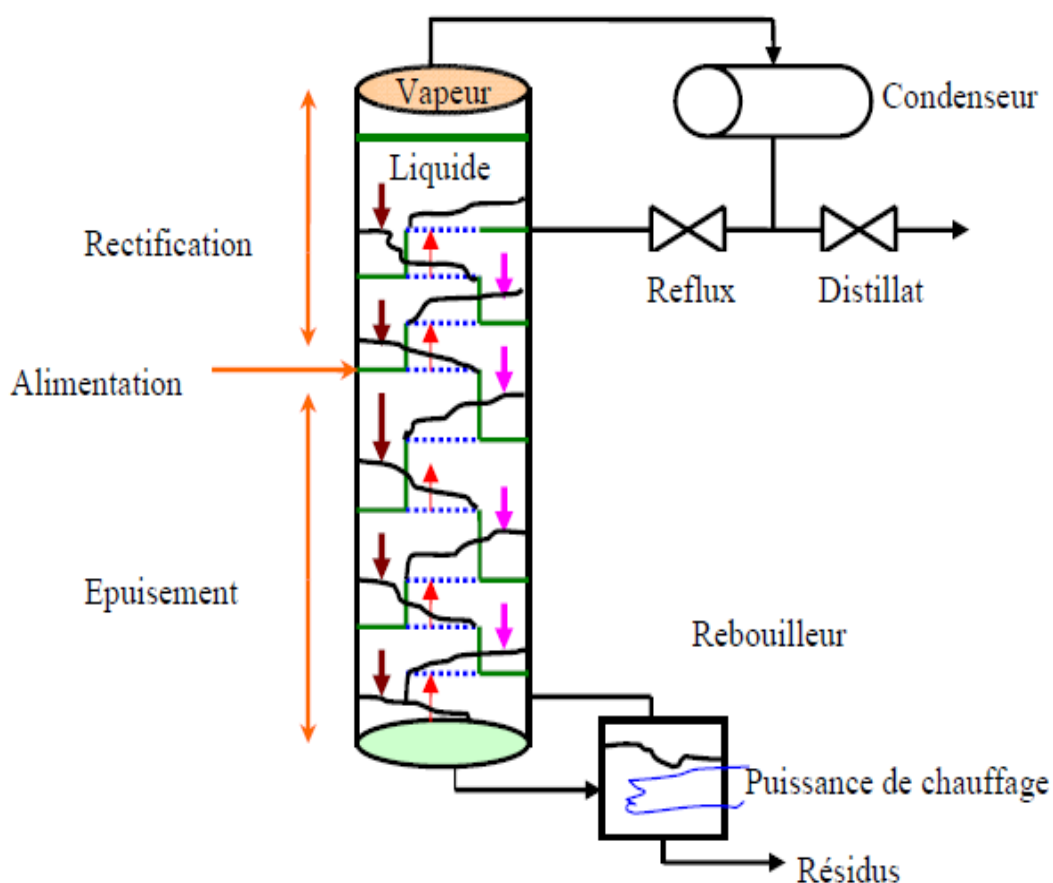


Figure 4- 7: Schéma d’une colonne de distillation continue.

La modélisation de ce type de processus complexe passe par des hypothèses simplificatrices pour la réduction de la complexité et la taille du modèle. Ces hypothèses sont en général les suivantes:

- L'équilibre liquide-vapeur est réalisé sur chaque plateau,
- L'influence de l'hydrodynamique est négligeable,
- Les rétentions vapeur sont négligées,
- Le condenseur est total,
- Les rétentions molaires liquides sont constantes sur chaque plateau,
- Les enthalpies sont constantes sur chaque plateau,
- Les pertes thermiques sont négligées,
- Les flux d'entrée et de sortie sont à l'état liquide saturé,
- Pas de réaction chimique dans le processus.

6.4 La colonne de distillation discontinue

La plupart des distillations sont conduites en continue, mais il y a beaucoup de cas où la distillation discontinue est préférée, particulièrement dans les industries agroalimentaires et pharmaceutiques. La distillation discontinue est utilisée quand des petites quantités de produit sont fabriquées en pilote pour fournir des petites fractions pour un échantillonnage ou des essais. Les produits fabriqués en petits volumes, tels que les produits pharmaceutiques et les produits chimiques de spécialité, sont souvent purifiés par distillation discontinue. Dans la distillation discontinue, l'unité est conçue pour que plusieurs produits de nature différente soient séparés en nettoyant l'unité après chaque opération. La distillation discontinue a connu beaucoup d'importance dans l'industrie pendant ces dernières décennies. Ceci est représenté dans la communauté universitaire par le nombre de travaux apparus sur l'optimisation des colonnes discontinues, mais peu d'attention dans la littérature concerne l'étude de son comportement dynamique.

Dans la distillation discontinue, un mélange liquide est chargé dans le rebouilleur (Fig. 4.8), où il est chauffé jusqu'à son point d'ébullition. Après le début d'ébullition, la vapeur est éliminée puis condensée pour obtenir le distillat. Les composés à plus bas point d'ébullition sont concentrés dans la vapeur, tandis que les composés les plus denses sont concentrés dans le liquide.

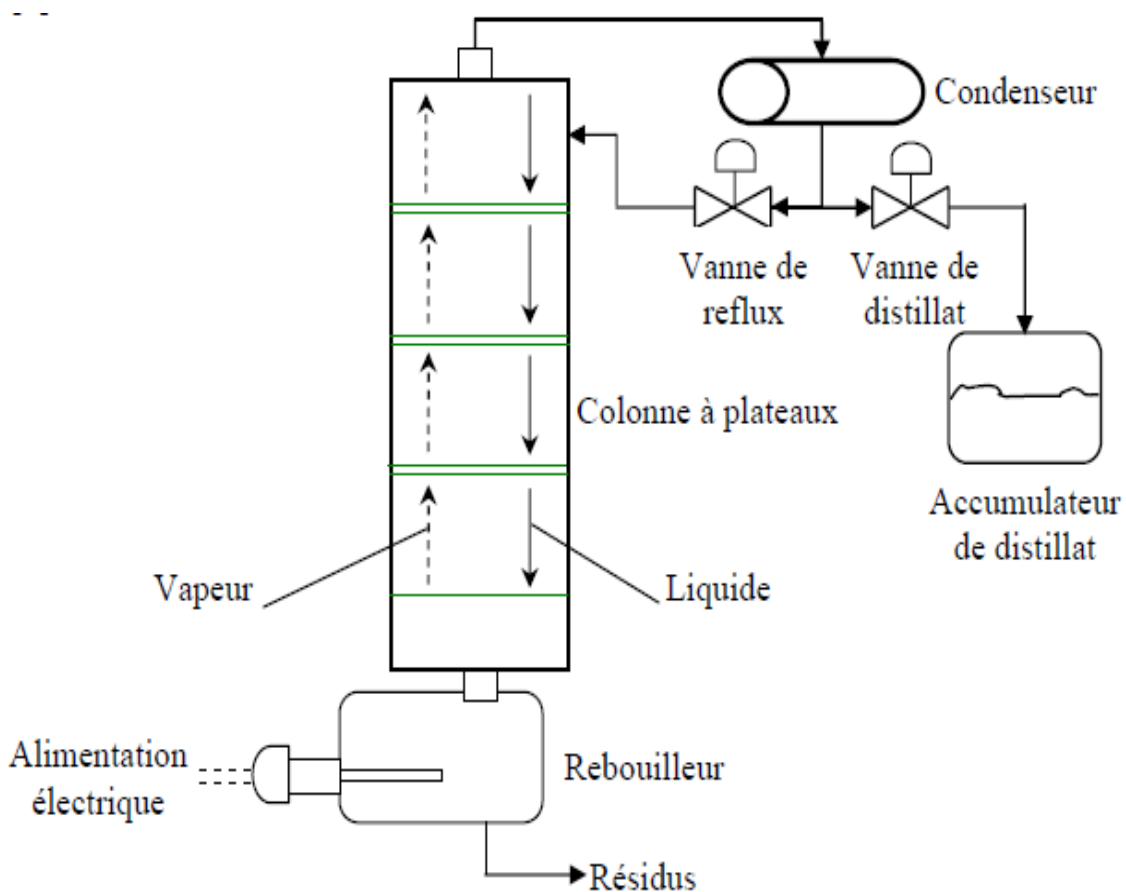


Figure 4- 8: Schéma d'une colonne de distillation discontinue.

La colonne de distillation discontinue peut fonctionner sous différents modes selon le besoin industriel. On peut saisir les modes suivants :

- Reflux ou proportion de reflux constant : dans ce cas la composition du distillat est variable suivant le mélange à séparer,
- Distillat à composition constante: le reflux ou la proportion du reflux est le sujet de la variation,
- Proportion de reflux optimal: dans ce cas, le profil d'entrée est déterminé par la résolution d'un problème d'optimisation, d'habitude en mode off-line,
- Distillation sans reflux: la colonne discontinue peut être conduite sans reflux.

Dans tous ces modes d'opération, il faut toujours assurer un débit d'ébullition (V) constant. La proportion de reflux est définie comme la proportion entre le flux de reflux (L) et le flux de distillat (D) (la proportion de reflux externe), ou bien comme la proportion entre le flux de reflux (L) et le flux de vapeur (V) (la proportion de reflux interne). Quand un taux de reflux variable est utilisé, il est généralement augmenté pendant l'ébullition de façon à obtenir une composition constante en produit de tête.

7 Caractéristiques d'une colonne de distillation

7.1 Puissance de la colonne

C'est le nombre théorique de plateaux de la colonne ou c'est la hauteur équivalente à un plateau théorique ($H.E.P.T$). Pour une colonne donnée, il varie largement en fonction des conditions d'utilisation. On détermine la H.E.P.T expérimentalement.

7.2 Débit

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant une unité de temps. Le débit sera fonction du diamètre de la colonne. On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne.

