

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université A. MIRA de Bejaia



Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés

Mémoire
EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE
Master

Domaine : Science et Technologie Filière : Génie des Procédés
Spécialité : Génie chimique

Présenté par

Mlle :SAIDJ Basma

Mlle: MENACER Ouerda

Thème

**Optimisation de la performance de la colonne de distillation atmosphérique
(maximisation des produits KERO , LGO et HGO)**

Nom et Prénom	Grade		
Bouadem Nassima	M C A	Université de Bejaia	Président
Belaid Taous	M C B	Université de Bejaia	Examineur
Zaidi Lynda	M C B	Université de Bejaia	Encadrant
Takorabet Lynda	M A A	Université de Bejaia	Co-Encadrant

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Avant tout, nous remercions Dieu, le Tout-Puissant, pour nous avoir donné la force, la persévérance et la sagesse nécessaires pour mener à bien ce mémoire de fin d'études. Sans Sa guidance et Sa bénédiction, ce travail n'aurait pas pu être accompli.

Nos sincères remerciements vont à Madame Zaidi Lynda, notre encadrante, et à Madame Takourabet Lynda, notre co-encadrante, pour leur suivi constant, leur soutien indéfectible et leurs encouragements tout au long de notre travail. Leur expertise, leurs conseils avisés et leur bienveillance ont été des éléments clés dans l'aboutissement de ce mémoire.

Nous tenons également à exprimer notre profonde gratitude à Monsieur Ouali Mouhaned, sous-directeur de service exportation de Sonatrach de la wilaya de Bejaia, qui nous a offert l'opportunité de réaliser notre stage au sein de la raffinerie de Skikda. Son soutien et sa confiance ont été déterminants dans la réalisation de ce projet.

Nous souhaitons exprimer notre reconnaissance à Monsieur Marouene Younes, chef de service de l'unité Topping de la raffinerie de Skikda, ainsi qu'à Messieurs Ilyes Mniker et Yacine Mkhaba, pour leur encadrement précieux sur le terrain. Leur grande expérience, leurs connaissances approfondies et les informations précieuses qu'ils nous ont fournies ont grandement enrichi notre travail et notre apprentissage.

Un merci tout particulier à Monsieur Walid Bounab, sous-responsable de service DRH à la raffinerie de Skikda, pour son assistance et son soutien logistique, qui ont facilité notre intégration et notre séjour sur le site.

Enfin, nous remercions chaleureusement Monsieur Hichem Cherigui, secrétaire de département de génie des procédés, pour sa gentillesse, sa disponibilité et son aide précieuse tout au long de notre parcours académique.

À tous, nous exprimons notre profonde gratitude et notre reconnaissance pour leur contribution inestimable à la réussite de ce projet. Que Dieu vous bénisse et vous garde.

Avec tous nos remerciements.

Dédicace

À mes parents, phares dans la nuit

Chers parents, cette dédicace vous est dédiée. Votre amour inconditionnel, votre dévouement et votre foi en moi ont été ma boussole dans les moments sombres. Vous m'avez transmis les valeurs qui font de moi la personne que je suis aujourd'hui. Merci d'être mes parents, mes mentors et mes meilleurs amis.

À mes sœurs, mes confidentes

Léaticia et Tinhinane, vous êtes le plus beau cadeau que la vie m'ait offert. Votre présence apaisante et vos rires ont été mon havre de paix. Merci d'avoir toujours été là pour moi, de m'avoir soutenu et encouragé sans relâche.

À mes frères, mes alliés

Slimane et Said, votre présence à mes côtés a été un véritable cadeau. Merci d'avoir égayé mon quotidien et d'avoir été ma force dans les moments durs. Puisseons-nous toujours rester soudés et surmonter tous les obstacles ensemble.

À mes grands-parents, mes piliers

Hocine et Massouda, votre sagesse et votre amour ont été mon réconfort. Merci d'avoir toujours été là pour moi. Que Dieu vous ait en Sa miséricorde.

Said et Massouda, bien que vous ne soyez plus là, votre mémoire reste gravée dans mon cœur. Votre présence bienveillante me manque, mais je sais que vous veillez sur moi depuis le ciel.

À ma famille, mon roc

Hichem, Omar, Rahim, Djamel et ma tante Nadia, vous êtes ma famille et ma fierté. Merci pour votre soutien inconditionnel et vos précieux conseils. Votre amour a été mon ancrage dans les tempêtes de la vie. Puisseons-nous continuer à célébrer ensemble les plus beaux moments de notre vie.

Saidj Basma

Dédicace

À mes chers parents,

Pour votre amour, votre soutien inconditionnel et vos sacrifices, je vous dédie ce travail avec une gratitude infinie. Votre guidance et vos encouragements ont été essentiels tout au long de ce parcours. Merci de toujours croire en moi.

À ma chère sœur Hana et son époux Lotfi, ainsi qu'à mes adorables nièces Ania, Aylan et Aleen,

Votre amour et votre présence réconfortante m'ont toujours apporté la joie et la motivation nécessaires pour avancer.

À mes frères Abdou, Daoud et Amine,

Merci pour votre soutien constant et votre confiance en moi. Votre présence a été un pilier de force pour moi.

À ma tante Hawa,

Pour ton amour et tes prières, je te suis profondément reconnaissante.

À la famille Bounebab, Oncle Khoudir et Tata Jamila, Naima, Tata, Warda et Karima,

Votre soutien et vos encouragements ont été d'une grande aide. Merci votre amour, je vous dédie

également ce mémoire.

À mes amies Dina, Houda, Siham, Kahina, Lhna et Sara,

Votre amitié et vos encouragements ont rendu ce voyage plus doux et plus supportable. Merci pour votre présence et votre soutien indéfectible et un grand merci pour ma chère Dina pour son aide.

Menacer Ouerda

Liste des figures

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda.

Figure I.2 : Configuration de la raffinerie avant réhabilitation.

Figure I.3 : Configuration de la raffinerie après réhabilitation.

Figure I.4 : Schéma du procédé de l'unité de distillation atmosphérique (U10) – 1ère partie

Figure I.5 : Schéma du procédé de l'unité de distillation atmosphérique (U10) – 2ème partie

Figure II.1 : Contrôle de la sélectivité du fractionnement et définition de gap et overlap.

Figure II.2 : Installation de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

Figure II.3: Installation de distillation atmosphérique avec pré flash.

Figure II.4: Installation de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.

Figure III.1 : Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique

« Cas de conception initiale».

Figure III.2 : Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique « Cas réel»

Figure III.3: Diagramme simplifié de simulation de la section de distillation atmosphérique

« Cas réel »

Figure III.4 : Diagramme de simulation de la partie étudié de distillation atmosphérique

« Cas réel »

Figure III.5: Diagramme de simulation de la colonne de distillation atmosphérique

« Cas réel »

Figure III.6: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 1.

Figure III.7: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 2.

Figure III.8: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 3.

Figure III.9: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 4.

Figure III.10: Résultats finale de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 5.

Figure III.11: Diagramme des débits en fonction de temps janvier 2024(Avant optimisation).

Figure III.12: Diagrammes des températures en fonction de temps janvier 2024(Avant optimisation).

Figure III.13:Diagrammes des débits en fonction de temps Mars 2024(Après optimisation).

Figure III.14: Diagrammes des températures en fonction de temps Mars 2024(Après optimisation).

Liste des tableaux

Liste des tableaux

Tableau I.1: Fractions pétrolières produites dans les unités (U10 et U11).

Tableau I.2 : Plan de réhabilitation des unités de la RA1K.

Tableau I.3 : Spécifications des produits pétroliers.

Tableau I.4: Spécifications de la charge.

Tableau I.5 : Bilan de matière de l'unité (U10).

Tableau III.1 : Propriétés du brut traité.

Tableau III.2 : Conditions opératoires de conception initiale du courant d'entrée de l'unité 10.

Tableau III.3 : Propriétés des produits de la colonne (10-C1) obtenus par simulation du cas de conception initiale.

Tableau III.4: Conditions opératoires réel du courant d'entrée de l'unité 10.

Tableau III.5 : Points ASTM D86 5% et 95% des produits de la colonne du Topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel.

Tableau III.6 : Propriétés des produits de la colonne du topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel.

Tableau III.7: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 1.

Tableau III.8: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 2.

Tableau III.9: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 3.

Tableau III.10: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 4.

Tableau III.11: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 5.

Tableau III.12 : Tableau récapitulatif des besoins en fonction des paramètres industriels pour janvier 2024 (Avant l'optimisation).

Tableau III.13 : Tableau récapitulatif des besoins en fonction des paramètres industriels pour mars 2024 (Après optimisation).

Liste des abréviations

Liste des abréviations

ASTM: American Society for Testing Materials.

BHM : Résonance magnétique du trou de forage.

BRI: Brut réduit importé

BPA: Bottom Pump Around (Reflux de retour inférieur)

C [5, 62, 3, 1, 2, 63, 61,6] : les colonnes

C-1 : Colonne de distillation atmosphérique de l'unité 10.

E [107,72, 93 ,64 ,82 ,61,83,91,90,62,63, A1,92,20,10, A8, 21, 1075, A9, 65, 22, 67, 9, 10, 11, 69, 71, 70, 78,75, A64,87, A6, 17, 73, A7]: Echangeurs.

F1 A/B : Four

FIC [40,52,21,51,1851,1752,2355,54,2251,2252,2254 ,47 ,57,2351,2353,2352 ,2356 ,56, 2159,2155,2451] : Régulateurs de débit.

FV [53, 2252, 23512, 2155,2254] : Vannes qui contrôle le débit.

IBP : Initial Boiling Point (Point d'ébullition initiale)

GPL: Les gaz de pétrole liquéfiés

HGO: Le gazole lourd

LIC [46 ,40,6,12,1854,21,20,2253,2255,2251,2451,2352, 24 ,23,30,8] : Régulateurs de l'eau.

LGO: Le gazole léger

LV [46,40, 6, 1951,30] : Vannes qui contrôle l'eau.

P[15,29,63,65,70,71,72,73,74,75,76,77,84,85,86,87,93,94]:Les pompes

PIC [22, 2452 15,2372] : Régulateurs de pression.

PI : point initiale.

PF : point finale.

PV [2452, 21, 2372,22] : Vannes qui contrôle la pression.

RCO: Le résidu atmosphérique

RA1K : Raffinerie de Skikda.

TBP: True Boiling Point.

TIC [16, 1180, 17,2180] : Régulateurs de température.

TPA: Top Pump Around (reflux de retour supérieur))

TV [17, 2180,1180] : Vannes qui contrôle la température.

U10 : Unité de distillation atmosphérique 10

U11 : Unité de distillation atmosphérique 11

U30/31/104:Unités de traitement et séparation des gaz

U70: Unité de distillation sous vide

U100 et U103: Unités de reforming catalytique

U200 : Unité de séparation des aromatiques

U400: Unité de séparation du paraxylène

U500: Unité d'isomérisation des xylènes (méta et ortho)

U700/701 et 702/703: Unités d'isomérisation du naphtha

U900: Unité de purification d'hydrogène

V [52, 1, 2, 3,8, 62, 67,9, 63]: Ballons.

Sommaire

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I :Présentation et description de la raffinerie de Skikda (RA1K)	3
Présentation et description de la raffinerie de Skikda (RA1K)	3
I.1. Présentation de la raffinerie deS kikda (RA1K)	4
I.2.Présentation des unités de production de la raffinerie de Skikda (RA1K)	5
I.3. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda.....	9
I.4. Description de l'unité d'affectation	12
I.5. Spécifications de la charge et des produits	22
I.6.Bilan de matière de l'unité de distillation atmosphérique (U10)	23
CHAPITRE II: Distillations atmosphérique et simulation	25
II.1.Description de la colonne de distillation atmosphérique	26
II.2.Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation	27
II.3.Types d'installation de distillation initiale du pétrole	29
II.4.Courbes de distillation.....	32
II.5.Les problèmes qui peuvent rencontrer les raffineries	32
II.6. L'étude économique	33
II.7. Simulation	34
Chapitre III : Simulation et optimisation	41
III.1. Simulation, vérification des deux cas; design et réel	41
III.1.1. Description sommaire de logiciel ASPEN HYSYS.....	41
III.1.2. Données de la simulation	42
III.1.3. Modèle thermodynamique	42
III.1.4. Méthodologie de travail	42
III.1.5. Validation du cas design	42
III.1.6. Vérification du cas design.....	44
III.1.7. Validation du cas réel.....	45
Conclusion	47
III.2.Optimisation des Paramètres Opérationnels pour Améliorer la Récupération de Produits dans l'Unité de Distillation Atmosphérique	48
III.2.1. Présentation de l'étude	48
III.2.2. Étude de Sensibilité.....	49
III.2.3. Résultats de simulation:	49

III.2.4.	Optimisation des Températures et Débits dans la Distillation.....	51
III.2.4.1.	Analyse de 1ère modification :	51
III.2.4.2.	Analyse de 2ème modification.....	52
III.2.4.3.	Analyse de 3ème modification.....	54
III.2.4.4.	Analyse de 4ème modification.....	56
III.2.4.5.	Analyse de 5ème modification :	57
III.2.5.	Analyse comparative des performances de la colonne de distillation atmosphérique pour janvier et mars 2024	60
III.2.5.1.	Evaluation des débits et températures : janvier 2024 (Avant l'optimisation).....	62
III.2.5.2.	Evaluation des débits et températures : Mars 2024 (Après optimisation)	65
III.2.5.3.	Discussion et Comparaison des Graphiques :	66
	Conclusion des Résultats	67
	Conclusion	69

Introduction générale

Les raffineries sont l'une des principales industries de transformation des matières fossiles principalement le pétrole brut et le gaz naturel. Aujourd'hui, le problème des ressources énergétiques se pose de manière très sérieuse. Malgré les efforts considérables pour remplacer le pétrole par des ressources renouvelables telles que l'énergie solaire, éolienne et hydroélectrique, il demeure la source d'énergie la plus fiable pour l'avenir proche [1].

Le pétrole brut, un mélange complexe d'hydrocarbures (paraffiniques, oléfiniques, naphthéniques et aromatiques), est associé à des composés tels que l'oxygène, l'azote, et les sulfures, ainsi qu'à des traces de métaux comme le vanadium, le molybdène et le nickel. Le brut n'a aucune valeur dans sa forme initiale ; c'est pourquoi le raffinage est nécessaire pour séparer et améliorer la qualité des produits pétroliers afin de répondre aux besoins du marché [1].