Un bouchon liquide se forme lorsque la vapeur empêche le liquide de refluer vers le rebouilleur. Les débits molaires de liquide et de vapeur sont identiques dans la colonne comme le montre la figure 4.9.

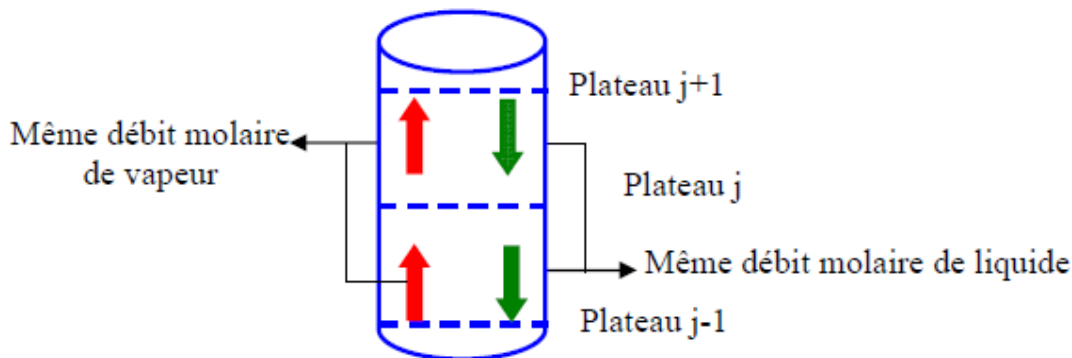


Figure 4- 9: Débit molaire dans la colonne.

7.3 Retenue de la colonne (Volume de rétention)

La retenue de la colonne est la quantité de liquide présente dans la colonne à chaque instant.

On distingue généralement :

- **La retenue statique** : c'est la quantité de liquide dans l'appareillage à l'arrêt.
- **La retenue dynamique** : c'est la quantité de liquide dans l'appareillage en cours de fonctionnement.

7.4 Efficacité

C'est le rapport du nombre théorique de plateaux par rapport au nombre réel de plateaux.

L'efficacité dépend du reflux et de la verticalité de la colonne.

7.5 Finesse

La finesse permet de comparer des colonnes ayant la même efficacité et le même pouvoir séparateur pour un mélange.

La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

7.6 Pertes de charge

C'est la force que doit vaincre la vapeur pour monter dans la colonne. Pour des obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant, le liquide reflux et les changements de direction sont liés à la conception de la colonne.

Avantages d'une colonne à plateaux

- S'il y a présence de solides (particules, impuretés,...) dans le liquide ou dans le gaz à traiter, les colonnes à plateaux sont recommandées pour permettre la facilité du nettoyage.
- Prix moins élevé par unité de volume, surtout dans le cas où l'on traite des mélanges corrosifs.
- Faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on distille sous vide des constituants peu stables thermiquement.
- Dans les appareils à plateaux, on peut facilement introduire un serpentin de refroidissement.

Inconvénient

Rétention forte (*le liquide reste souvent en fin d'opération sur les plateaux*). La rétention est le volume de liquide et de vapeur condensée retenu dans la colonne et le condenseur. Ce volume doit être le plus faible possible.

8 Conclusion

On désigne sous le nom générique de distillation, les opérations fondamentales de transfert de matières et d'énergie permettant de séparer plusieurs composés possédant une différence de volatilité suffisante.

Cette séparation se réalise par une succession de vaporisations et de condensations. Elle est basée sur le fait qu'une vapeur produite par un liquide est en équilibre avec le liquide qui l'a générée. Elle est généralement enrichie en constituant le plus volatil. L'intérêt du passage par la phase vapeur est donc mis à profit, dans la distillation, pour séparer au moins deux composés en phase liquide.

La séparation est effectuée dans une colonne assurant le meilleur contact possible entre la vapeur ascendante et le liquide descendant.

CHAPITRE 5 :

PRÉSENTATION DU SIMULATEUR HYSYS

1 Introduction :

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques. On présente une liste non-exhaustive des logiciels les plus utilisés au niveau mondial tel que :

(Aspen), (Chemcad), (DesignII), (Hysys), (Ideas), (Indiss), (Prosim), (ProII), (Sim42).

Le logiciel dont nous disposons est le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe Aspentech. Il existe deux versions du logiciel : HYSYS.Process (simulation à l'état stationnaire) et HYSYS.Plant (simulation dynamique).

2 Définition du logiciel aspen HYSYS:

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de simulation en régime permanent, la conception performance, le suivi, l'optimisation et la planification des activités pour les produits chimique, les produits chimiques de spécialité, la pétrochimie et les industries et la métallurgie.

3 Présentation du logiciel aspen HYSYS :

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé

(PDF – Process Flow Diagrams).

4 Utilisation de la simulation :

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- Dans la conception (engineering) :
 - La résolution des bilans de matières et d'énergie.
 - Le dimensionnement des équipements.
 - L'évaluation économique du procédé.
 - L'optimisation du procédé.

- Dans le suivi des procédés :
 - Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
 - Détermination de la performance des équipements.

5 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :

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.

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

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour *Process Flow Diagram*).

- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

6 Les modèles thermodynamique de HYSYS :

6.1 Les équations d'état :

- Les modèles basés sur les équations d'état (RK, SRK, PR...etc.); sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux.

Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires.

6.1.1 Equation de REDLICH-KWONG (RK):

Considérer comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire d'état de la phase vapeur.

$$P = \frac{RT}{V-B} - \frac{a/\sqrt{T}}{V(V+b)}$$

6.1.2 Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):

Cette équation modifiée celle de REDLICH-KWONG, par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de **SOAVE** est de la même forme générale que l'équation précédente :

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

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction (T):

$$a(T) = a_c a(T_R)$$

Avec :

$$a(T_R) = [1 + m (1 - \sqrt{T_R})^2]$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω :

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$$

6.1.3 Equation de PENG-ROBINSON :

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

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

Les termes (T) et b sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} a(T_R)$$

Le terme (TR) présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE, , mais la fonction reliant le paramètre mm au facteur acentrique ω est différente:

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

7 Choix des composés (Components) :

Il y a beaucoup de composés dans la bibliothèque et ils sont classés en groupes. Lorsqu'il est possible, les composés peuvent être trouvés en utilisant des filtres et ajoutés à la liste des composés du procédé à simuler.

Des difficultés peuvent se produire lorsque :

- a. le fluide ne peut pas être séparé en composés individuels, comme dans le cas du pétrole.
- b. le composé n'est pas dans la bibliothèque du logiciel.

Dans ces cas, les difficultés peuvent souvent être surmontées en définissant un composé hypothétique, avec une quantité minimale de propriétés de base spécifiées par l'utilisateur. L'ensemble complet des propriétés pour le composé sera alors estimé par le logiciel. Dans ces cas, l'utilisateur doit être vigilant pour s'assurer que les composés se comportent correctement dans la simulation.

8 Concepts et caractéristiques du simulateur aspen HYSYS :

8.1 Concepts de base du simulateur HYSYS :

On définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS :

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « *ProcessFlow Diagram* » (PFD), un « *Workbook* ».
- « Fluid Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte, les propriétés chimiques et physiques contenues

dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

- « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « Desktop »: c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Property view » : il contient l'information décrivant un objet (Opération ou courant)
- « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle.

9 Environnement de simulation :

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur :

- **Environnement « Basis Manager »**: cet environnement permet de créer et modifier le «Fluid Package ».
- **Environnement « Oil Characterization »**: il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.

- **Environnement « Main Flowsheet »** : il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et «Sub-Flowsheets » qui constituent le procédé simulé.
- **Environnement « Sub-Flowsheet »** : il permet de définir la topologie d'un sous ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulière et des autres Sub-Flowsheets).
- **Environnement « Column »** : c'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres «Flowsheet», «Fluid Package», «PFD» et «Workbook».

10 Caractéristiques principales de HYSYS:

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plateforme de simulation et de développement très puissant.

- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique.
- Programmation de HYSYS : HYSYS contient un Internal *Macro* Engine qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

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

- Gestion des événements (*Event Driven*): HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).
- Gestion intelligente de l'information (*Built-in Intelligence*): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée

depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les *Flowsheets*.

•Algorithme de résolution non séquentielle : on peut construire des *Flowsheets* dans n'importe quel ordre.

11 Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :

Pour réaliser une simulation en HYSYS, les pas suivants sont nécessaires :

1. Choix des composés ;
2. Sélection d'un modèle thermodynamique ;
3. Construction du PFD ;
4. Spécification des courants et des unités ;
5. Exécution du programme de simulation ;
6. Interprétation des résultats.