La raffinerie pétrolière est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut en produits énergétiques (carburants, combustibles) et non énergétiques (matières premières pétrochimiques, lubrifiants, paraffines, bitumes). Les raffineries, opérant en cycle continu et automatisé, varient en complexité selon la gamme de produits fabriqués, la qualité des pétroles bruts et les exigences du marché [2]. Elles utilisent des procédés physiques et chimiques classés en trois catégories : les procédés de séparation, de conversion et de traitement [3].

Les raffineries, opérant dans un secteur extrêmement concurrentiel, exigent une rentabilité optimale, ce qui conduit à des évolutions technologiques constantes. Ces installations de plus en plus complexes nécessitent une connaissance approfondie des marchés, des mécanismes de formation des coûts et des outils d'optimisation. La maîtrise des procédés, de leur performance, de leur flexibilité et de leur potentiel d'exploitation est également essentielle, tout en préservant l'environnement et en garantissant la sécurité [4].

L'unité de distillation atmosphérique (Topping U10) de la raffinerie de Skikda joue un rôle crucial dans la transformation du brut en produits finis destinés aux marchés nationaux et internationaux, ainsi qu'en produits semi-finis utilisés par d'autres unités comme le reforming catalytique et la production de gaz liquéfiés. L'objectif principal de l'optimisation de ce procédé est d'exploiter efficacement les équipements tels que les échangeurs, les fours et les colonnes, afin de garantir des rendements optimaux tout en assurant la sécurité et en respectant les spécifications des différents produits pétroliers [1].

La raffinerie de Skikda, exploitée par SONATRACH, a récemment subi des limitations opérationnelles dues à la dégradation du four de l'unité 10, entraînant une chute de la température de sortie de 356°C à 339°C. Cette baisse de performance cause une perte significative de 40 m³ de gasoil par heure, tombant dans le résidu atmosphérique. C'est dans cette optique que nous avons été déplacés à la raffinerie de Skikda pour effectuer un stage pratique. Notre travail s'inscrit dans le cadre de la résolution de ces problèmes, en réalisant une étude de modélisation et d'optimisation en utilisant le logiciel de simulation Aspen HYSYS [5].

La méthodologie de cette étude repose sur l'ajustement des températures des plateaux de sous-tirage et des reflux de retour supérieur et inférieur, ainsi que de leurs débits. Nos objectifs lors de cette optimisation sont d'atteindre des températures et des débits idéaux pour maximiser la production de gasoil (HGO et LGO), minimiser les pertes de gasoil dans le résidu et élever le point initial de ce dernier à 400°C [6].

Afin d'atteindre ces objectifs, notre travail est structuré comme suit :

Le premier chapitre présente la raffinerie de Skikda (RAIK) et décrit ces différentes unités de production, telles que les unités de distillation atmosphérique et sous vide, de reforming catalytique, et de traitement et séparation des gaz.

Le deuxième chapitre se concentre sur la distillation atmosphérique, expliquant son fonctionnement et ses zones clés. Il traite des types d'installations et des courbes de distillation, ainsi que des défis rencontrés par les raffineries. L'optimisation avec Aspen HYSYS est décrite, mettant en avant la simulation des procédés et l'étude de sensibilité pour maximiser la production de gasoil. Enfin, l'impact économique et l'importance d'une modélisation précise sont soulignés. Le troisième chapitre commence par une description du logiciel Aspen HYSYS, puis détaille les étapes de simulation : spécification des constituants chimiques, choix du modèle thermodynamique, comparaison des cas design et réel, et vérification des modèles avec les données réelles. Les modifications incluent l'ajustement des températures des plateaux et des débits de reflux pour optimiser les performances. Les résultats montrent une amélioration de l'efficacité et une augmentation de la production de gasoil, offrant des solutions pour augmenter la capacité des raffineries en Algérie.

Dans la conclusion, nous avons d'abord abordé nos objectifs pour ce travail, suivi des résultats satisfaisants obtenus, et enfin formulé des recommandations concernant des solutions provisoires.

CHAPITRE I

Présentation et description de la raffinerie de Skikda (RA1K)

CHAPITRE I

Présentation et description de la raffinerie de Skikda (RA1K)

Le raffinage du pétrole est un processus essentiel à l'échelle mondiale, transformant le pétrole brut en une variété de produits énergétiques et non énergétiques. Les raffineries internationales jouent un rôle crucial en fractionnant le brut en coupes essentielles telles que les essences, les gazoles et les fiouls lourds, répondant ainsi à la demande croissante en produits pétroliers. Ce processus complexe est soumis à des évolutions constantes pour s'adapter aux exigences du marché et aux normes environnementales.

À l'échelle nationale, prenons l'exemple de l'Algérie, où l'origine du brut est un facteur déterminant de sa qualité. L'Algérie possède une diversité de bruts, allant du Sahara Blend au Hassi Messaoud, chacun ayant des caractéristiques spécifiques en termes de densité, de teneur en soufre et d'autres composants. Ces différences influent sur les processus de raffinage et nécessitent des installations adaptées pour traiter efficacement ces différentes sources de pétrole brut.

Les raffineries algériennes se distinguent par leur diversité, tant en termes de localisation que de capacités de traitement. Parmi les plus importantes, on trouve :

- Arzew (Oran) : D'une capacité de 12 millions de tonnes par an, cette raffinerie est spécialisée dans le traitement du pétrole brut lourd.
- Hassi Messaoud (Sud-est) : Située au cœur du champ pétrolifère éponyme, cette raffinerie d'une capacité de 5 millions de tonnes par an traite principalement le condensat de gaz.
- Adrar : D'une capacité plus modeste de 600 000 tonnes par an, cette raffinerie joue un rôle crucial dans l'approvisionnement des régions du sud du pays en produits pétroliers.
- Alger (Sidi R'cine) : Avec sa capacité de 3,65 millions de tonnes par an, cette raffinerie est stratégique pour la satisfaction de la demande en produits pétroliers de la capitale et de ses environs.

Cependant, c'est bien la raffinerie de Skikda qui se distingue comme la plus grande d'Algérie et d'Afrique, avec une capacité de traitement impressionnante de 16,5 millions de

tonnes par an. Sa position en bordure de mer lui confère un atout majeur pour l'importation de pétrole brut par pétroliers de fort tonnage.

Au-delà de leurs capacités individuelles, ces raffineries algériennes partagent l'objectif commun de répondre à la demande croissante en produits pétroliers du pays, tout en s'adaptant à la diversité des bruts disponibles. Elles contribuent ainsi de manière significative à la sécurité énergétique de l'Algérie et à son développement économique.

Il est important de noter que le secteur du raffinage en Algérie connaît actuellement une phase de modernisation importante, avec des investissements conséquents visant à améliorer l'efficacité énergétique et à réduire l'impact environnemental des raffineries [1,7].

I.1. Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)

I.1.1. Mission de la raffinerie (RA1K) :

La raffinerie de Skikda (RA1K) a pour objectif de transformer le pétrole brut de Hassi Messaoud en produits pétroliers finis ou semi-finis, destinés à la valorisation sur les marchés intérieur et extérieur. Initialement dotée d'une capacité de traitement de 15 000 000 tonnes par an, cette capacité a été portée à 16 500 000 tonnes par an après sa rénovation, en faisant la plus grande raffinerie d'Afrique. De plus, elle traite 277 000 tonnes par an de brut réduit importé, afin d'obtenir des bitumes routiers et oxydés.

I.1.1.1. Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7Km à l'Est de Skikda et à 2Km de la mer (Figure 1.1), elle est aménagée sur une superficie actuelle égale à 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'ETU de Skikda, qui est une station intermédiaire de Hassi Messaoud. Le complexe est alimenté par un pipe-line de longueur de 760 km [8].

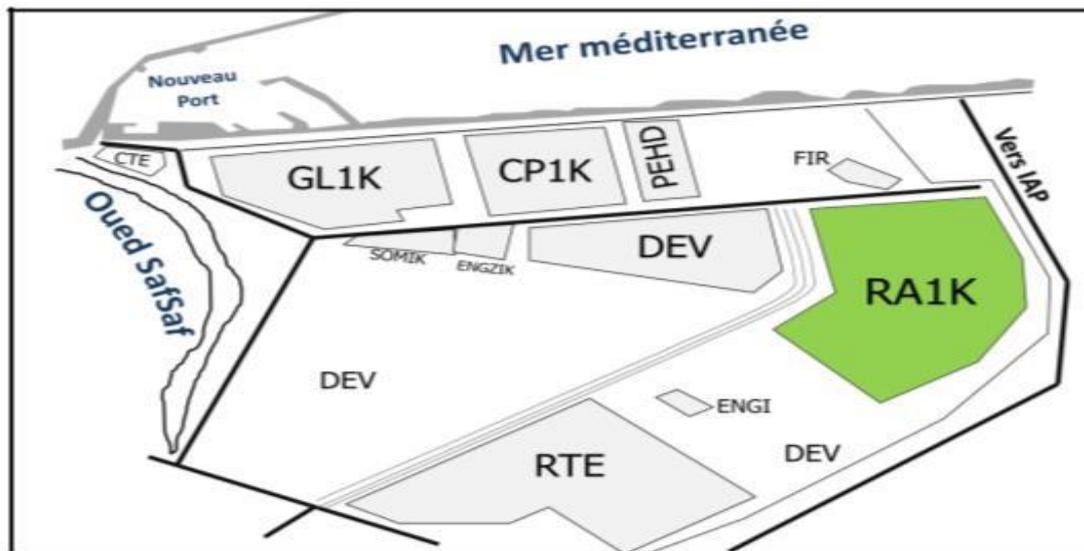


Figure I. 1: Situation géographique de la raffinerie de Skikda [9].

I.1.2. Construction de la raffinerie (RA1K)

Les travaux de construction de la raffinerie de Skikda (RA1K) ont débuté en janvier 1976 suite à un accord conclu le 30 avril 1974 entre les autorités algériennes et les entreprises italiennes SNAMPROGETTI et SAIPEM, pour s'achever en mars 1980. Implantée sur une étendue de 190 hectares dans la zone industrielle située à 7 kilomètres à l'est de Skikda et à 2 kilomètres du littoral [9].

I.2. Présentation des unités de production de la raffinerie de Skikda (RA1K) :

Actuellement, la raffinerie de Skikda (RA1K) rénovée comporte les unités suivantes:

- Deux unités de distillation atmosphérique (U10 et U11)
- Une unité de distillation sous vide (U70)
- Deux unités de reforming catalytique (U100 et U103)
- Trois unités de traitement et séparation des gaz (U30/31/104)
- Une unité de séparation des aromatiques (U200)
- Une unité de séparation du paraxylène (U400)
- Deux unités d'isomérisation du naphta (U700/701 et 702/703)
- Une unité d'isomérisation des xylènes (méta et ortho) (U500)
- Une unité de purification d'hydrogène (U900)

- Deux parcs de stockage du brut et des produits pétroliers

I.2.1. Unités de distillation atmosphérique (U10 et U11) :

Les deux unités de distillation atmosphérique 10 et 11 sont conçues pour séparer le brut de Hassi Messaoud en différentes fractions stabilisées, destinées à la production de produits finis (naphta, kérosène et gas-oil) ou à alimenter d'autres unités situées en aval (réformation catalytique, traitement et séparation des gaz). Elles ont été modernisées pour augmenter la capacité de traitement initiale de 15 000 000 tonnes par an à 16 500 000 tonnes par an, produisant ainsi les fractions dont les destinations sont répertoriées dans le tableau ci-dessous.

Tableau I. 1: Fractions pétrolières produites dans les unités (U10 et U11)[8].

Fraction pétrolières	Destination
GPL	Unités de traitement et séparation des gaz
Coupe C ₆	Isomérisation du naphta
Naphta A	Isomérisation du naphta
Naphta B	Reforming catalytique
Naphta C	Stockage
Kérosène	Traitement du kérosène et mélange gasoils
Gasoil léger	Mélange des gasoils
Gasoil lourd	Mélange des gasoils
Résidu	Stockage

I.2.2. Unité de distillation sous vide (U70) :

Cette unité est conçue pour traiter 277 000 tonnes par an de brut réduit importé (BRI) et produire des bitumes routiers et oxydés. Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le résidu de la colonne, constituant le bitume routier standard, est en partie dirigé vers le stockage, tandis que l'autre partie est envoyée comme charge à la section d'oxydation, où elle sera transformée en bitume oxydé par un procédé d'oxydation à l'air [10].

I.2.3. Unités de reforming catalytique (U100 et U103) :

Le reforming catalytique vise à convertir une essence à faible indice d'octane en un raffinat à indice d'octane élevé, utilisé comme carburant de base. Les charges d'essences totales,

habituellement employées, sont principalement définies par leur plage de distillation et d'autres caractéristiques telles que la densité, le poids moléculaire moyen, l'indice d'octane, ainsi que des paramètres analytiques comme les concentrations en divers hydrocarbures (paraffines, oléfines, naphthènes, aromatiques) et en impuretés telles que le soufre, l'azote et les métaux. La raffinerie de Skikda (RA1K) est équipée de deux unités de reforming catalytique, nommées respectivement "Magnaforming" (U100) et "Platforming" (U103). Ces deux unités traitent la coupe naphta B provenant des unités de distillation atmosphérique (U10 et U11) [11].

I.2.3.1. Unité de reforming catalytique(U100) :

Cette installation est composée de quatre divisions : la division d'hydrotraitement, la division de réaction et deux divisions de fractionnement, dont l'une est alimentée par le reformat provenant de l'unité de platforming (U103). Elle a été modernisée pour permettre à la division de réaction de retrouver sa capacité de conception initiale de 200 m³/h de naphta hydrotraité, d'améliorer ses performances en maintenant une durée de vie du catalyseur d'au moins cinq ans, avec un rendement en aromatiques (C6-C8) dépassant les 35%, et une durée minimale d'un an après le quatrième cycle de régénération. De plus, l'objectif était d'améliorer la récupération du GPL et la pureté de l'hydrogène. Les produits obtenus comprennent le gaz de combustion, le GPL, l'essence légère (reformat), le toluène brut, le pentane et l'essence lourde (mélange de xylènes) [9].