12 Les équipements utilisés :

12.1 La vanne :

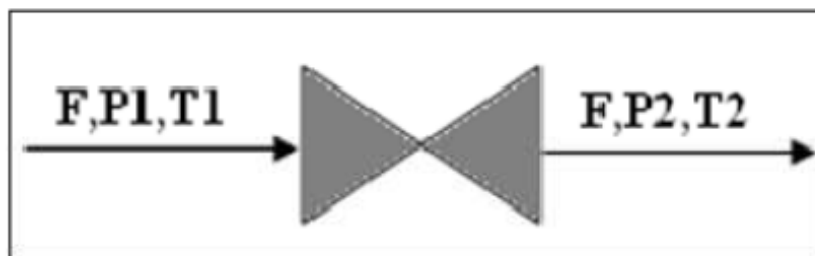
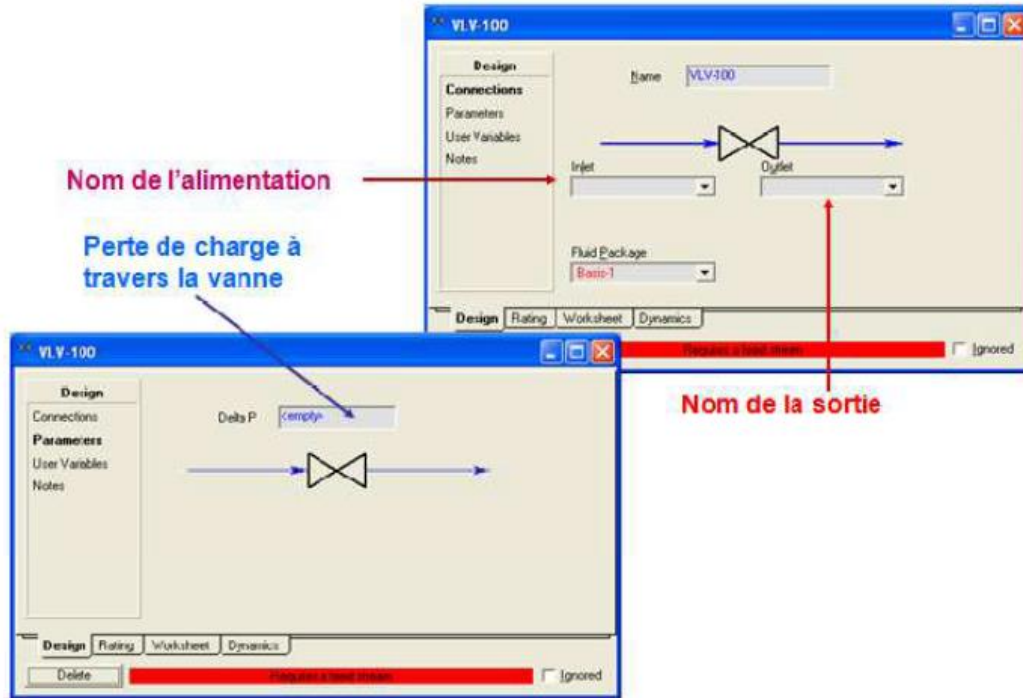


Figure 5- 1: représentation d'une vanne.

12.1.1 Installation d'une vanne :



Activ

12.2 La colonne de distillation

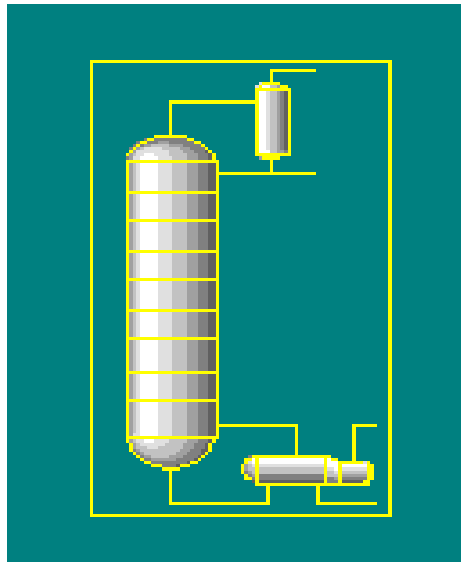
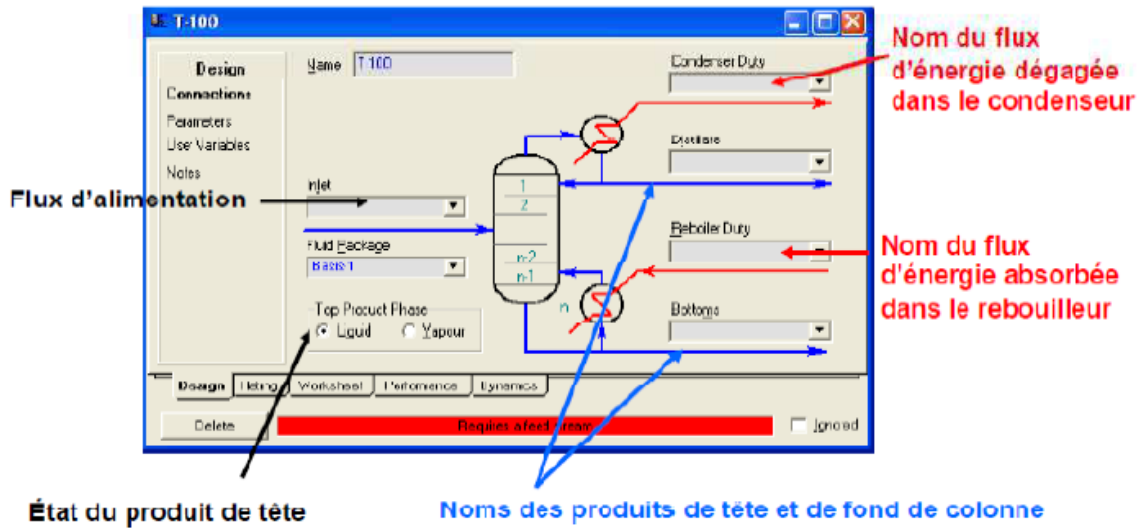


Figure 5- 2 : Représentation d'une colonne de distillation.

12.2.1 Installation de la colonne de distillation :



12.3 Echangeur de chaleur tube/calandre :

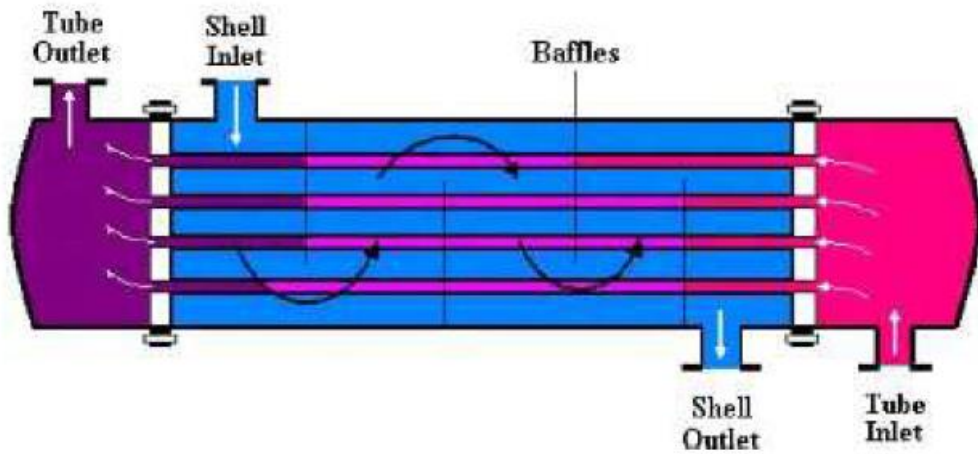
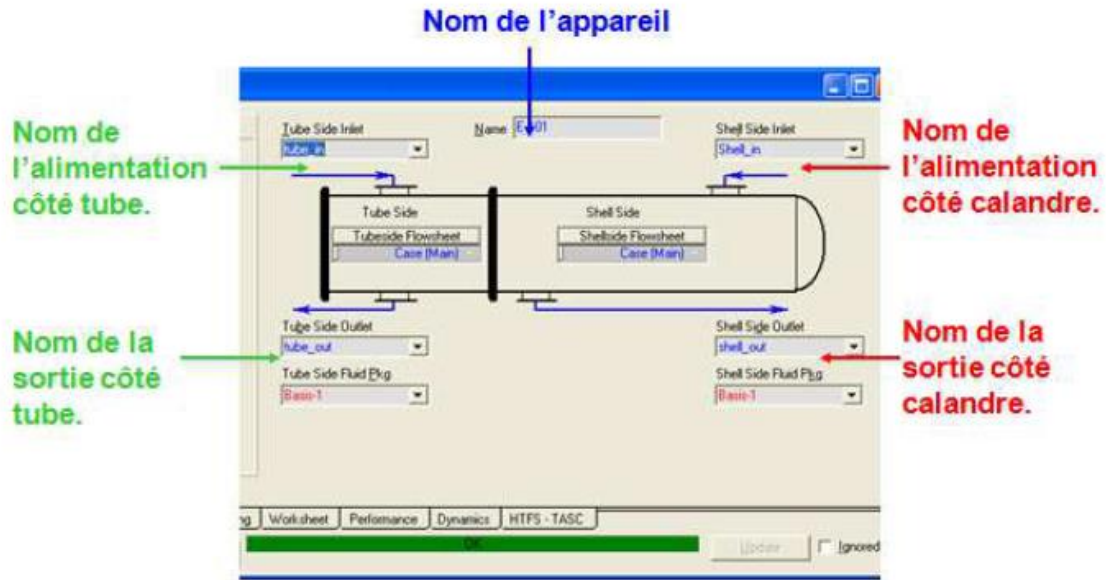


Figure 5- 3:représentation d'un échangeur tube/calandre.

12.3.1 Installation de l'échangeur de chaleur tube/calandre:



Act

13 Conclusion :

Ce chapitre présente un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'ingénierie ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS® procède. Ce qui nous facilite la tâche dans le chapitre 4 suivant pour entamer la simulation du procédé de liquéfaction des gaz de, ainsi que son calcul.

CHAPITRE 6 :
SIMULATION ET DISCUSSION
DES RÉSULTATS

1 Introduction

Dans ce chapitre, nous nous concentrons sur la réalisation d'une étude afin d'augmenter la production de kérosène. L'étude consiste à déterminer les nouveaux paramètres de fonctionnements de la colonne atmosphérique T103. On utilise le simulateur HYSYS pour réaliser le diagramme de l'unité 100 ou bien une partie de l'unité 100 en particulier la colonne de préfractionnement T101 et la colonne atmosphérique T103 et qui nous aide à adapté les paramètres de marche afin d'atteindre notre objectif.

Notre travail comprendra trois parties :

- 1- Problématiques et méthodologie de travail.
- 2- Simulation et validation par simulateur HYSYS du cas design.
- 3- Simulation et optimisation par simulateur HYSYS du cas réel.

2 Partie 1 : Problématique et méthodologie de travail

La raffinerie de topping de condensat RA2K de SKIKDA a été construite pour fonctionner selon trois cas :

- Cas A : Maximum naphta, Maximum gasoil léger.
- Cas B : Maximum kérosène.
- Cas C : Maximum naphta, Minimum gasoil léger.

Elle a été construite et calculée pour traiter une charge de condensat de cinq différentes provenances :

- Rhoudre Nous.
- Alrar.
- Bejaia.
- OB #1.
- New OB #1

Donc les paramètres de marches idéales ont été définis par le constructeur pour un condensat choisit, et que tous les condensats n'ont pas les mêmes caractéristiques ces paramètres de marches va changer selon la charge utilisée.

Ce travail va étudier les possibilités de trouver des paramètres de marches qui peut être considéré comme idéales (optimal) pour maximiser la production de kérosène utilisant notre charge.

Méthodologies de travail

Pour cette étude, nous avons réalisé auparavant une étude de simulation par ASPEN HYSYS V11 pour vérifier le cas design.

Lorsque cette dernière est validée, nous réalisons la simulation en utilisant les données actuelles.

En fin, nous passons à l'étude d'optimisation de ce cas pour trouver les conditions optimales afin d'augmenter la production du kérosène selon les spécifications exigées.

3 Partie 02: Simulation et validation par simulateur HYSYS du cas design

3.1 Préparation de condensat :

Les données de la TBP du condensat de design utilisé pour la simulation sont dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 1:distillation TBP de condensat de design.

Point TBP °C	Liquide distillé %	Densité (20°C) Kg/m ³
IBP - 15	2.73	
15 - 65	29.84	642.0
65 - 70	2.70	668.9
70 - 75	2.71	687.3
75 - 80	2.74	697.0
80 - 85	3.00	702.2
85 - 90	3.30	706.4
90 - 95	3.18	710.7
95 - 100	2.77	714.9
100 - 105	2.38	719.2

Chapitre 6 : Simulation et discussion des résultats

105 - 110	2.19	723.6
110 - 115	2.12	728.1
115 - 120	2.13	732.6
120 - 125	2.25	737.1
125 - 130	2.28	741.0
130 - 135	2.11	744.6
135 - 140	1.85	748.5
140 - 145	1.67	751.2
145 - 150	1.61	752.5
150 - 155	1.60	753.7
155 - 160	1.63	756.7
160 - 165	1.67	762.9
165 - 170	1.48	765.5
170 - 175	1.48	766.2
175 - 180	1.12	766.7
180 - 185	0.94	768.8
185 - 190	0.93	771.1
190 - 195	1.11	775.6
195 - 200	1.12	780.3
200 - 205	0.99	782.0
205 - 210	0.93	783.3
210 - 215	0.86	784.8
215 - 220	0.80	787.4
220 - 225	0.74	789.8
225 - 230	0.71	791.1
230 - 235	0.68	792.2
235 - 240	0.62	795.2
240 - 245	0.58	799.4
245 - 250	0.57	802.2
250 - 255	0.56	805.1
255 - 260	0.54	806.7
260 - 265	0.45	810.1
265 - 270	0.37	810.4
270 - 275	0.34	811.7

275 - 280	0.33	814.6
280 - 285	0.32	818.4
285 - 290	0.30	822.5
290 - 295	0.28	826.8
295 - 300	0.27	830.9
300 - FBP	2.13	838.2

Les caractéristiques du condensat utilisé comme entrée dans "petroleum essay" de HYSYS sont dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 2: Caractéristiques globales du condensat de design.

Caractéristiques		Résultats
API°		67,88
Densité à 15°C	g/cm ³	0,7095
Densité à 20°C	g/cm ³	0,7051
Viscosité à 20°C	mm ² /s	0,59
Viscosité à 40°C	mm ² /s	<0.50
Facteur de caractérisation Kuop		12,2

Tableau 6- 3: Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge réelle.

Constituants	% Wt	%Vol
C2	0.002	0.003
C3	0.020	0.030
i-C4	0.330	0.390
n-C4	1.910	2.260
i-C5	0.390	0.370
n-C5	0.020	0.020
Totale	2.672	3.073

Chapitre 6 : Simulation et discussion des résultats

Input Summary		Pure Component	Distillation Data										Option
	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8	Cut 9	Cut 10		
Initial Temperature: (C)	IBP	IBP	15.0000	65.0000	70.0000	75.0000	80.0000	85.0000	90.0000	95.0000	100.0000		
Final Temperature: (C)	FBP	15.0000	65.0000	70.0000	75.0000	80.0000	85.0000	90.0000	95.0000	100.0000	105.0000		
CutYieldByWt (%)		2.73	29.84	2.70	2.71	2.74	3.00	3.30	3.18	2.77	2.38		
StdLiquidDensity (kg/m3)	708.9899		642.0000	668.9000	687.3000	697.0000	702.2000	706.4000	710.7000	714.9000	719.2000		
SulfurByWt (%)													
KinematicViscosity (cSt)...	0.590												
ParaffinsByVol (%)													
NaphthenesByVol (%)													
OlefinsByVol (%)													
AromByVol (%)													
PourPoint (C)													

Figure 6- 1: installation du condensat dans le simulateur HYSYS.

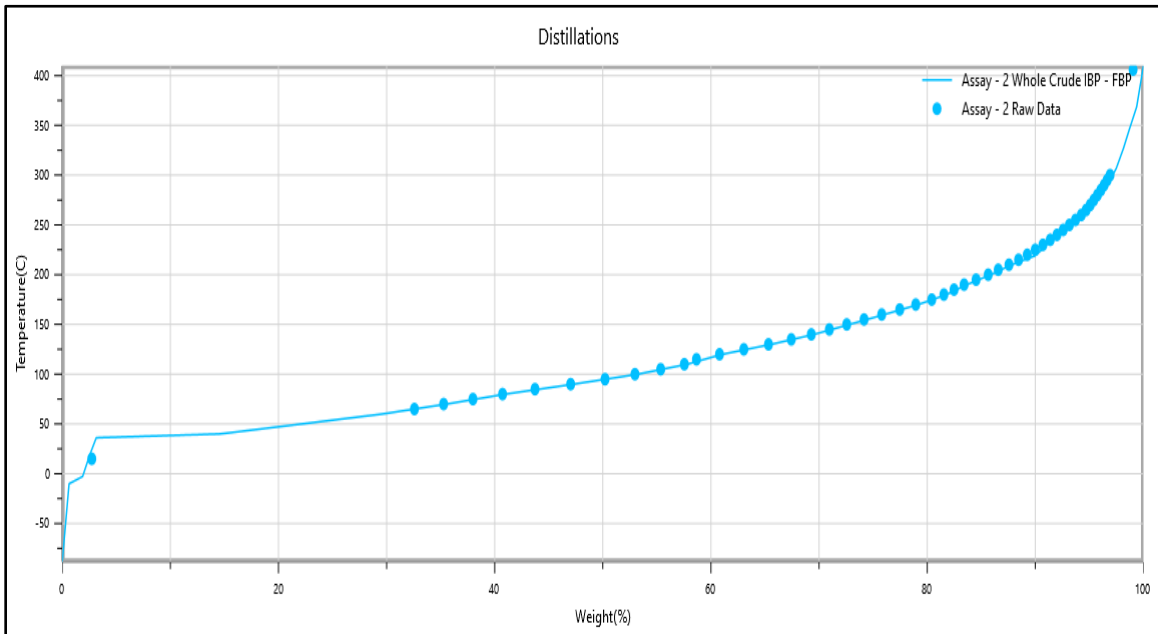


Figure 6- 2: courbe de distillation TBP de condensat de design.

3.2 Installation de la colonne T101 et le strippeur de naphta T102 :

L'installation de la colonne de préfractionnement T101 et le strippeur de naphta T102 utilisant simulateur HYSYS, les données sont dans les tableaux ci-dessous :

Tableau 6- 4: propriétés des produits de la colonne de préfractionnement T101.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Entrée					
	Design	Simulé	Design	Simulé	/
Charge	631.3	631.3	136	136.3	436.3
Reflux	279.4	279.7	72	75	1011
Sortie					
Tête	410.7	/	87	88	421.3
Distillat	131.3	131.3	72	/	1501
Naphta produit	200	200.5	124	/	1061
Naphta soutirée	234.4	/	119	116	421.3
Fond	300	300.5	191	191.8	1481

Tableau 6- 5: Paramètres de la colonne strippeur de Naphta (T102).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	234.4	228.5	119	118	426.3
Vapeur sortante	34.4	33.4	119	118	426.3

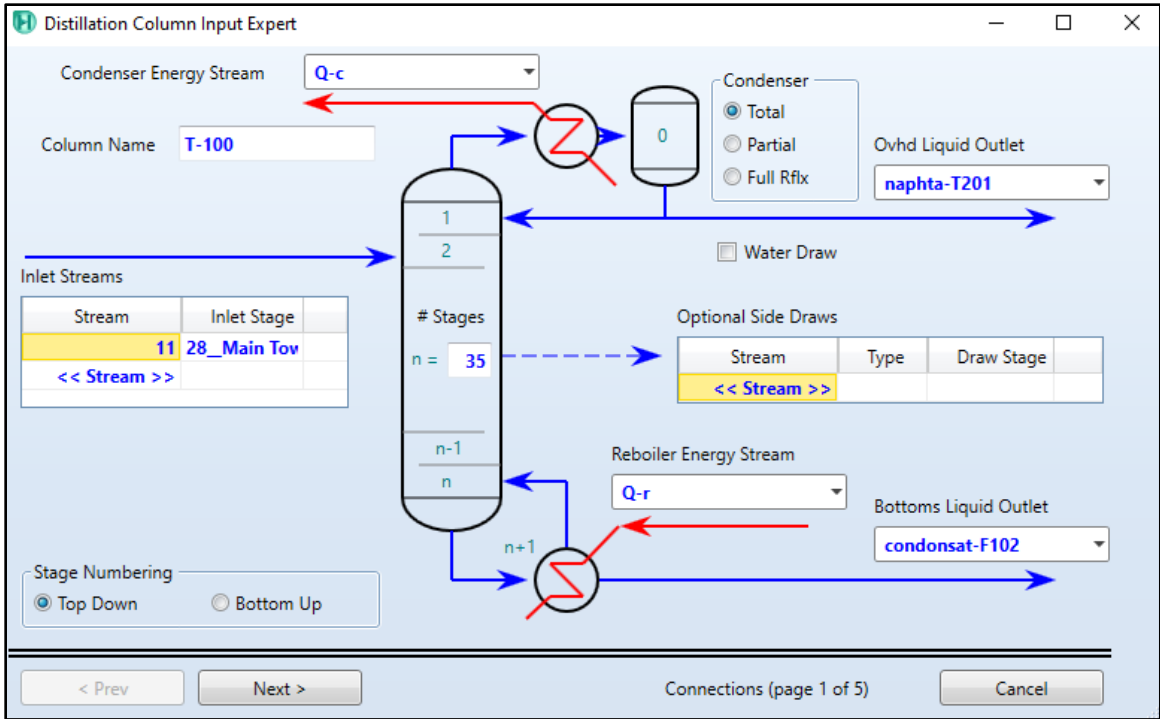


Figure 6- 3: installation de la colonne de préfractionnement T101 dans le simulateur HYSYS.