I.2.3.2. Unité de reforming catalytique ou platforming (U103) :

Cette installation est formée d'une division d'hydrotraitement et d'une division de réaction. Le reformat produit par cette installation est dirigé vers la division de fractionnement présente dans l'unité magnaforming (U100). L'unité de platforming possède une capacité de traitement équivalente à celle de l'unité magnaforming ; elle est alimentée par la même charge et génère les mêmes produits. La seule distinction réside dans la méthode employée (configuration des réacteurs) [11].

I.2.4. Unités de traitement et séparation de GPL (U30/31/104) :

Ces trois unités sont conçues pour traiter les gaz de pétrole liquéfiés provenant des installations (U10, U11 et U103). Les charges de ces unités proviennent des deux unités de distillation atmosphérique et des deux unités de reforming catalytique. L'unité (U30) est alimentée par le GPL issu de l'unité de distillation atmosphérique (U10) et de l'unité magnaforming (U100), l'unité (U31) reçoit le GPL provenant des unités de distillation atmosphérique (U10 et U11) tandis que l'unité (U104) est approvisionnée par le GPL de

l'unité magnaforming (U100). Chaque unité comporte une section de traitement de la charge pour éliminer l'humidité, une section de déméthanisation pour séparer les hydrocarbures légers (C1 et C2) et une section de séparation du propane et du butane [11].

I.2.5. Unité d'extraction des aromatiques (U200) :

L'installation d'extraction des composés aromatiques est destinée au traitement des reformats légers provenant des unités de reforming catalytique (U100 et U103). Cette unité est constituée d'une section d'extraction des composés aromatiques et d'une section de fractionnement des composés aromatiques en benzène et toluène de grande pureté. Le processus implique la séparation de la charge (reformat léger) par extraction liquide-liquide à l'aide d'un solvant (sulfolane) en deux fractions distinctes (reformat et extrait). Le produit raffiné, principalement composé d'hydrocarbures paraffiniques, est dirigé vers le stockage, tandis que l'extrait est séparé en composés aromatiques et solvant par distillation ; le solvant est ensuite régénéré et réintroduit dans la colonne d'extraction, tandis que les composés aromatiques sont fractionnés en benzène et toluène dans des colonnes de distillation [10].

I.2.6. Unité de séparation du paraxylène(U400) :

La charge de l'unité de séparation du paraxylène est composée des fractions C8 issues des deux unités de reforming catalytique (U100 et U103). La séparation du paraxylène des autres isomères de xylène (méta et ortho) et de l'éthylbenzène est effectuée par le procédé de cristallisation [9].

I.2.7. Unité d'isomérisation de xylènes (U500) :

Cette installation est conçue pour accomplir l'isomérisation des xylènes (méta et ortho) et le désalkylation de l'éthylbenzène en utilisant un catalyseur fondé sur la zéolithe. Elle est composée d'une section de réaction et d'une section de fractionnement [11].

I.2.8. Unités d'isomérisation du naphta léger (U700/701 et U702/703) :

La charge des unités d'isomérisation est composée d'un mélange des fractions C5-65°C et C6 de naphta de distillation directe, ainsi que de la coupe C5 de l'unité de reforming catalytique (U103). Ces fractions de naphta contiennent des impuretés fortement dommageables pour le catalyseur d'isomérisation. C'est pourquoi chaque unité comprend une section d'hydrotraitement du naphta léger et une section d'isomérisation du naphta ayant subi ce traitement [8].

I.2.9. Unité de purification d'hydrogène (U900) :

Cette unité est conçue pour traiter le gaz riche en hydrogène provenant des unités de reforming catalytique (U100 et U103) et produire de l'hydrogène d'une très haute pureté,

utilisé dans les unités d'isomérisation du naphta léger et d'isomérisation des xylènes. Sa capacité de traitement est de 20 256 m³/h pour une production de 12 582 m³/h d'hydrogène ayant une pureté molaire de 99,90%, avec un taux de récupération d'hydrogène de 88%. La purification de l'hydrogène est réalisée par le procédé d'adsorption dans un système composé de huit ballons d'adsorption, certains en fonctionnement et les autres en régénération.

L'adsorption des impuretés contenues dans le gaz riche s'effectue à une pression absolue de 25,3 kg/cm² (haute pression) et une température de 40°C, tandis que la régénération se déroule à basse pression [8].

I.2.10. Unité de stockage, mélange et expédition :

Cette installation est constituée d'une section de mélange et d'expédition des produits pétroliers, ainsi que d'une section de stockage du brut et des produits pétroliers. Elle comprend :

- Les réservoirs de stockage des différentes charges et produits des unités de production.
- Les réservoirs de mélange des gazoles et des essences.
- Les stations de pompage pour l'expédition des produits pétroliers vers les différents dépôts de stockage (dépôts d'El Khroub et de Berrahal) [10].

I.3. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda :

SONATRACH a procédé à la réhabilitation et à la modernisation de la RA1K, dans le cadre du projet intitulé : **“Projet Réhabilitation et Adaptation de la Raffinerie de Skikda.** Dans l'étendue de ce Projet, certaines des unités existantes ont été réhabilitées et d'autres unités nouvelles ont été rajoutées. Les objectifs principaux de ce grand projet sont les suivants :

- Répondre aux spécifications d'Euro V pour essence et gasoil.
- Augmenter la capacité de raffinage du pétrole brut.
- Augmenter la capacité de production d'aromatiques.
- Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- Moderniser les installations afin d'améliorer les spécifications des produits
- Raffinés sur le marché international.
- Moderniser le système de stockage et la distribution de l'électricité.
- Moderniser l'instrumentation des unités existantes qui n'ont pas été rénovées [12].

I.3.1. Plan et programme de réhabilitation :

Le plan et le programme de réhabilitation successive des unités principale et des utilités.

Tableau I. 2:Plan de réhabilitation des unités de la RA1K [8].

Unités	Capacité avant Réhabilitation (kg/h)	Capacité après Réhabilitation (kg/h)
Topping 10 (*)	7 500 000	9 000 000
Topping 1(*)	7 500 000	9 000 000
GasPlant 30 (*)	306 500	339 500
GasPlant 31 (*)	283 000	339 500
GasPlant-3 104	96 000	Instrument revamp @
Prétraitement Naphta 100	1 165 000	Instrument revamp @
Reforming I100 (*)	1 165 000	1 174 600
Section Splitter platformat 100 (**)	-	989 950
Prétraitement Naphta 101-103	1 165 000	Instrument revamp @
Extraction des aromatiques 200(*)	285 000	627 100
Extraction du paraxylène 400(#)	430 000	1 782 800
Isomérisation du Xylène 500 (**)	-	1 380 400
Purification d'Hydrogène 900(**)	-	27 200
Stripper des eaux acides II 10 (*)	33 530	28 000
Stripper des eaux acides I12 (**)	-	17 070
Unité Soufflage du Bitume 70	277 000	Instrument revamp @
Unité traitement du Kérosène 20 N°1	750 000	Instrument revamp @
Unité de traitement du Kérosène 21 N°2	750 000	Instrument revamp @

(*) = rénové ; (**) = Nouveau ; (#) = déplacé et rénové ; @ = y compris HAZOP

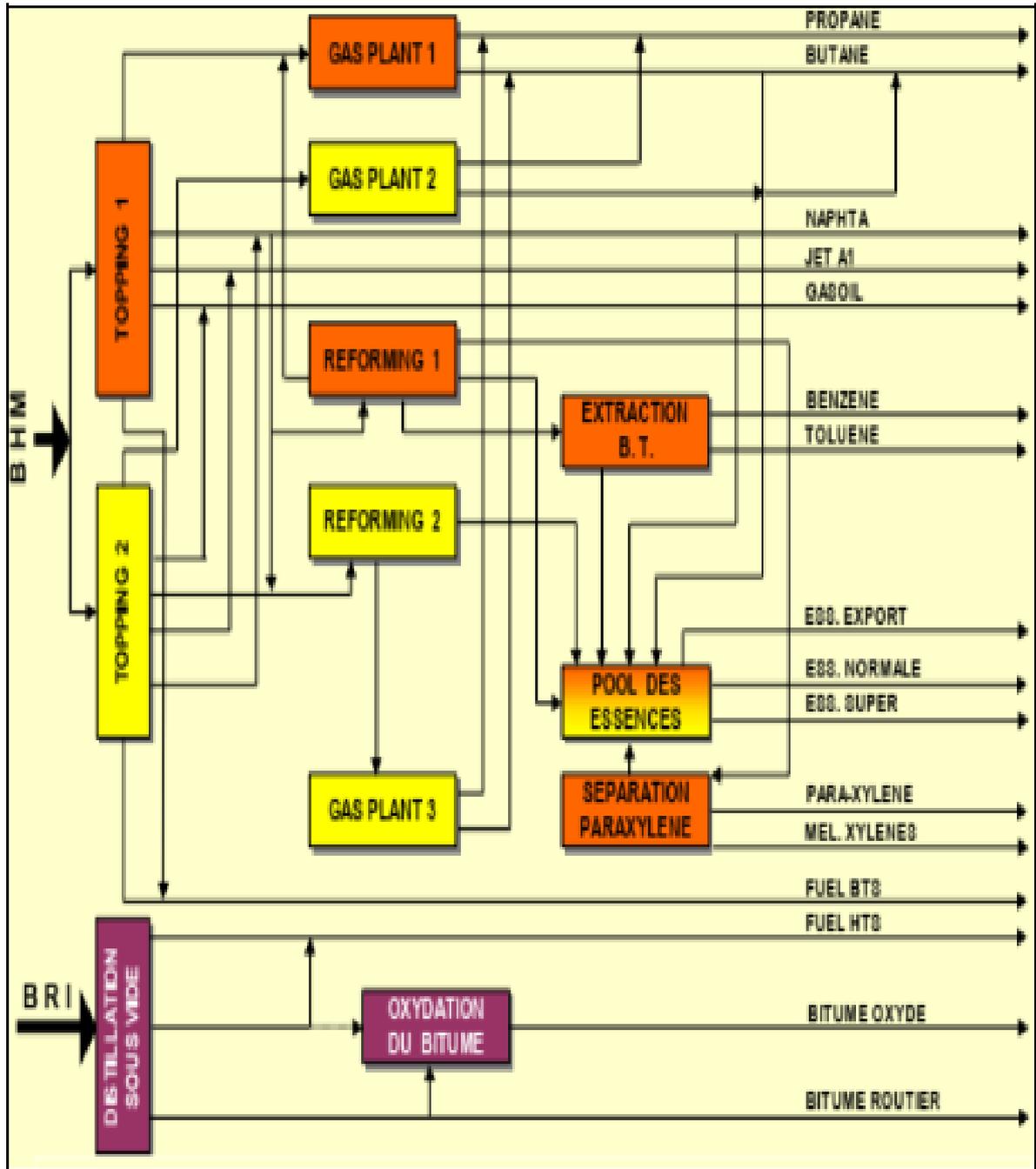


Figure I. 2: Configuration de la raffinerie avant réhabilitation [8].

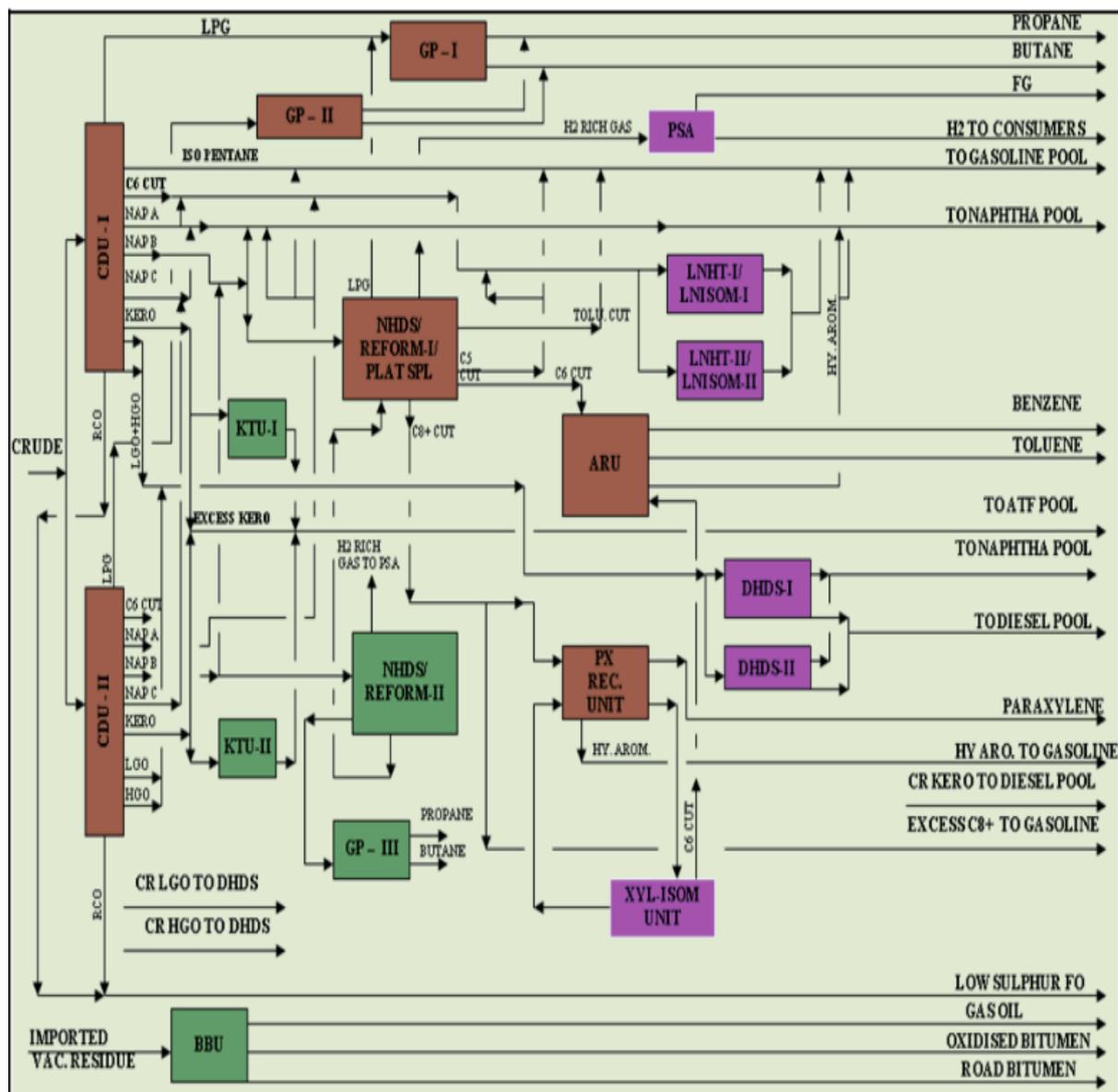


Figure I. 3: Configuration de la raffinerie après réhabilitation [8].