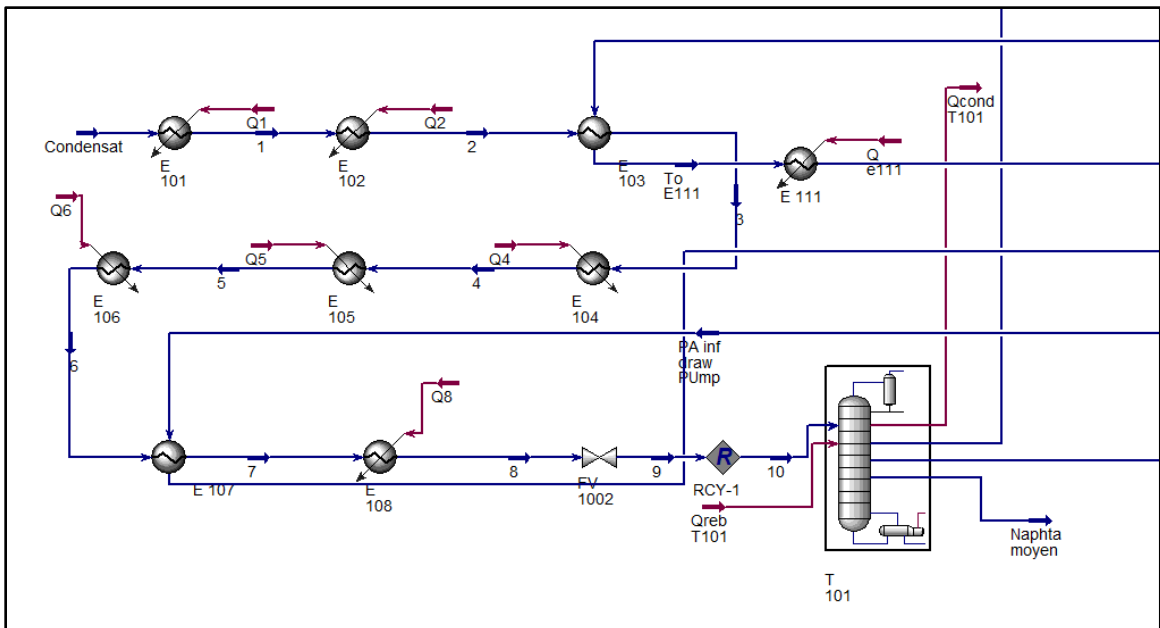


Figure 6- 4: Diagramme de simulation de la colonne de préfractionnement T101.

3.3 Installation de la colonne T103

Installation de la colonne atmosphérique T103 et le strippeur de kérosène T104 et de LGO T105 et les pump around PA110, PA111 et PA112, les données sont dans les tableaux ci-dessous :

Tableau 6- 6: Paramètres de la colonne atmosphérique T103.

	débit (T/h)		Température (°C)		Pression (KPa)
Entrée					
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Charge	300	300	216	215	206.3
Reflux	60.4	60.2	116	117.2	1121
Sortie					
Tête	239.6	/	155	150	181.3
Distillat	179.2	179.2	116	117.2	821.3
Kérosène soutirée	117.6	/	194	190.5	1211
LGO soutirée	71.5	/	228	231	971.3
Kérosène produit	72.5	72.4	211	/	192.3
LGO produit	34.9	34.5	279	/	200.3
Fond	13.5	13.8	355	350	911.3

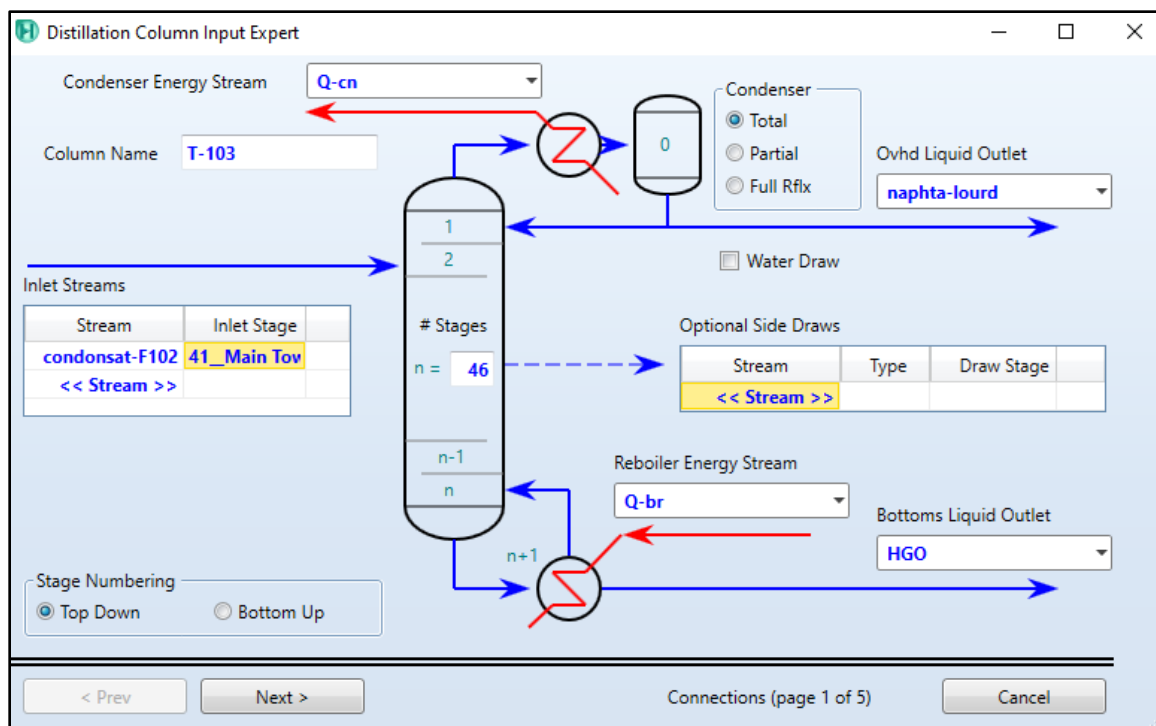


Figure 6- 5: installation de la colonne atmosphérique T103 dans le simulateur HYSYS.

Tableau 6- 7: Paramètres de la colonne strippeur de Kérosène (T104).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	117.63	112.5	194	192	192.3
vapeur sortante	45.132	40.6	194	192	192.3

Tableau 6- 8: Paramètres de la colonne strippeur de LGO (T105).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
liquide entrant	71.496	70.2	228	211	191.3
vapeur sortante	36.596	35.4	251	242	191.3

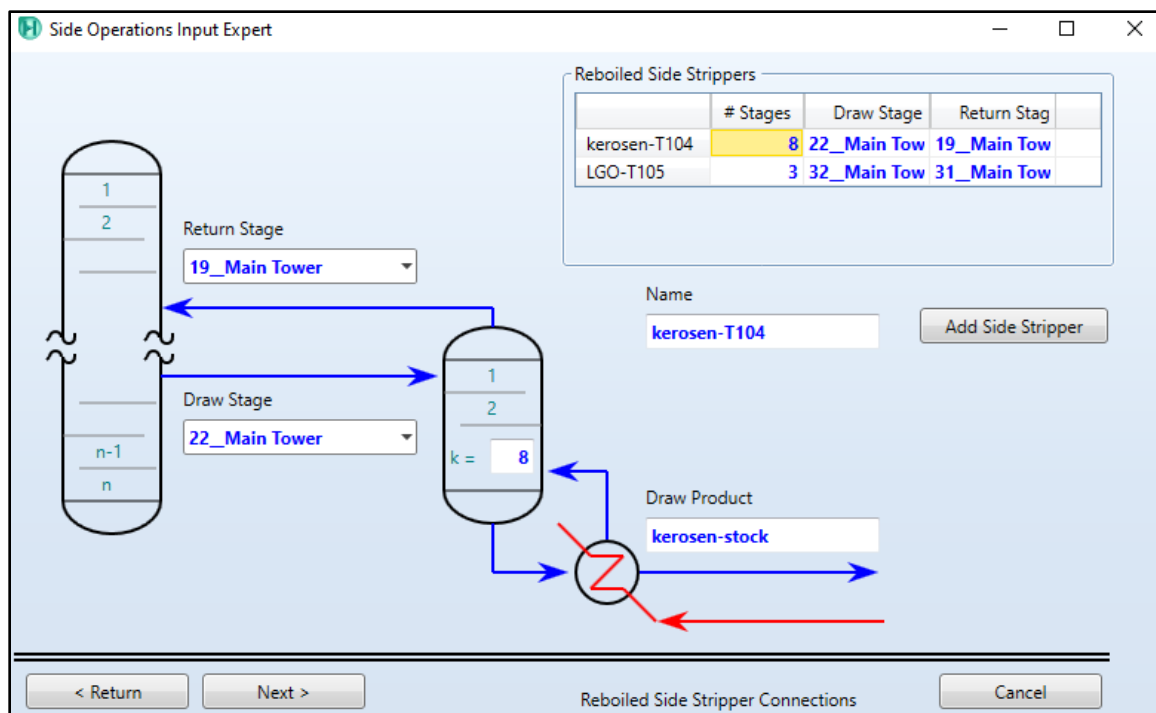


Figure 6- 6: installation des strippeurs T104 et T105 dans le simulateur HYSYS.