I.4. Description de l'unité d'affectation :

La distillation atmosphérique du brut, également nommée distillation initiale ou Topping, est le processus fondamental dans le traitement du pétrole brut, qui est composé d'une série d'hydrocarbures aux caractéristiques diverses. Elle consiste à fractionner le brut en plusieurs coupes (ou fractions) élémentaires aux propriétés bien définies et plus homogènes, destinées à être utilisées comme bases pour la formulation des produits finis (essences, kérosène, gazole, fuel, etc.) ou comme charges pour divers procédés de transformation (isomérisation, reformage catalytique, etc.) ou encore comme charges pétrochimiques. Ces

coupes sont généralement définies par leurs points de distillation. Le procédé de la distillation atmosphérique de la raffinerie de Skikda (RA1K) est schématisé dans les figures 1.2 et 1.3.

L'unité de distillation atmosphérique (U10) a été rénovée pour traiter 27.000 tonnes/jour, soit l'équivalent de 9.000.000 tonnes/an de pétrole brut provenant de Hassi Messaoud. Les fractions pétrolières obtenues sont :

- Le gaz combustible
- Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL)
- La coupe C6
- Le naphta A
- Le naphta B
- Le naphta C
- Le kérosène
- Le gazole léger (LGO)
- Le gazole lourd (HGO)
- Le résidu atmosphérique

La capacité de conception, après la rénovation de l'unité de distillation atmosphérique (U10), est de 8.250.000 tonnes/an pour 8000 heures/an de fonctionnement selon la garantie. Cependant, la capacité actuelle de conception est de 9.000.000 tonnes/an [10].

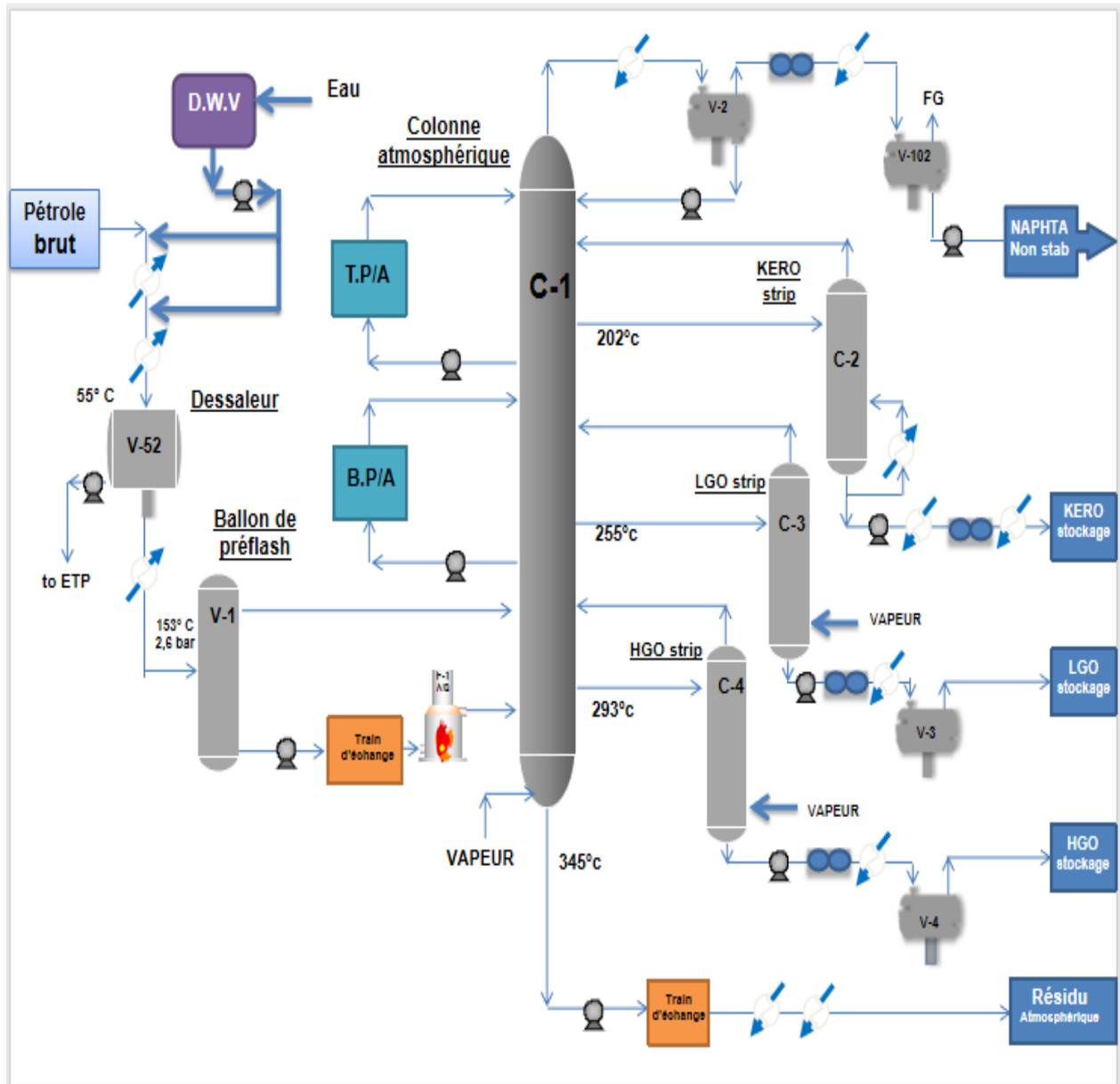


Figure I. 4: Schéma du procédé de l'unité de distillation atmosphérique (U10) – 1ère partie [13]

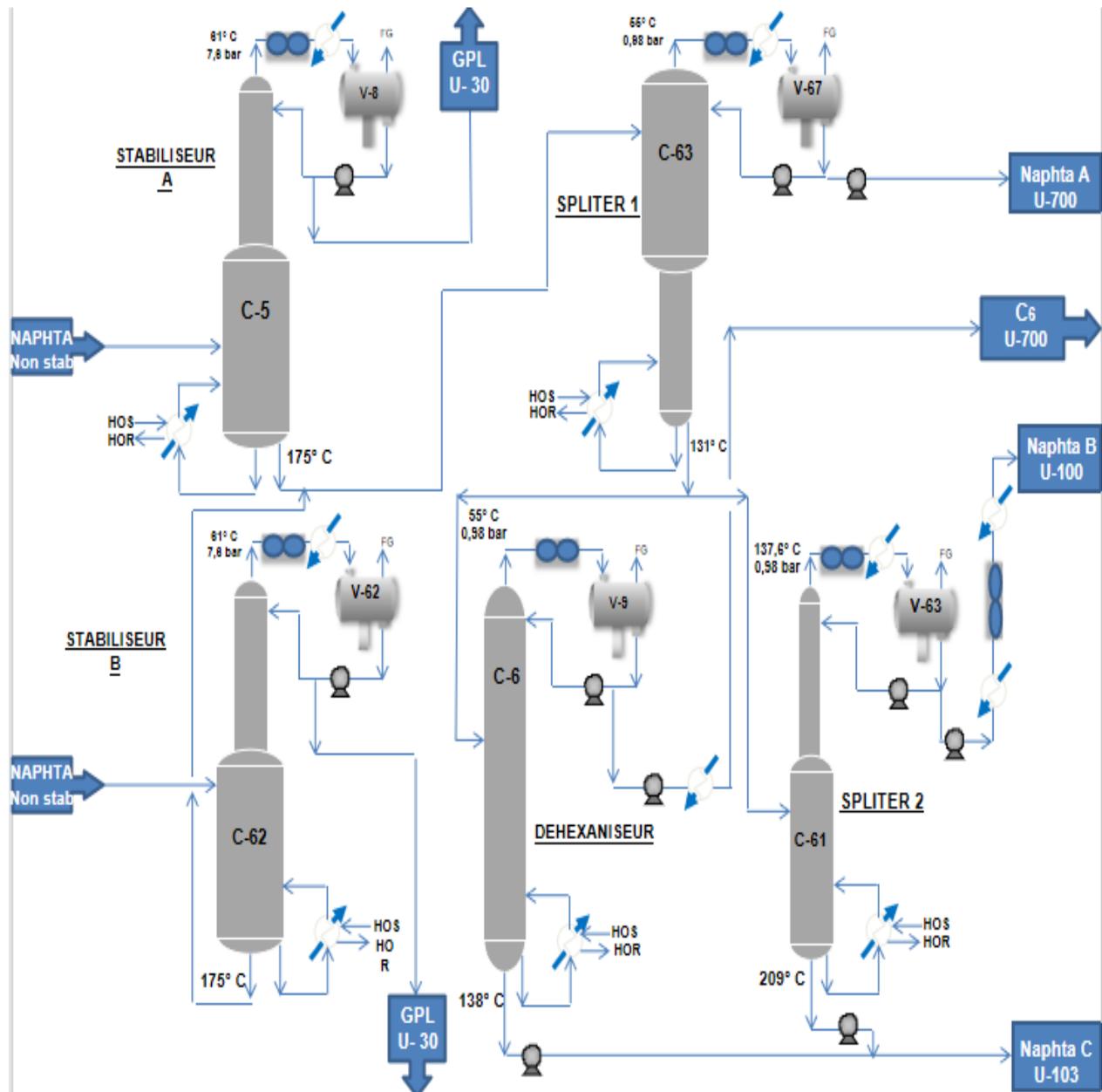


Figure I. 5: Schéma du procédé de l'unité de distillation atmosphérique (U10) – 2ème partie [13]

I.4.1. Description de procédé :

L'unité de distillation atmosphérique (U10) est conçue pour fractionner le brut en coupes pétrolières, soit finies et envoyées directement au stockage, soit utilisées comme charge pour d'autres unités. Elle comprend les parties suivantes :

- Le dessalage du brut,
- Le préchauffage de la charge,
- La colonne de fractionnement du brut,

- Les colonnes de stripping des soutirages latéraux,
- Les colonnes de stabilisation de la coupe naphta,
- La colonne de séparation de la coupe C6,
- Les colonnes de séparation des coupes naphta (A, B et C) [11].

I.4.1.1. Dessalage du brut :

La charge de l'unité de distillation atmosphérique est aspirée des bacs de stockage à la pression absolue de 1,3 kg/cm² et la température de 15 à 36 °C par la pompe de charge (10-P-71A/B) puis refoulée à la pression absolue de 18 kg/cm². Le brut est ensuite chauffé, coté tubes, dans les échangeurs (10-E-107 A/B) par une partie du gasoil léger à la température de 33 °C puis, côté tubes, dans l'échangeur (10-E-72) par l'autre partie du gasoil léger à la température de 55 °C. Dans le cas où la température du brut provenant des réservoirs de stockage est de 36 °C, les échangeurs (10-E-107 A/B) doivent être complètement bypassés. Le brut, chauffé à 55 °C, est envoyé dans le dessaleur (10-V-51) afin d'éliminer les sels contenus dans le brut. L'eau provenant du ballon (10-V-52) est mélangée avec le brut avant l'entrée au dessaleur. Cette eau est constituée de l'eau acide strippée dans l'AWS (Acid Water Stripper) existant et l'eau des effluents traités provenant de la nouvelle ETP (Effluent Traitement Product). Le niveau du ballon est contrôlé par le régulateur (LIC46) agissant sur le débit des effluents traités à travers la vanne (LV46). Le débit d'eau est contrôlé par le régulateur (FV90). Le mélange eau - brut est réalisé par la vanne mélangeuse (HV1251) avant d'entrer dans le dessaleur à travers les deux tubulures de fond. Le dessaleur fonctionne à une température de 50°C et une pression absolue de 11,7 kg/cm².

Le niveau du dessaleur est maintenu par le régulateur (LIC40) agissant sur la vanne (LV40) de l'eau purgée. Un indicateur de la teneur en hydrocarbures dans l'eau purgée permet de vérifier cette performance du dessaleur. En fonctionnement normal, 90 % environ des sels contenus dans le brut sont éliminés par le dessaleur [9].

I.4.1.2. Préchauffage du brut :

Le brut dessalé à 50°C est préchauffé dans les échangeurs E93 A-H par les vapeurs en tête de la colonne C1. Ces échangeurs sont disposés en deux batteries de quatre échangeurs en parallèle, reliés en série. Le brut ressort à 148°C, température régulée par TIC1180 via la vanne TV1180 sur le bypass.

Le brut chaud est ensuite envoyé dans le ballon de détente V1 à 4 kg/cm² et 140°C, où il se sépare en une phase vapeur (environ 7,1% massique) et une phase liquide. Les vapeurs de V1 sont chauffées à 226°C par l'huile chaude dans l'échangeur E64, avant d'aller

dans la zone de vaporisation de la colonne C1. Le liquide résiduel est pompé par P72 A/B/C vers la zone de vaporisation de C1, en passant par une série d'échangeurs, puis deux fours. Une fois débarrassé des hydrocarbures légers, le brut est chauffé dans plusieurs séries d'échangeurs en passant successivement par les circuits suivants :

Côté calandre des échangeurs E82 A/B en série, chauffé à 151°C par le gasoil lourd.

Côté tubes des échangeurs E61 A-D en deux batteries de deux échangeurs parallèles reliés en série, chauffé à 174°C par le reflux circulant supérieur.

- Côté calandre des échangeurs E83 A/B en série, chauffé à 186°C par le résidu atmosphérique.
- Côté tubes de l'échangeur E91, chauffé à 195°C par le reflux supérieur.
- Côté calandre des échangeurs E90 A/B en série, chauffé à 226°C par le reflux inférieur.
- Côté calandre de l'échangeur E62, chauffé à 233°C par le reflux inférieur.
- Côté calandre des échangeurs E63 A-D en série, chauffé à 260°C par le résidu atmosphérique.

Finalement, le brut à 260°C est partiellement vaporisé dans les fours F1A/B en parallèle, puis acheminé à 356°C vers la zone de vaporisation de la colonne de distillation atmosphérique C1 [9].

I.4.1.3. Fractionnement du brut :

Le fractionnement du brut s'effectue dans la colonne de distillation atmosphérique C1, opérant à une pression absolue de 2,8 kg/cm². Cette colonne mesure 50,55 m de hauteur, avec un diamètre de 8,1 m dans la section d'enrichissement et 3,8 m dans la section d'épuisement.

Elle comporte 52 plateaux, répartis en trois zones distinctes :

- La zone d'alimentation ou de flash, entre les plateaux 5 et 6
- La zone d'enrichissement ou de fractionnement, entre les plateaux 6 et 52
- La zone d'épuisement ou de stripping, entre les plateaux 1 et 5

Le brut préchauffé à 356°C est introduit avec les vapeurs légères provenant du ballon de détente V1 dans la zone de flash de la colonne C1, permettant ainsi le fractionnement [11].

I.4.1.3.1. Vapeurs de tête :

Les vapeurs de tête de la colonne C1, composées de gaz légers, GPL et naphta à 172°C, sont refroidies dans les échangeurs E93 A-H par le brut jusqu'à 135°C, provoquant une condensation partielle. Elles sont ensuite envoyées dans le ballon de reflux V2 à 2,3 kg/cm².

Le liquide de fond de V2 est repompé comme reflux de C1 par P73 A/B. Le débit de reflux est contrôlé par FIC40 en cascade avec TIC16 sur la température des vapeurs de tête. Le niveau de V2 est régulé par LIC6 via les vannes LV6 et LV1951.

Les vapeurs résiduelles de V2 sont refroidies à 48°C dans les aéroréfrigérants EA1 A-L, puis à 40°C dans les condenseurs E92 A/B. Ce mélange partiellement condensé est envoyé dans V3 à 1,59 kg/cm² où il se sépare en 3 phases : vapeur, liquide et eau acide.

L'eau acide est évacuée par P70 A/B. Le naphta non stabilisé est préchauffé et envoyé aux colonnes C5 et C62, son débit étant contrôlé par LIC8, FIC52 et FIC2151. Les gaz incondensables vont à la torche, leur pression étant régulée par PIC15, avec un appoint de gaz combustible via PV15A si nécessaire.

Des inhibiteurs de corrosion sont injectés en amont des aéroréfrigérants pour protéger ce circuit [10].

I.4.1.3.2. Soutirage du kérosène :

La coupe kérosène est prélevée à 199°C du 46ème plateau de C1 et envoyée à la colonne de stripping C2 à 8 plateaux. Le stripping du kérosène se fait par rebouillage à contre-courant avec le reflux inférieur dans le rebouilleur thermosiphon E20 côté tubes. Après stripping, les fractions légères retournent au 47ème plateau de C1, tandis que le kérosène fond à 230°C est pompé par P94 A/B, refroidi dans E10 A/B par le naphta, dans EA8, et E21 jusqu'à 40°C, avant d'aller au traitement ou au stockage. L'excès de kérosène est envoyé au stockage de gasoil léger [11].

I.4.1.3.3. Soutirage du gasoil léger (LGO) :

La coupe gasoil léger est prélevée à 241°C du 20ème plateau de C1 et envoyée à la colonne de stripping C3 à 5 plateaux. Le stripping se fait par injection de vapeur MP sous le 1er plateau, débit contrôlé par FIC1851. Après stripping, les fractions légères retournent au 21ème plateau de C1. Le LGO fond à 248°C est refroidi côté calandre dans E72 par le brut à 153°C, puis dans E1075 A/B par le brut à 97°C, avant d'être pompé par P74 A/B, refroidi dans EA9 A/B et E65 A/B jusqu'à 40°C. Il passe ensuite dans un coalescence4kà pour

retirer l'eau avant stockage, son débit étant contrôlé par FIC47 en cascade avec LIC12. L'eau huileuse est purgée du coalescer sous contrôle de LIC1851 vers le réseau OWS [9].

I.4.1.3.4. Soutirage du gasoil lourd (HGO) :

Le gasoil lourd est prélevé à 294°C du 15ème plateau de C1 et envoyé à la colonne de stripping C4A à 5 plateaux. Le stripping se fait par injection de vapeur MP contrôlée par FIC185 sous le 1er plateau. Après stripping, les fractions légères retournent au 16ème plateau de C1. Le HGO fond est refroidi côté tubes dans E82 A/B par le brut, puis pompé par P95 A/B, refroidi dans EA10 et E66 A/B jusqu'à 40°C. Il passe dans un coalescer pour retirer l'eau avant stockage, son débit étant contrôlé par FIC47 en cascade avec LIC12. L'eau huileuse est purgée du coalescer sous LIC1854 vers l'OWS [9].

I.4.1.3.5. Résidu atmosphérique :

Les liquides de la zone de flash descendent au fond de C1 où ils sont strippés par injection de vapeur BP contrôlée par FIC1752. Ce stripping règle la teneur en gasoil dans le résidu. Le résidu à 338°C est pompé par P76 A/B, refroidi dans E63 A-D par le brut à 242°C, puis dans E83 A/B par le brut à 200°C, dans E8 A/B côté calandre par le naphta à 119°C, et finalement dans E22 A/B et E67 par l'eau tempérée jusqu'à 80°C avant stockage, en restant >70°C pour éviter le bouchage [9].

I.4.1.3.6. Reflux circulant supérieur :

Le reflux supérieur prélevé à 219°C du 33ème plateau est pompé par P75 A/B, refroidi côté calandre dans E91 puis E61 A-D par le brut jusqu'à ~163°C, et réintroduit au 34ème plateau. Sa température est contrôlée par TIC17 via TV17 A/B sur le retour et le bypass.

I.4.1.3.7. Reflux circulant inférieur :

Le reflux inférieur prélevé à 294°C du 15ème plateau est pompé par P15 A/B, envoyé au rebouilleur E20 de la colonne C2, refroidi dans E62 par le brut jusqu'à ~275°C puis dans E90 A/B par le brut jusqu'à ~231°C avant retour au 16ème plateau, température contrôlée [11].

I.4.1.4. Stabilisation du naphta :

Le naphta non stabilisé à 39°C venant de V3A est pompé par P92 A/B, préchauffé côté tubes dans E8 A/B par le résidu à 104°C, côté calandre dans E9 à contre-courant avec le produit de fond du splitter II, dans E10 A/B à contre-courant avec le kérosène, jusqu'à 140°C. 70% est envoyé à la colonne C5 et 30% à C62.

I.4.1.4.1. Colonne de stabilisation C5 :

La colonne C5 comporte 38 plateaux et opère à 8,7 kg/cm² de pression absolue. 70% du naphta non stabilisé est introduit dans la zone de flash entre les plateaux 18 et 19, avec un contrôle du débit.

Les vapeurs de tête à 60°C sont partiellement condensées dans les aéroréfrigérants EA2 A-G et le condenseur E11, avant d'aller dans le ballon V8 à 43°C. La phase vapeur de V8 est envoyée au réseau gaz combustible ou à la torche via PV21A. La phase liquide est partiellement pompée comme reflux par P93 A/B, débit contrôlé par FIC53 sur FV53. Le reste est envoyé comme distillat GPL à l'unité U30, débit contrôlé par FIC55 en cascade avec LIC21. L'eau huileuse de V8 est évacuée sous contrôle de LIC30 sur LV30. Une inhibitrice anticorrosion est injecté avant EA2 A-G.

Une partie du résidu de C5 est rebouillée dans E69 A/B par l'huile chaude avant réintroduction. Le reste, naphta stabilisé, est envoyé à la colonne de séparation des naphtas, débit contrôlé par LIC20 en cascade avec FIC54 sur FV54 [10].

I.4.1.4.2. Colonne C62 :

La colonne C62 à 38 plateaux opère à 8,7 kg/cm². 30% du naphta non stabilisé est introduit dans la zone de flash entre les plateaux 18 et 19, avec contrôle du débit.

Les vapeurs de tête à 60°C sont partiellement condensées dans EA62 A/B et E71, avant d'aller au ballon V62 à 43°C. Les incondensables sont envoyés au réseau gaz/torche via PV2252B.

Le liquide de V62 est partiellement pompé comme reflux par P63 A/B, débit contrôlé par FIC2252 sur FV2252. Le reste est envoyé comme distillat GPL à l'unité U30, débit contrôlé par FIC2251 en cascade avec LIC2253. L'eau de V62 est évacuée sous LIC2255 sur LV2255. Un inhibiteur est injecté avant EA62 A/B.

Une partie du résidu est rebouillée dans E70 avant réintroduction. Le reste, naphta stabilisé, est envoyé à la colonne des naphtas, débit contrôlé par LIC2251 en cascade avec FIC2254 sur FV2254 [10].

I.4.1.5. Séparation du naphta en coupe A :

Le naphta stabilisé provenant des colonnes C5 et C62 est envoyé à la colonne de séparation C63 à 36 plateaux, opérant à 2 kg/cm². Les débits sont contrôlés par FIC54 et FIC2254 en cascade avec les niveaux LIC20 (C5) et LIC2251 (C62).

Les vapeurs de tête de C63 à 57°C sont partiellement condensées dans EA63 A-F et E78 A-H jusqu'à 40°C avant le ballon V67. La phase vapeur (hydrocarbures légers) de V67

va à la torche, pression contrôlée par PIC2372 sur PV2372. Une partie du liquide est repompée comme reflux par P29 A/B, débit réglé par FIC2356. Le reste, naphta A, est envoyé au stockage par P87 A/B, débit contrôlé par FIC2353 en cascade avec LIC2352.

Une partie du résidu de C63 est rebouillée dans E75 A/B avant réintroduction. Le reste, naphta B+C, est pompé par P65 A/B et envoyé aux colonnes C61 et C6, débits contrôlés respectivement par FIC2351 sur FV2351 et FIC2352 sur FV2352 [11].

I.4.1.6. Séparation de la coupe C6 :

Une partie du naphta B+C de C63 est envoyée à la colonne C6 à 36 plateaux et 2 kg/cm² pour séparer la coupe C6, chargée au 13^e plateau.

Les vapeurs de tête à 88°C sont partiellement condensées à 73°C dans EA3 avant le ballon V9. La phase vapeur de V9 va à la torche, pression contrôlée en split-range par PIC22 sur PV22 et par injection d'azote via PV22A. Une partie du liquide est repompée comme reflux au-dessus du 36^e plateau par P84 A/B, débit réglé par FIC56. Le reste (distillat C6) est envoyé à l'isomérisation par P88 A/B, débit contrôlé par FIC2159 en cascade avec LIC24.

Une partie du résidu de C6 à 140°C est rebouillée dans E87 avant réintroduction sous le 1^{er} plateau à 147°C, température contrôlée par TIC2180 sur TV2180 A/B. Le reste, coupe naphta C, est envoyé au stockage par P85 A/B, débit contrôlé par FIC2155 en cascade avec LIC23 sur FV2155 [9].

I.4.1.7. Séparation de la coupe naphta B :

La nouvelle colonne C61 à 36 plateaux et 2 kg/cm² de pression permet de séparer le naphta B du naphta C. L'alimentation en naphta B+C de C63 est introduite au 27^{ème} plateau. Les vapeurs de tête à 140°C sont partiellement condensées dans EA64 A-D jusqu'à 102°C avant le ballon de reflux V63. La phase vapeur est envoyée à la torche, pression contrôlée par PIC2452 sur PV2452.

Une partie du liquide est repompée comme reflux au-dessus du 36^{ème} plateau par P77 A/B, débit contrôlé par FIC2451. Le reste, distillat naphta B, est refroidi dans EA6 A/B et E17 jusqu'à 38°C avant envoi au stockage par P5 A/B, débit contrôlé par FIC57 en cascade avec LIC2451.

Une partie du résidu de C61 à 204°C est rebouillée dans E73 A/B avant réintroduction sous le 1^{er} plateau, température contrôlée par TIC2452 sur l'huile chaude. Le reste, naphta C, est refroidi dans E9, EA7 A/B et E68 A/B jusqu'à 38°C par P86 A/B.

Le naphta C issu de C61 est mélangé en ligne avec celui de C6 avant stockage [10].

I.5. Spécifications de la charge et des produits :

Les produits pétroliers ainsi que les différentes spécifications de la charge, sont indiqués dans les tableaux suivants :

Tableau I. 3: Spécifications des produits pétroliers [8].

Produits	Distillation TPB (PI et PF en °C)
Naphta A	C5-65
Naphta B	65-150
Naphta C	150-180
Coupe C6	–
Kérosène	181-235
Gas-oil léger	235-320
Gas-oil lourd	320-360
Résidu atmosphérique	>360

Tableau I. 4: Spécifications de la charge [8].

Spécifications	Valeurs
Densité (°API)	44,7
Densité à 15 °C	0,8025
Facteur de caractérisation K	12
Viscosité cinématique à 37,8 °C (cSt)	1,989
Point de goutte (Pour point) (°C)	-52
Point d'éclair (°C)	< 20
Teneur en soufre(%)	0,13
Teneur en sulfure d'hydrogène (ppm)	0
Teneur en cendres (%)	< 0,005
Teneur en sel tel que NaCl (%)	< 0,001
Teneur en cire (%)	2,4
Teneur en asphalte (%)	0,06
Teneur en résidu de carbone condracon (CCR) (%)	0,83
Teneur en eau et sédiments (BSW) (%vol)	Traces

I.6. Bilan de matière de l'unité de distillation atmosphérique (u10) :

Tableau I. 5: Bilan de matière de l'unité (U10) [8].