Tableau 6- 9: Paramètres de pump around supérieur PA110.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	758	/	151	148	1121
Liquide sortant	758	/	131	130	921.3

Tableau 6- 10: Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	418	/	212	209.4	1041
Liquide sortant	148	/	172	170.3	941.3

Tableau 6- 11: Paramètres de la pump aroand inferieur PA112.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	132	/	249	240	891.3
Liquide sortant	132	/	199	194.6	801.3

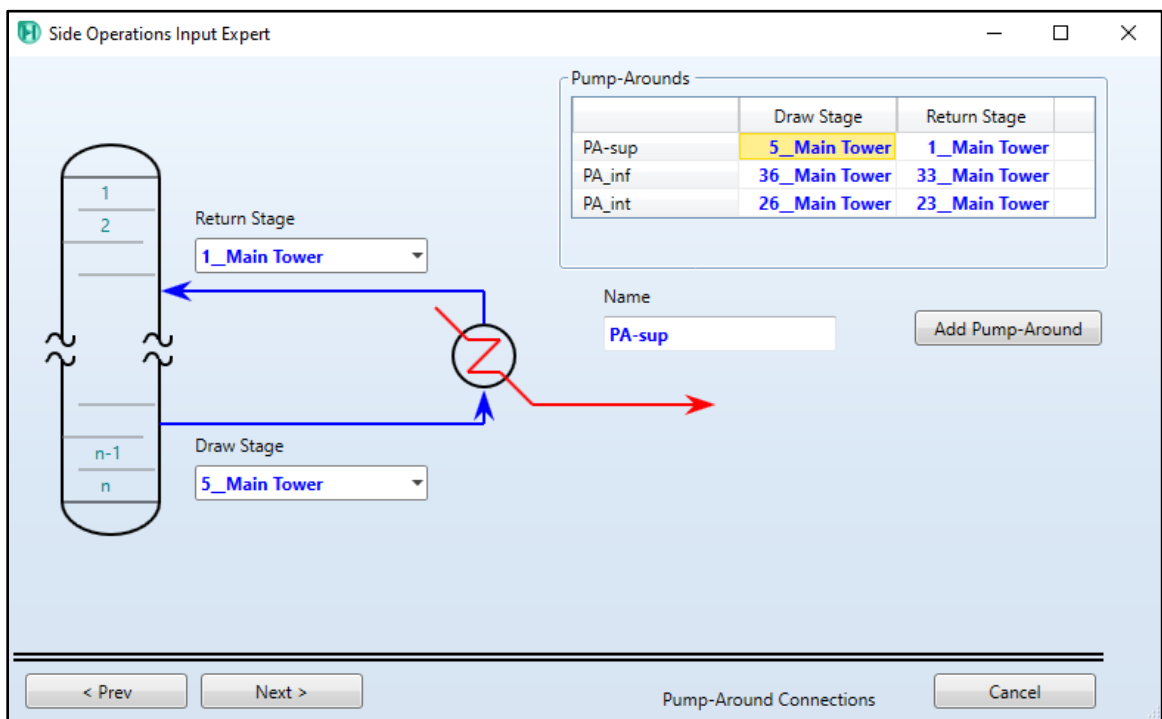


Figure 6- 7: installation des pomparounds PA110, PA111et PA112 dans le simulateur HYSYS.

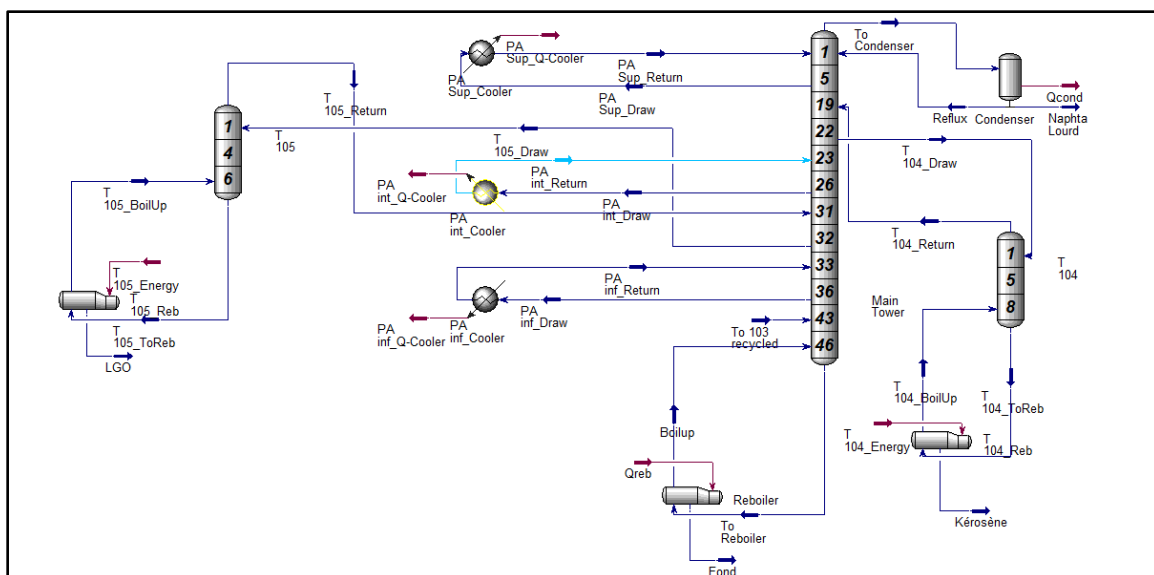


Figure 6- 8: schéma de simulation de la colonne de préfractionnement T103.

4 Partie 3 : Simulation et optimisation par simulateur HYSYS du cas réel.

Après avoir confirmé la validité de la simulation du cas design, nous procédons à la validation de la simulation du cas réel pour se permettre de passer à la maximisation de la production en kérosène.

Cette simulation est réalisée par le simulateur ASPEN HYSYS V11 en choisissant le modèle thermodynamique PEING-ROBENSON adéquat pour la simulation de cette unité.

4.1 Données de la simulation du cas réel

Les données actuelles utilisées sont présentées dans les tableaux ci-dessous:

4.1.1 Préparation de condensat :

Tableau 6- 12: distillation TBP de condensat actuel.

Point TBP °C	Liquide distillé %	Densité (20°C) Kg/m ³
IBP – 35	1.5	/
35 – 65	36	641.2
65 – 90	14.7	693.6
90 – 150	27.1	7357

150 – 180	7.7	768
180 – 240	7.8	7846
240 - FBP	5.2	8237

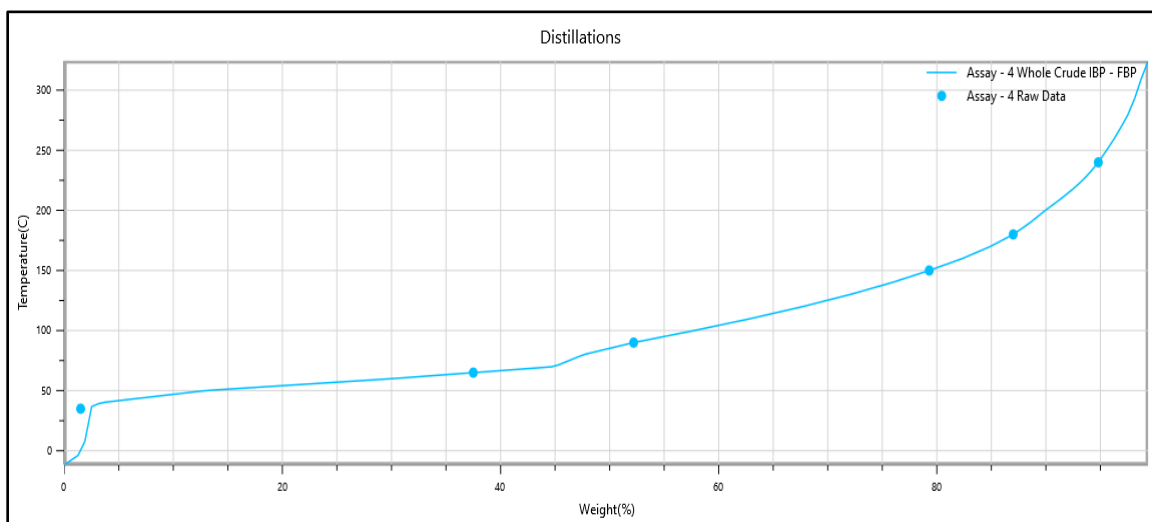


Figure 6- 9: courbe de distillation TBP de condensat actuel.

Tableau 6- 13: Analyse chromatographique de la fraction légère de la charge actuel.

Constituants	% Wt
Propane	0
Isobutane	0.2
n-Butane	1.8
Isopentane	0.3
n-Pentane	0.1
n-hexane	0.1
TOTAL	2.5

Tableau 6- 14: Caractéristiques globales du condensat actuel.

Caractéristiques	Valeur
Densité g/cm ³	0.7001
Viscosité 37.8 °C cSt	0.518
Viscosité 50 °C cSt	0.47

Tableau 6- 15: Propriétés des produits soutirés.

	condensat	naphta ver stockage	kérosène	LGO	HGO
distillation ASTM					
PI	38	38	156	225	260
5%	46	47	164	235	282
10%	50	50	170	238	290
30%	62	60	181	245	306
50%	84	74	191	251	322
65%	/	/	/	255	337
85%	/	/	/	263	/
90%	195	131	218	266	/
95%	244	145	225	270	
PF	274	164	242	286	
Résidu	0.9	0.4	0.9	1.2	
perte	1.2	1.2	0.3	0.2	
Densité g/cm³					
	0.7001	0.6423	0.7749	0.81	0.8425

Tableau 6- 16: paramètre des produits de la colonne de préfractionnement T101.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Entrée					
Charge	617	617	121.4	121.4	1659
Reflux	190	186	91	90	
Sortie					
Tête	/		87	85	427.3
Distillat	145	145	71	68	
Naphta produit	169.15	165	106.7	100.9	
Naphta soutirée	/	/	108.5	/	
Fond	/	/	175.4	177	451.3

Tableau 6- 17: Paramètres de la colonne strippeur de Naphta (T102).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	/	/	108.5	105	3531
Vapeur sortante	/	/	108.5	105	3531

Tableau 6- 18: Paramètres de la colonne atmosphérique T103.

	débit (T/h)		Température (°C)		Pression (KPa)
Entrée					
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Charge	297.5	295	193.5	182.5	206.3
Reflux	44.6	44.6	150..5	147	/
Sortie					
Tête	/	/	148.22	150.3	/
Distillat	257.9	257.9	103.3	103.2	/
Kérosène soutirée	/	/	177.5	/	/
LGO soutirée	/	/	203.7	/	/
Kérosène produit	60.41	60.41	215.3	210	213.3
LGO produit	7.3	7.3	286.2	280.6	621.3
Fond	348.6	336.4	26.22	22.4	211.3

Tableau 6- 19: Paramètres de la colonne strippeur de Kérosène (T104).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	/	/	177.5	174	228.3
vapeur sortante	/	/	180.	182	228.3

Tableau 6- 20: Paramètres de la colonne strippeur de LGO (T105).

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
liquide entrant	/	/	203.7	200	213.3
vapeur sortante	/	/	236.5	234	213.3

Tableau 6- 21: Paramètres de pump around supérieur PA110.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	517.5	517.5	134.5	134.5	/
Liquide sortant	517.5	517.5	153	/	/

Tableau 6- 22: Paramètres de la pump around intermédiaire PA111.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	412	412	168	168	/
Liquide sortant	412	412	190	/	/

Tableau 6- 23: Paramètres de la pump around inférieur PA112.

	Débit T/h		Température °C		Pression KPa
	Design	Simulé	Design	Simulé	
Liquide entrant	62	62	148	148	/
Liquide sortant	62	62	205	/	/

4.2 Optimisation des paramètres de marches

Dans cette partie, nous allons étudier la possibilité de maximiser la production du Kérosène tout en respectant les spécifications de tous les produits soutirés de la colonne atmosphérique ainsi que son bon fonctionnement.

On a ici les paramètres de marche qui nous intéressent le plus dans cette étude :

Tableau 6- 24: les paramètres de marches.

Température	
Température retour de PA110	134.5
Température de retour de PA111	168
Température de retour de PA112	148
débit	
débit de PA 110	517.5
débit de PA 111	412
débit de PA 112	62

Le rendement des produits est calculer par :

$$\text{Rendement \%} = (\text{débit de produit} / \text{débit de la charge}) * 100$$

Tableau 6- 25: les caractéristiques des produits soutirées.

Densité g/cm³			Débit T/h			Rendement %		
naphta	kérosène	LGO	naphta	kérosène	LGO	naphta	kérosène	LGO
0.6423	0.7749	0.8100	257.89	60.41	7.3	41.79	9.79	1.18

4.2.1 Effet de la température de retour du reflux circulant intermédiaire PM 111

La variation de la température de retour du reflux circulant PM 111 nous a donné les résultats représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 26: Influence de la température de retour de PA111 sur les caractéristiques du kérosène produit.

	Débit de kérosène produit T/h	Rendement %	Densité g/cm ³
155	61.5	9.97	0.7747
160	62.3	10.10	0.7756
165	63.2	10.24	0.7760
170	65.1	10.55	0.7771

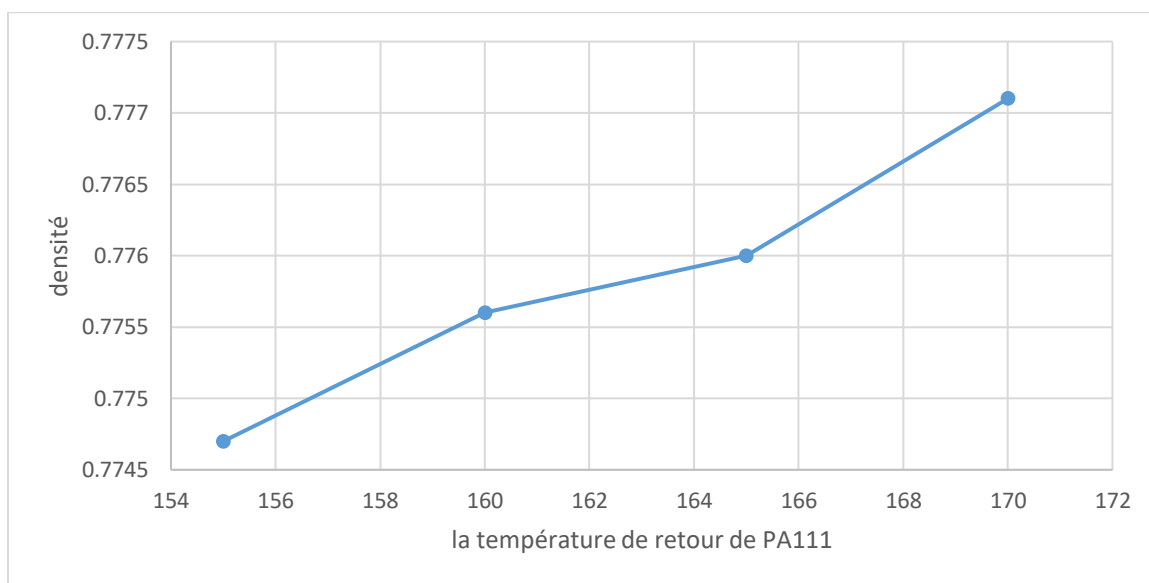


Figure 6- 10: la variation de la densité de kérosène produit en fonction de la température de retour de reflux circulant PA111.

4.2.1.1 Interprétation des résultats

D'après le tableau et le graphe on note que : avec l'augmentation de la température de retour de PA111, la densité du kérosène produit augmente car il y a une production d'un gradient chaud qui permet à une quantité plus de gasoil léger à s'échapper vers la zone de kérosène et se condense, et aussi donc la présence des molécules lourdes.

4.2.2 Effet de la température de retour du reflux circulant inférieur PM 112

La variation de la température de retour du reflux circulant PM112 nous a donné les résultats représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 27: Influence de la température de retour de PA112 sur les caractéristiques du kérosène produit.

	Débit de kérosène produit T/h	Rendement %	Densité g/cm ³
140	60.2	9.76	0.7739
145	61.2	9.92	0.7748
150	62.6	10.15	0.7766
155	63.8	10.34	0.777

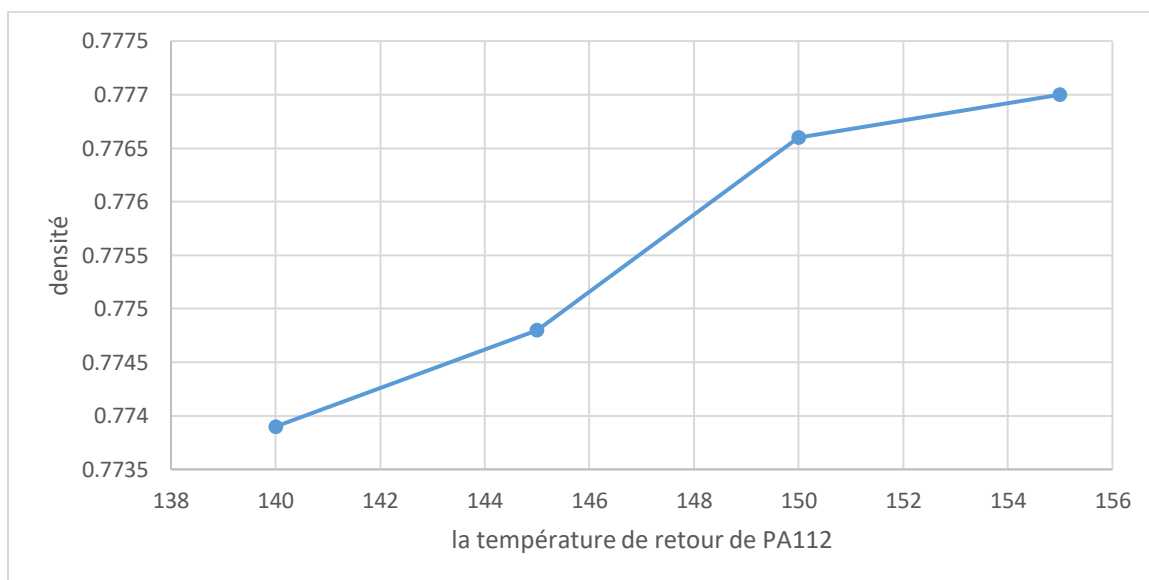


Figure 6- 11: la variation de la densité de kérosène produit en fonction de la température de retour de reflux circulant PA112.

4.2.2.1 Interprétation des résultats

La température du reflux circulant du gasoil léger a un effet sur la quantité de kérosène produit, et aussi l'augmentation de la température de retour de PA112 augmente la densité du kérosène, à cause de la quantité de la vapeur de LGO montante.