Désignation	Débit massique (kg/h)
Brut provenant du stockage	1.130.618
Eau dessaleur	70,004
Vapeur de stripping du résidu atmosphérique	8,498
Vapeur de stripping du gasoil léger	4,396
Vapeur de stripping du gasoil lourd	1,527
Débit total de charge	1.215.043
Eau contenant les sels sortie dessaleur	72,892
Gaz combustible	173
GPL vers l'unité de traitement et séparation des gaz (U30)	43,091
Naphta A vers stockage	43,942
Naphta B vers stockage	157,130
Naphta C vers stockage	128,347
Coupe C6 vers l'unité d'isomérisation	9,855
Kérosène traité vers stockage	93,751
Gasoil léger +kérosène en excès	259,599
Gasoil lourd vers stockage	90,629
Résidu atmosphérique vers stockage	299,001
Eau acide et eau huileuse	16,632
Débit total des produits	1.215.042

Chapitre II
Distillation atmosphérique et
simulation

CHAPITRE II

Distillations atmosphérique et simulation

La complexité de la composition du pétrole brut nécessite la mise en œuvre de procédés physiques de séparation. Bien que ces procédés ne permettent pas toujours d'isoler des hydrocarbures purs, ils sont essentiels pour obtenir des mélanges caractérisés par leur température d'ébullition, connus sous le nom de « coupes pétrolières ». Parmi ces procédés de séparation, la distillation occupe une place prépondérante en réalisant le fractionnement des hydrocarbures en fonction de leur température d'ébullition. Le procédé de distillation atmosphérique est ainsi fondamental pour le traitement initial du pétrole brut. La distillation est l'une des méthodes de séparation les plus cruciales en génie chimique [14]. Elle permet de séparer un ou plusieurs constituants d'un mélange homogène liquide en exploitant la différence de volatilité des constituants. Représentant plus de 30% des opérations unitaires, elle est indispensable pour une large gamme de produits chimiques, principalement le pétrole et ses dérivés. Les procédés de distillation varient selon la nature des produits à séparer, tels que la distillation sous vide pour abaisser les températures d'ébullition, ou la distillation sous pression pour séparer des composés très volatiles comme les gaz. La distillation fractionnée est également utilisée pour des produits dont les températures d'ébullition sont très proches. La distillation atmosphérique constitue la première étape du raffinage du pétrole brut. Elle permet de fractionner les hydrocarbures contenus dans le pétrole en six produits de base, du haut vers le bas de la colonne de distillation [15] :

- Essence totale : comprend les GPL, naphta léger et naphta lourd.
- Kérosène.
- Gasoil léger.
- Gasoil lourd.
- Résidu atmosphérique.

Ce procédé est non seulement vital pour la transformation initiale du pétrole brut, mais il pose également les bases pour les étapes ultérieures de raffinage et de traitement. L'optimisation de la performance de la colonne de distillation atmosphérique est donc essentielle pour améliorer l'efficacité et la rentabilité de l'ensemble du processus de raffinage.

II.1. Description de la colonne de distillation atmosphérique :

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

Les plateaux sont de types à clapet qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante [15].

Les colonnes de distillation atmosphérique comportent généralement quatre zones :

- **Zone de stripping ou zone d'épuisement**

La zone de stripping, en fond de colonne, est plus souvent équipé de 3 à 6 plateaux a pour fonction d'éliminer les fractions légères contenues dans le résidu atmosphérique venant de la zone d'alimentation. Dans tous les cas, il est important d'avoir une vapeur de stripping sèche, afin d'éviter les vaporisations brutales qui peuvent endommager les internes [16].

- **Zone d'alimentation ou zone de flash**

C'est la zone d'injection de la charge chauffée, ou s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Il est compris entre le 5ème et le 6ème plateau [15].

- **Zone de rectification**

On effectue la rectification à partir des plateaux qui varie entre 42 à 46 plateaux. Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd [15].

- **Les zones de reflux circulants**

L'amélioration des niveaux de température auxquels sont réalisés les soutirages de chaleur, conduit à installer des reflux circulants intermédiaires entre certains soutirages de produits. Ces reflux permettent aussi une meilleure répartition des flux vapeur au sein de la colonne. Les zones [Optimisation des paramètres de fonctionnement de 10-C1 pour maximiser le rendement en gasoil] de reflux circulants sont caractérisées par des fortes charges liquides et une grande variation du flux vapeur, qui décroît fortement du bas vers le

haut de la zone. Ces zones sont habituellement constituées d'un nombre réduit de plateaux (2 à 3) ayant un fort espacement (0.65 à 0.90 m) [16].

II.2. Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation :

Les colonnes de distillation industrielle fonctionnent en continu, avec une charge constante en composition, débit et température, produisant un distillat en tête et un résidu au fond. La pression varie légèrement entre le sommet et le fond. Le processus comprend plusieurs étapes: l'alimentation est préchauffée avant d'entrer dans la colonne ; les vapeurs de tête sont condensées, avec une partie retournant comme reflux et l'autre partie comme distillat ; le liquide de fond est partiellement réchauffé et renvoyé dans la colonne, le reste étant stocké ou envoyé à une autre unité. Le reflux, un flux liquide interne, descend de plateau en plateau pour maintenir les bilans thermiques. Le rebouillage revaporise la fraction légère du liquide de fond, soit directement, soit par stripping avec de la vapeur d'eau. Le trafic interne dans les plateaux assure le contact entre le liquide et la vapeur, améliorant la qualité de la séparation selon le nombre de plateaux [5].

II.2.1. Variables opératoires et leurs influences :

II.2.1.1. Température de sortie four :

La chaleur nécessaire à la distillation est fournie avec la charge qui est donc partiellement vaporisée. Le degré de vaporisation (à pression constante) dépend de la température de sortie du four. Le produit sortant des fours est vaporisé environ le 67 à 82%, une augmentation de température du brut entrant dans la colonne détermine une augmentation du reflux en tête de la colonne et favorise l'échange liquide / vapeur sur les plateaux, en déterminant un meilleur fractionnement. La température de transfert – line doit être maintenue à de telles valeurs que des phénomènes de cracking de la charge soient évités puisqu'ils pourraient produire la formation de charbon sur les parois internes des tubes.

II.2.1.2. Pression dans la colonne :

La pression dans la colonne est un paramètre opérationnel qui est normalement maintenu constant. Une augmentation de la pression provoque de toute façon (dans le cas où la température de transfert resterait constante) une réduction de pourcentage de vaporisation du brut. En outre, le fractionnement entre les produits devient plus mauvais.

II.2.1.3. Température de la tête de colonne :

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

conditions opératoires restant les mêmes, une augmentation de la température de tête cause une réduction du reflux intérieur, une augmentation de la température des plateaux avec un alourdissement de tous les produits. La variation de la température du reflux en tête de la colonne influence le débit du reflux et par conséquent le fractionnement.

II.2.2. Quantités et prélèvement :

Les quantités de chaque prélèvement déterminent le reflux interne de la colonne et influencent par conséquent aussi les intervalles d'ébullition des prélèvements. On peut agir sur la quantité de prélèvement pour varier les caractéristiques des coupes (point final, densité, ...etc.) de chaque produit. Si on veut par exemple, augmenter le point final d'un prélèvement, on augmente sa quantité prélevée de la colonne, les points finaux des produits au-dessous augmenteront eux aussi et pour les ramener aux valeurs initiales, il faut diminuer le prélèvement immédiatement au-dessous de celui qui est intéressé par la variation. Evidemment on procède au contraire lorsqu'on veut une diminution du point final.

II.2.3. Injection de vapeur surchauffée dans le fond de la colonne :

L'injection de vapeur surchauffée provoque une diminution de la température d'ébullition des composants. Par conséquent, elle vérifie l'élimination des fractions les plus légères du résidu, le point d'inflammabilité et la viscosité du produit se modifient.

II.2.4. Reflux circulant intermédiaire (reflux de retour) :

La fonction des reflux de retour est de soustraire de la chaleur de la colonne de distillation en permettant ainsi la condensation des coupes latérales. La chaleur soustraite est cédée au brut dans des échangeurs. Puisque le reflux de retour est prévu pour régler un certain équilibre de la charge liquide et de la vapeur le long de la colonne et encore pour assurer un certain échange thermique, il est évident que les quantités de recirculation doivent être les plus proches de celles de calcul [17].

II.2.5. Qualité du fractionnement :

Le contrôle de la qualité du fractionnement dans une colonne de distillation atmosphérique est généralement basé sur l'analyse des courbes de distillation ASTM.

- Si le fractionnement entre deux coupes successives était parfait, comme dans le cas idéal de la courbe TBP, il n'y aurait aucun constituant commun entre ces deux coupes adjacentes. Ainsi, le point final TBP de la coupe légère coïnciderait avec le point initial de la coupe lourde suivante. Dans ces conditions, le point final de la courbe

ASTM de la coupe légère serait inférieur au point initial de la courbe ASTM de la coupe lourde. Ce décalage positif entre les deux courbes, appelé "gap", est caractéristique d'une excellente qualité de fractionnement (Figure II.1).

- Si au contraire la séparation est mauvaise, des constituants communs subsistent dans les deux coupes successives. Alors, les points finaux TBP et ASTM de la fraction légère dépassent respectivement les points initiaux TBP et ASTM de la coupe lourde. Ce chevauchement ou "overlap" des courbes, avec un décalage négatif, traduit une médiocre qualité de séparation, d'autant plus marquée que le décalage est important (Figure II.1).

Comme les points initiaux et finaux ASTM sont déterminés avec une précision limitée, il est préférable de considérer le décalage entre les points 95% et 5% des courbes ASTM pour exprimer la sélectivité du fractionnement (Figure II.1)[18].

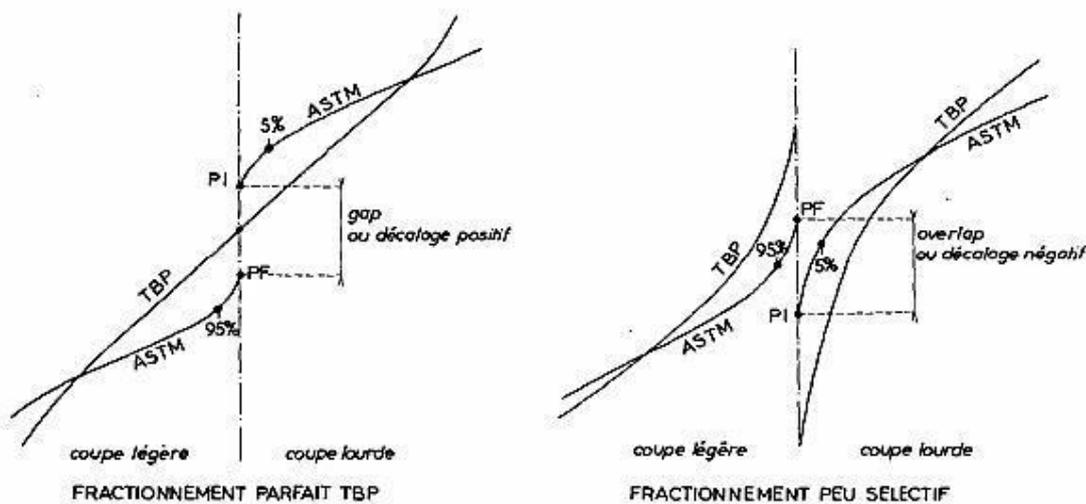


Figure II. 1: Contrôle de la sélectivité du fractionnement et définition de gap et overlap [9].

II.3. Types d'installation de distillation initiale du pétrole :

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

- La nature du pétrole brut à traiter.
- Les produits à obtenir.

II.3.1. Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne :

L'unité de distillation atmosphérique à une seule colonne est adaptée aux pétroles bruts à faible teneur en fractions légères et peu sulfureuses, réduisant ainsi la corrosion de la

colonne. Elle est simple, compacte et utilise des températures basses pour la rectification. Toutefois, elle a une capacité limitée, ne traite pas efficacement les pétroles légers riches en essence, et maintient difficilement un régime constant en cas de variations de composition. Elle est principalement destinée au traitement des pétroles lourds [19].

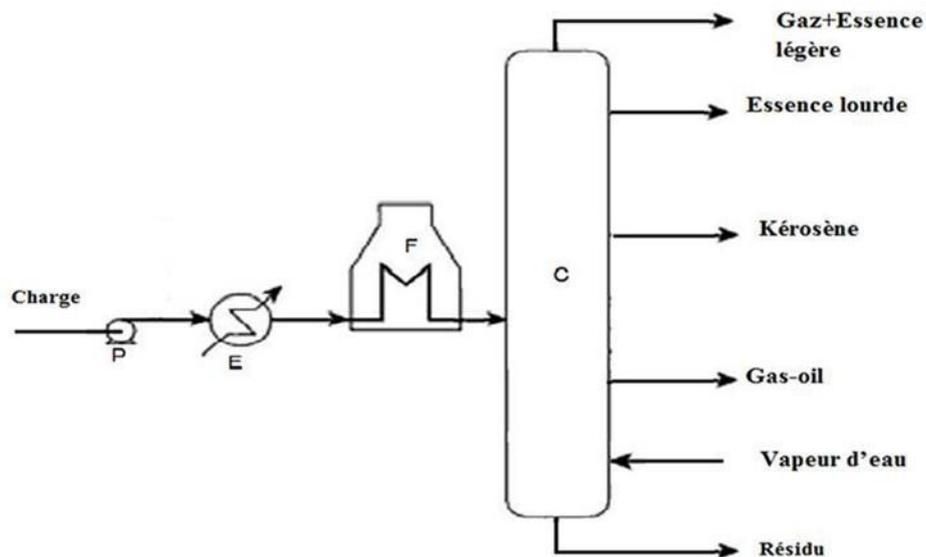


Figure II. 2: Installation de distillation atmosphérique dans une seule colonne [19].

II.3.2. Unité de distillation atmosphérique avec pré distillation :

L'unité de distillation atmosphérique avec pré-distillation traite des pétroles bruts non stabilisés et sulfureux, permettant un bon fractionnement et réduisant la puissance nécessaire du four. Elle offre une grande capacité et peut gérer des pétroles à haute teneur en soufre. Toutefois, elle nécessite des températures élevées, consomme 40 % d'énergie en plus qu'une unité à colonne unique, et est plus complexe. De plus, le pétrole sans fractions légères n'augmente pas la pression dans le four et la colonne [19].