C'est-à-dire on favorise de chauffer au niveau de PA112.

4.2.3 Effet des débits des reflux circulants intermédiaires PM 111:

La variation des débits des reflux circulants PM 111 nous a donné les résultats représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 28: Influence de débit de reflux PA111 sur les caractéristiques du kérosène produit.

	Débit de kérosène produit T/h	Rendement %	Densité g/cm ³
410	62.0	10.05	0.7746
415	63.5	10.29	0.7752
420	64.1	10.39	0.7775
425	64.8	10.50	0.7780

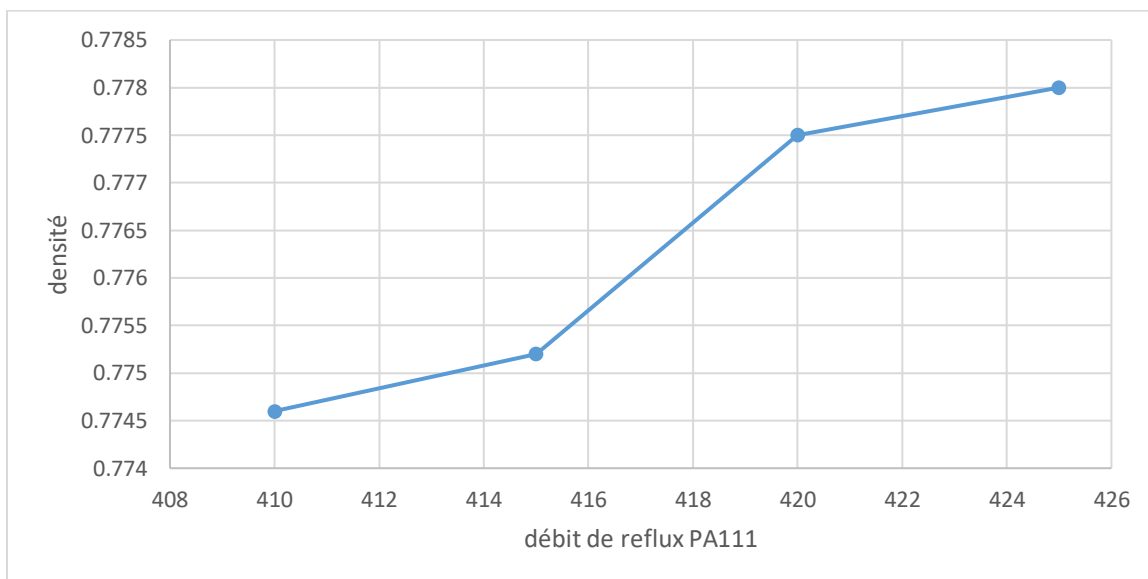


Figure 6- 12: la variation de la densité de kérosène produit en fonction du débit de reflux circulant PA111.

4.2.3.1 Interprétation des résultats

L'augmentation du débit circulant de PA111 favorise l'effet de condensation quand il refroidit plus les plateaux supérieurs et capte les molécules lourdes de LGO.

4.2.4 Effet des débits des reflux circulants inférieurs PM 112:

La variation des débits des reflux circulants PM 112 nous a donné les résultats représentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 6- 29: Influence de débit de reflux de PA112 sur les caractéristiques du kérosène produit.

	Débit de kérosène produit T/h	Rendement %	Densité g/cm ³
50	65.5	10.62	0.7780
55	63.4	10.28	0.7774
60	61.2	9.92	0.7762
65	60.0	9.72	0.7752

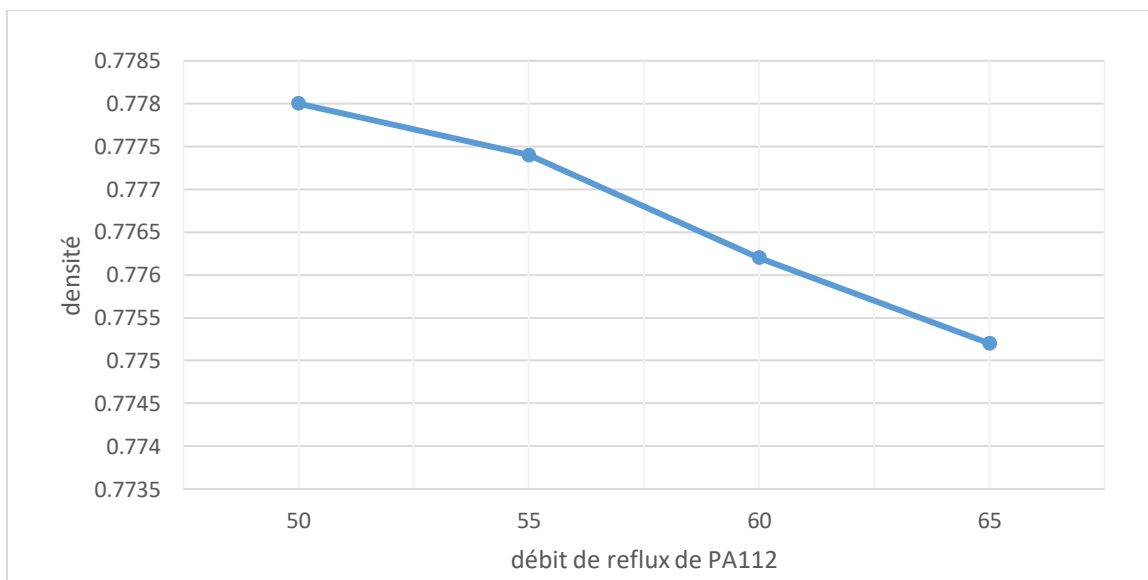


Figure 6- 13: la variation de la densité de kérosène produit en fonction du débit de reflux circulant PA112.

4.2.4.1 Interprétation des résultats

La densité de kérosène produit diminue avec l'augmentation du débit circulant PA112 car dans ce cas on favorise la condensation des molécules LGO au niveau inférieur que la zone de soutirage de kérosène.

4.2.5 Les paramètres de marche optimisés de la colonne T103 pour améliorer la production de kérosène

D'après les résultats déduits auparavant, nous reprenons le présent travail avec les nouveaux paramètres optimisés représentés dans le tableau suivant :

Tableau 6- 30: Les paramètres de marche optimisés.

Température °C	
Température de retour de PA110	130.00
Température de retour de PA111	153.50
Température de retour de PA112	164.00
Débit T/h	
Débit de PA 110	522.00
Débit de PA 111	57.00
Débit de PA 112	420.00

Les propriétés des produits obtenus pour ces paramètres sont les suivants :

Tableau 6- 31: les caractéristiques des produits soutirées après optimisation.

Densité g/cm³			Débit T/h			Rendement %		
naphta	kérosène	LGO	naphta	kérosène	LGO	naphta	kérosène	LGO
0.6401	0.7778	0.7920	252.42	64.2	6.00	40.9	10.40	0.97

5 Conclusion

Notre étude a montré qu'il y a une possibilité d'augmenter la production du kérosène respectant les spécifications, mais il y a une diminution dans la production de LGO.

Conclusion générale

Le travail que nous avons effectué au niveau de la raffinerie topping du condensat RA2K, et qui rentre dans le cadre du projet de mise en situation professionnel consiste à évaluer la possibilité d'optimiser les paramètres de marche de la colonne atmosphérique T103 en vue d'augmenter la production en kérosène tout en respectant les spécifications exigées.

Pour aboutir à une solution pratique qui répond aux spécifications, il a été nécessaire d'avoir une bonne connaissance des paramètres de fonctionnement de la section de distillation atmosphérique.

Nous avons entrepris ensuite une étude par simulation de la section du topping en utilisant comme simulateur le logiciel ASPEN HYSYS V11. Ceci nous a permis de conclure ce qui suit :

- On peut maximiser la production de kérosène mais on va diminuer la production de LGO à cause de rebouillage.

- En générale la philosophie pour maximiser la production de kérosène est de rebouiller au fond de la colonne en utilisant la pump around inferieure PA112 (on augmente la température de retour PA112 donc la vapeur de LGO monte au niveau de kérosène).

Afin d'améliorer ce travail, nous proposons d'étudier les paramètres de stripeur de LGO T105 et la pompa round supérieur PA110.

Bibliographie

1. Manuel d'opération Unité 100 du TOPC.
2. Revues SONATRACH.
3. Magazine SONATRACH : la qualité du condensat algérien.
4. P.Wuithier, *Raffinage et génie chimique*, Tome 1. Edition Technique ; 1972.
5. P.Wuithier, *Raffinage et génie chimique*. Tome 2. Édition Technique ; 1972.
6. La région transport Haoud El-Elhamra, Sonatrach, 2005.
7. Rapport annuel, Sonatrach, 2009.
8. Brochure de cours IFP 2015 Hassi Messaoud du COLONNE DE DISTILLATION. Mme. Corinne Mathieu.
<https://fr.wikipedia.org/wiki/Colonne>.
9. L. Abida, M.S. Koutchoukali, A. Beicha, *Modélisation et commande adaptative d'une colonne de distillation*, In : Proceedings of the International conference on signals and systems ICSS'94, Vol. VI, pp. 1-5, Algiers, Algeria, September 24-26, 1994.
10. J. C. Cicile, *Distillation. Absorption : Généralités sur les colonnes de fractionnement*, Technique de l'ingénieur, traité Génie des procédés, J 2 621, 1999.
11. P. Copigneaux, *Distillation. Absorption : colonne garnies*, Technique de l'ingénieur, traité Génie des procédés, J 2 626, 1999.
12. J. P. Couriou, *Commande de procédés chimiques : réacteurs et colonnes de distillation*, HERMES Science publication Ltd-2001.
13. H. Fauduet, *Principes fondamentaux du génie des procédés et de la technologie chimique : Aspects théoriques et pratiques*, Paris, 1997.