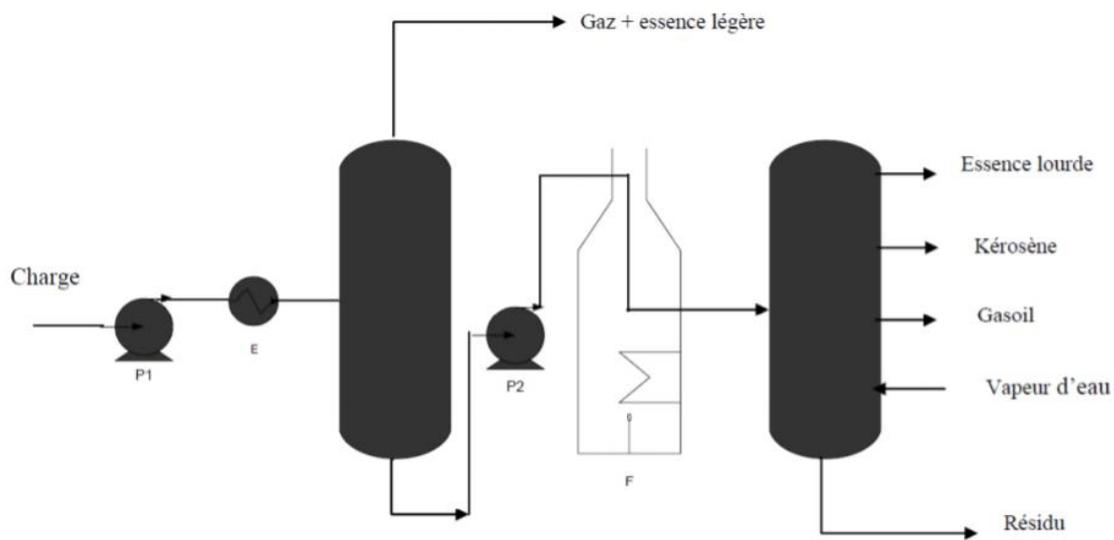


Figure II. 3: Installation de distillation atmosphérique avec pré flash [19].

II.3.4. Unité de distillation atmosphérique avec un ballon flash

L'unité de distillation atmosphérique avec un ballon flash traite des charges riches en fractions légères. Elle offre une grande capacité et peut traiter des pétroles légers, à condition que le gaz ne dépasse pas 1,5 %. L'évaporation préalable des essences légères réduit la capacité nécessaire du four et évite une pression excessive dans le système four-pompe. Cependant, si la teneur en fractions légères varie, le fonctionnement de la colonne est compromis. De plus, cette unité est complexe et ne peut pas distiller efficacement les pétroles bruts riches en composés sulfureux [19].

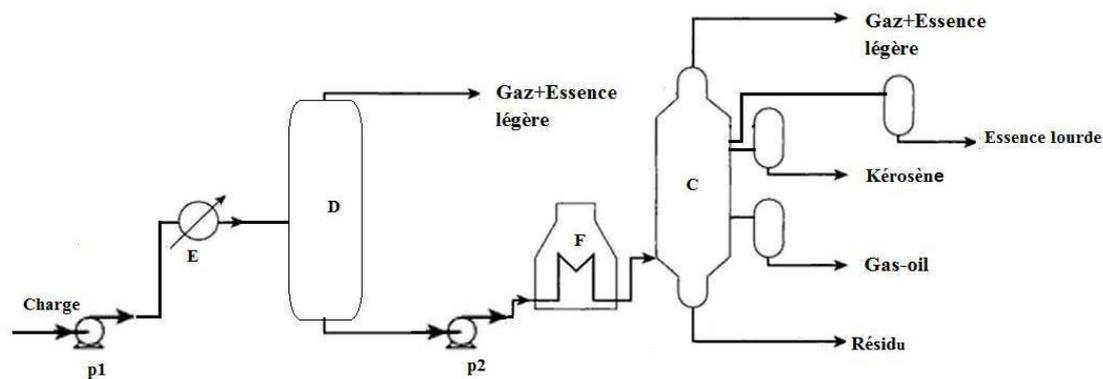


Figure II. 4: Installation de distillation atmosphérique avec un ballon de flash [19].

II.4. Courbes de distillation :

II.4.1. Courbe de distillation TBP (True Boiling Point) :

C'est une distillation discontinue dans laquelle on met en œuvre un pouvoir de séparation élevé qui est obtenu en utilisant un nombre d'étages de contact liquide-vapeur important et un fort taux de reflux. La distillation ASTM D 2892 décrit une méthode de distillation TBP dite 15/5 car la colonne de distillation utilisée comporte 15 étages théoriques de contact et le taux de reflux opératoire (rapport du débit de reflux à celui de la recette) est maintenu égal à 5. Dans cet essai, les constituants sortent les uns après les autres en tête de la colonne dans l'ordre de leur température d'ébullition. La température de tête de la colonne traduit ainsi les températures d'ébullition des constituants qui passent successivement au sommet de la colonne. La courbe de distillation TBP est représentée par la relation du % volume recueilli et la température d'ébullition obtenus lors de cet essai. Par conséquent, elle traduit la correspondance entre l'intervalle des températures d'ébullition et le rendement donné par le brut. Cette courbe est le reflet de la composition du brut analysé.

II.4.2. Courbe de distillation ASTM (American society for testing materials):

La distillation ASTM est une distillation discontinue sans reflux et mettant en œuvre environ un étage d'équilibre liquide-vapeur. Pour les produits légers, on utilise la norme ASTM D 86 qui correspond à une distillation sous pression atmosphérique. Pour les produits lourds, on opère sous vide pour éviter la dégradation thermique selon la norme ASTM D 1160 [11].

II.5. Les problèmes qui peuvent rencontrer les raffineries :

Les principaux problèmes détaillés que peuvent rencontrer les raffineries sont :

II.5.1. Surcapacité et problèmes de rentabilité :

Les raffineries françaises font face à une surcapacité de production face à la baisse de la demande de produits pétroliers, ce qui impacte leur rentabilité [20].

Certaines raffineries en Inde et au Moyen-Orient, comme celle de Reliance, bénéficient d'un outil de production plus moderne et de coûts de production plus faibles, ce qui leur permet d'être plus compétitives que les raffineries européennes vieillissantes [20].

II.5.2. Problèmes techniques et arrêts prolongés :

Les raffineries peuvent subir des pannes techniques et des arrêts de production plus longs que prévu lors des opérations de maintenance, comme observé pour la raffinerie d'Alger en Algérie [21].

Ces arrêts prolongés peuvent entraîner des craintes pour le fonctionnement d'autres raffineries, comme celle de Skikda en Algérie.

II.5.3. Risques de sécurité et d'explosion :

Pendant les opérations de révision et de maintenance, les raffineries sont exposées à des risques d'explosion et de sécurité pour le personnel, nécessitant une planification rigoureuse [21].

Ces risques sont liés au démontage et à l'inspection des équipements de raffinage chimique, qui manipulent des produits inflammables et sous pression [21].

II.5.4. Problèmes d'approvisionnement et de logistique :

Les raffineries peuvent rencontrer des difficultés d'approvisionnement en brut ou en intrants, comme des grèves dans les dépôts pétroliers, impactant leur production [22].

La localisation géographique des raffineries peut aussi poser des défis logistiques, comme le transport du brut ou l'expédition des produits finis [20].

Ces problèmes illustrent les principaux défis auxquels font face les raffineries à l'échelle mondiale, entre enjeux techniques, de sécurité, de rentabilité et d'adaptation à l'évolution de la demande.

II.6. L'étude économique :

L'optimisation de la performance de la colonne de distillation atmosphérique est cruciale pour le raffinage, mais un dysfonctionnement du four de l'unité peut entraîner des conséquences économiques significatives [23]. Le four, essentiel pour fournir la chaleur nécessaire à la séparation des composants du pétrole brut, en cas de panne, affecterait négativement la production, entraînant une baisse des revenus, une augmentation des coûts d'importation, des pertes financières dues aux coûts de maintenance et de remplacement, et des risques de pénalités contractuelles [24][25]. Selon J.-P. Favennec, la maintenance préventive est plus économique que les réparations ou le remplacement complet, et un plan de maintenance rigoureux est donc essentiel [23]. Pour atténuer les impacts économiques, des stratégies telles que l'amélioration de la maintenance, l'investissement dans la formation, l'utilisation de technologies de simulation et la planification d'investissements réguliers sont

recommandées [26]. Le bon fonctionnement des infrastructures de raffinage a également des implications politiques significatives, influençant la politique énergétique nationale et la balance commerciale [24].

II.7. Simulation :

La simulation est un outil incontournable dans divers domaines de l'ingénierie et de la recherche, offrant plusieurs avantages clés. Elle permet d'analyser en détail le comportement d'un système avant sa mise en place, facilitant l'identification et la résolution de problèmes potentiels. En testant différentes solutions et conditions opératoires, il est possible d'optimiser les performances du système avant son déploiement final. Dans le contexte de l'industrie pétrolière, la simulation des procédés est essentielle pour améliorer l'efficacité et la rentabilité des unités de distillation atmosphérique. Les progrès des méthodes numériques et l'augmentation des performances des ordinateurs permettent, grâce à des simulations de plus en plus détaillées, de prédire le comportement des systèmes complexes ou les propriétés de nouveaux matériaux. L'industrie utilise de plus en plus la simulation numérique, validée par des expériences, pour raccourcir le cycle de développement de ses nouveaux produits. La simulation des procédés et leur optimisation supposent que soient bien connues les propriétés thermodynamiques et les équilibres des phases des mélanges traités. Cette connaissance repose encore sur les mesures expérimentales, mais elle découle également de méthodes de calcul fondées sur les principes de la thermodynamique qui en contrôlent et en assurent la cohérence, et leur confèrent un vaste champ d'application. Pour notre étude, nous avons choisi comme logiciel le logiciel HYSYS, qui permet de simuler et d'optimiser les procédés industriels de manière précise et efficace.

II.7.1. Généralités sur la simulation :

La simulation est un outil puissant qui permet de représenter et d'étudier le comportement de systèmes complexes en utilisant des modèles mathématiques simplifiés. Selon Shubik, la simulation consiste à manipuler un modèle qui est une représentation du système, ce qui permet d'analyser et de comprendre son comportement sans avoir à effectuer des manipulations coûteuses ou impraticables sur le système réel [27]. Dans le contexte de l'industrie, la simulation est utilisée pour représenter les phénomènes physiques tels que les transferts de matière et de chaleur, en utilisant des modèles thermodynamiques qui résolvent des équations analytiques. Ces modèles permettent de décrire le comportement des différentes opérations unitaires, ce qui est essentiel pour optimiser les performances des systèmes et améliorer leur efficacité [28].

II.7.1.1. La modélisation :

La modélisation est un processus qui consiste à représenter un objet réel par un modèle simplifié, généralement mathématique, afin de mieux comprendre son fonctionnement et de prédire son comportement. Ce modèle peut prendre différentes formes, comme des équations, des règles ou des schémas, et sert à simuler le système dans diverses conditions [28].

La modélisation est utilisée dans de nombreux domaines, tels que l'ingénierie, la recherche opérationnelle, l'économie et les sciences, pour étudier des systèmes complexes de manière efficace et économique. Elle permet de tester des hypothèses, d'optimiser des paramètres et de prendre des décisions éclairées sans avoir à manipuler le système réel [29].

II.7.1.2. L'optimisation :

L'optimisation vise à améliorer les performances des procédés en ajustant les paramètres opérationnels pour atteindre les objectifs fixés, tels que la réduction des coûts, l'amélioration de la qualité des produits et la minimisation de l'impact environnemental [30].

II.7.2. Les logiciels utilisés dans les raffineries pour la simulation :

Les raffineries font appel à divers logiciels de simulation pour optimiser leurs processus. Parmi ces outils, ProSimPlus se distingue comme un logiciel d'ingénierie de procédés polyvalent, largement utilisé pour la modélisation et l'optimisation des procédés industriels en régime permanent. De plus, ProSim DEP est spécifiquement conçu pour la simulation dynamique des opérations de dépressurisation dans les raffineries, offrant une approche précise pour les études de sûreté des unités. Simulis Pinch se démarque également comme un outil essentiel pour améliorer l'efficacité énergétique des procédés dans les raffineries, en mettant en œuvre les principes de la méthode du pincement. En outre, AnyLogic est mentionné comme un logiciel flexible de simulation utilisé pour optimiser la maintenance dans le secteur pétrolier et gazier. Aspen HYSYS, quant à lui, est un simulateur de conception orienté-objets qui permet une totale maîtrise sur la façon d'écrire les équations du modèle et de les résoudre. Il offre une gestion intelligente de l'information, ce qui permet des calculs interactifs et des mises à jour instantanées. Grâce à son environnement de modélisation unique, Aspen HYSYS accélère l'optimisation des processus de production et améliore la sécurité des usines, en permettant aux concepteurs de processus de concevoir de nouvelles installations plus rigoureusement et d'optimiser les opérations existantes. Ces

logiciels jouent un rôle crucial dans l'amélioration des performances, de l'efficacité énergétique et de la sûreté des opérations dans les raffineries [29,30].

II.7.3. Le choix du logiciel Aspen hysys pour la simulation dans le domaine du raffinage du pétrole :

Le logiciel Aspen HYSYS est largement utilisé dans l'industrie du raffinage du pétrole pour la simulation des procédés pour plusieurs raisons :

II.7.3.1. Polyvalence et capacités avancées :

Aspen HYSYS permet de modéliser et d'optimiser des procédés complexes du secteur pétrolier et gazier, en intégrant des équations décrivant les opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges. Cette flexibilité en fait un outil très adapté aux besoins de l'industrie du raffinage [31].

II.7.3.2. Passage de régime permanent au régime dynamique :

Aspen HYSYS offre la possibilité de passer facilement d'une simulation en régime permanent à une simulation dynamique, ce qui est essentiel pour évaluer l'évolution des variables dans le temps au sein des raffineries [31].

II.7.3.3. Fiabilité et facilité d'utilisation :

Aspen HYSYS se distingue par sa fiabilité, sa facilité d'utilisation et sa capacité à automatiser des tâches, ce qui en fait un outil précieux pour l'ingénierie des procédés dans le secteur du raffinage [32].

II.7.4. Présentation du logiciel hysys :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation très flexible et populaire dans l'industrie, qui offre une expérience utilisateur conviviale et facile à utiliser une fois que les concepts de base sont compris. Conçu initialement pour l'industrie pétrolière, il est également utilisé pour simuler d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont réalisées à l'aide des outils des menus, ce qui facilite la création de modèles complexes. De plus, l'interface graphique permet de construire des diagrammes de procédé précis et détaillés, ce qui aide à visualiser et à comprendre les processus chimiques [33].

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques qui représentent les opérations unitaires clés d'un procédé, telles que les réacteurs, les compresseurs, les colonnes de distillation, les échangeurs de chaleur, etc. Ces opérations unitaires sont interconnectées dans un schéma de procédé PFD (Process Flow Diagram) par le flux d'information généré à chaque étape du procédé.

Donc, le logiciel HYSYS est un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie.

Grâce au logiciel HYSYS, il est possible de déterminer la capacité de production d'une unité, de dimensionner les équipements qui la composent, d'identifier les limites de fonctionnement et de comprendre les points critiques du procédé. En outre, ce logiciel permet de simuler l'écoulement en temps réel, de définir les limites de fonctionnement de l'unité et d'évaluer les risques associés à l'évolution des paramètres tels que la pression, température, etc [34].

II.7.5. Fonctionnement de hysys :

Pour que le logiciel hysys puisse résoudre le schéma de procédé et /ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit au préalable :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Établir le schéma PFD de la section d'étude.
- Choisir un modèle thermodynamique convenable.

Ce modèle est utilisé pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des composés ou des mélanges.

La réussite de la simulation dépend donc du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de condition de pression et de température recommandé [10].

II.7.6. Modèle mathématique :

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations spécifiques destinées à décrire le comportement d'un système donné, tel que des opérations unitaires telles que la séparation des phases, la compression, les échanges de chaleur ou d'autres processus. Ces équations incluent des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement, qui peuvent être algébriques ou différentielles [34].

II.7.7. Les modèles thermodynamiques de HYSYS :

II.7.7.1. Les équations d'état :

Les modèles basés sur les équations d'état, tels que SRK et PR, sont couramment utilisés pour simuler les systèmes d'hydrocarbures et les systèmes presque idéaux. Ces modèles offrent l'avantage de prendre en compte les coefficients d'interaction binaire, ce qui les rend plus précis que les autres modèles. En général, les équations d'état permettent de

calculer toutes les propriétés des produits en fonction de la température et des fractions molaires.

II.7.7.2. Choix de modèle thermodynamique :

Le processus de simulation thermodynamique débute par le choix d'un modèle approprié pour le système étudié, visant à minimiser l'écart entre les résultats attendus et les données de conception. Une équation d'état relie la température (T), la pression (P) et le volume molaire (V). L'équation de Van der Waals, dérivée de la loi des gaz réels, est une version améliorée de l'équation des gaz parfaits. Elle inclut les forces d'attraction entre molécules et le volume propre des molécules, offrant ainsi une description plus précise des gaz réels. Cette équation fondamentale a conduit au développement de modèles plus complexes tels que SRK (Soave-Redlich-Kwong) et PR (Peng-Robinson)[35]. L'équation de Van der Waals est donnée par :

$$\left(P + \frac{a}{V_m^2}\right) + (V_m - b) = RT$$

Où :

- P : la pression.
- V_m : le volume molaire.
- T : la température.
- R : la constante des gaz.

a et b : des constantes spécifiques à chaque gaz, qui corrigent respectivement les forces d'attraction entre molécules et le volume des molécules.

II.7.7.3.Équation d'État de Peng-Robinson

L'équation d'état de Peng-Robinson est une équation cubique en volume qui a été développée pour améliorer la précision des prévisions de comportement des fluides, notamment pour les hydrocarbures et les mélanges non idéaux. Cette équation est largement utilisée dans les simulations thermodynamiques pour ses capacités à prédire les équilibres de phases et les propriétés des fluides sous diverses conditions de température et de pression.

L'équation de Peng-Robinson est donnée par :

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

Où:

- P: la pression,
- T: la température,
- V_m : le volume molaire.
- R : la constante des gaz.
- a(T) et b : des constantes spécifiques au fluide, avec a(T) étant une fonction de la température.

Les constantes a(T) et b sont définis comme suit :

$$a(T) = a_c \left[1 + c \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}} \right) \right]^2$$

$$a_c = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = 0,07780 \frac{R T_c}{P_c}$$

Où:

- T_c : la température critique,
- P_c : la pression critique,
- a_c est une constante dépendante des conditions critiques,
- c est un facteur acentrique.

Ces paramètres permettent à l'équation de Peng-Robinson de mieux représenter les comportements non idéaux des fluides, en particulier pour les mélanges de composants lourds et légers sous haute pression et à haute température.

II.7.8. Etude de sensibilisation :

L'étude de sensibilité est une méthode utilisée pour analyser l'impact des paramètres de modèle sur les résultats de simulation. Elle consiste à varier les paramètres de modèle et à observer comment cela affecte les résultats de simulation. Cette méthode est essentielle pour évaluer la robustesse des modèles et pour identifier les paramètres clés qui influent sur les résultats de simulation [36].

II.7.8.1. Objectif et rôle de l'étude de sensibilité avec Aspen HYSYS :

La méthode d'étude de sensibilité avec Aspen HYSYS consiste à varier les paramètres de modèle et à observer comment cela affecte les résultats de simulation. Voici les étapes à suivre :

II.7.8.1.1. Identifier les paramètres clés :

Les paramètres de modèle qui ont le plus d'impact sur les résultats de simulation sont identifiés.

II.7.8.1.2. Varier les paramètres ;

Les paramètres de modèle sont variés dans des intervalles spécifiques [37].

II.7.8.1.3. Simuler les scénarios :

Les scénarios de simulation sont exécutés avec les paramètres de modèle variés [39].

II.7.8.1.4. Analyser les résultats :

Les résultats de simulation sont analysés pour identifier les paramètres clés qui influent sur les rendements des produits et les pertes de gas-oil dans le résidu [36].

II.7.8.1.5. Optimiser les paramètres :

Les paramètres de modèle sont optimisés pour maximiser les rendements des produits et minimiser les pertes de gas-oil dans le résidu [37]

Chapitre III

Simulation et optimisation

Chapitre III

Simulation et optimisation

III.1. Simulation, vérification des deux cas ; Conception initiale et réel

Dans le contexte de l'optimisation industrielle, la distillation atmosphérique est essentielle pour raffiner le pétrole, produisant des carburants cruciaux comme l'essence et le gas-oil. En Algérie, bien que le pays soit un grand producteur de pétrole, il doit encore importer des produits raffinés en raison de capacités locales insuffisantes. En 2013, SONATRACH a entrepris de rénover la raffinerie de Skikda pour augmenter sa capacité de traitement et répondre aux normes Euro V.

Cependant, le four de l'unité 10 de distillation atmosphérique 10-F1 A/B a vu sa température maximale de sortie chuter de 356°C à 339°C, entraînant une perte de 40 m³ de gas-oil. Ce travail vise à optimiser les paramètres de la colonne de distillation 10-C-1 en utilisant le logiciel Aspen HYSYS V11 pour maximiser la récupération du gas-oil léger et minimiser les pertes, malgré les limitations du four. L'étude se concentrera sur l'ajustement des températures des plateaux de sous-titrages, pompe de reflux supérieure et inférieure et des débits de retour pour améliorer l'efficacité de l'unité.

III.1.1. Description sommaire de logiciel ASPEN HYSYS

Pour optimiser la performance de la colonne de distillation atmosphérique, nous avons utilisé le logiciel Aspen HYSYS, reconnu pour sa puissance en simulation des procédés industriels. Aspen HYSYS permet de réaliser des bilans de matière et d'énergie, de dimensionner les équipements, et d'ajuster les paramètres de fonctionnement en réponse aux changements de composition de l'alimentation ou des conditions opérationnelles. Il est doté d'une vaste base de données sur les corps purs et de modèles thermodynamiques pour estimer les propriétés des mélanges, ainsi que d'une interface graphique pour construire les diagrammes de flux des procédés (PFD).

Pour effectuer une simulation avec Aspen HYSYS, les étapes suivantes sont suivies :

- Spécifier les constituants chimiques ou caractériser leurs propriétés physico-chimiques.
- Choisir un modèle thermodynamique approprié.
- Établir le schéma PFD de la section étudiée.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour chaque opération unitaire.

- Exécuter le programme de simulation.
- Interpréter les résultats.

Cette méthodologie nous permet de simuler précisément l'unité de distillation atmosphérique et de déterminer les ajustements nécessaires pour optimiser sa performance. [2]

III.1.2. Données de la simulation

Les données relatives à la simulation de la colonne de distillation atmosphérique (C1) de l'unité (U10) sont rassemblées dans l'annexe 02. Elles définissent les spécifications du brut telles que la distillation TBP et la densité, ainsi que les caractéristiques et des conditions de service des équipements.

III.1.3. Modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique utilisé est régi par l'équation de Peng-Robinson car elle est la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures. Dans le cadre de notre simulation, on a utilisé la version 10 d'Aspen HYSYS.

III.1.4. Méthodologie de travail

Pour cette étude, nous allons réaliser premièrement une étude de simulation avec Aspen HYSYS V 10 pour vérifier le cas design. Nous allons établir par la suite la simulation du cas réel pour le valider. Lorsque cette dernière simulation sera validée et afin d'accomplir ce travail, nous allons réaliser une étude d'optimisation de la colonne (C1) de l'unité 10 de distillation atmosphérique de la raffinerie de Skikda (RA1K).

III.1.5. Validation du cas de conception initiale

Les caractéristiques de la charge alimentant l'unité de distillation atmosphérique (U10), sont représentées dans le tableau suivant, sachant que la composition de la charge est ramenée du bilan de matière de l'unité. (Voir Annexe A et B)

Tableau III.1 : Propriétés du brut traité

Propriétés	Valeurs
Poids moléculaire	143 ,4
Masse volumique (Kg/m ³)	814,3
KUOP	12

Afin de valider la simulation du cas de conception initiale, nous comparerons les résultats de la simulation avec ceux du cas conception initiale. Le diagramme de simulation du cas conception initiale de l'unité de distillation atmosphérique (Unité 10) réalisé en utilisant le logiciel Aspen HYSYS est représenté sur la figure ci-après :

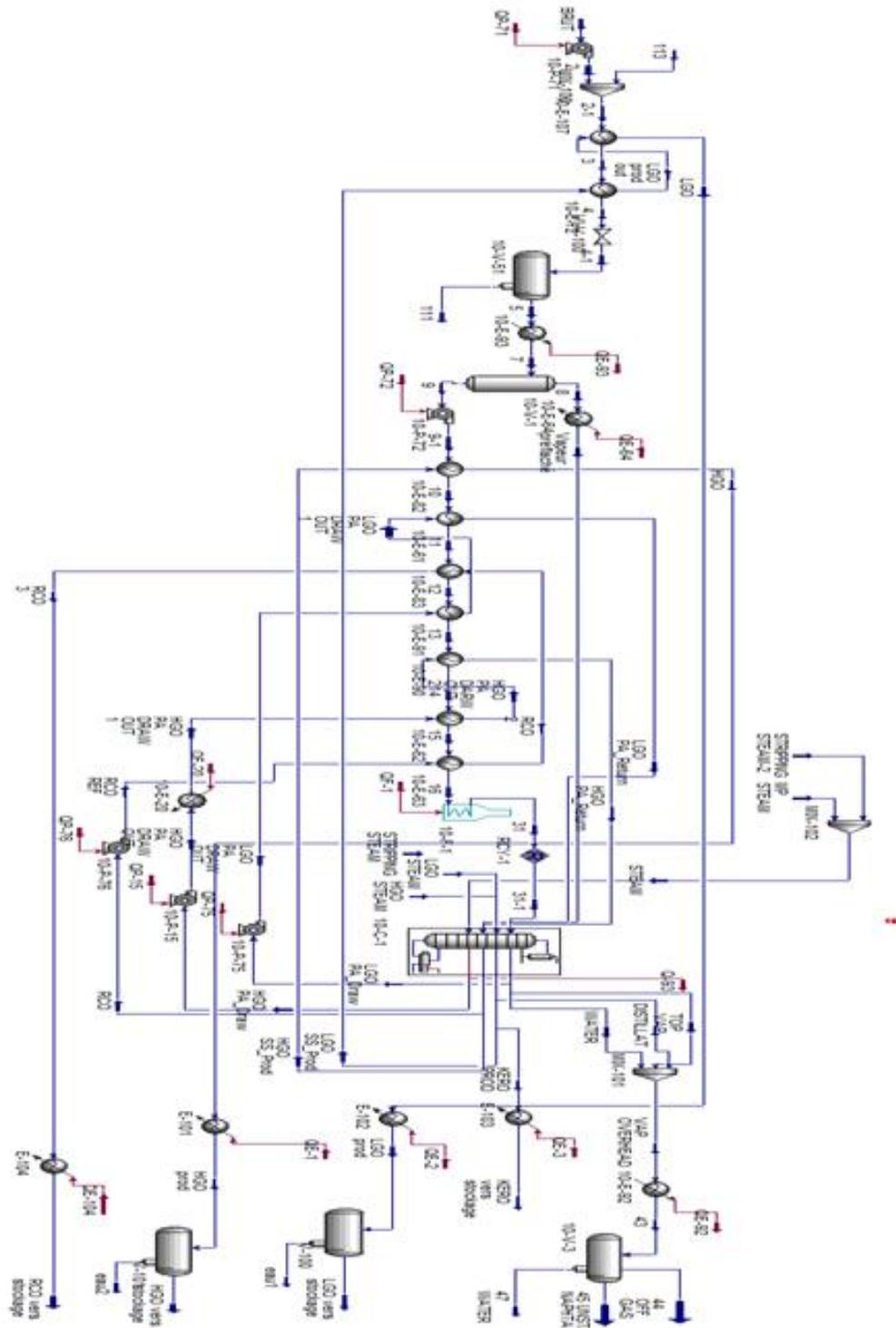


Figure III.1 : Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique
« Cas de conception initiale ».

III.1.6. Vérification du cas conception initiale

Les résultats obtenus pour les propriétés des courants sortants de la colonne du Topping (10 C-1) sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.2 : Conditions opératoires conception initiale du courant d'entrée de l'unité 10.

Paramètres	Crude Inlet (Courant d'entrée du brut dans l'unité 10)
Température (°C)	15
Pression (Kg/cm ² _g)	0,3
Débit massique (Kg/h)	1130618
Poids moléculaire(g/mol)	144,1
Densité	0,807

Les résultats obtenus pour les propriétés des courants sortants de la colonne du topping (10-C1) sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.3 : Propriétés des produits de la colonne (10-C1) obtenus par simulation du cas de conception initiale

Produits	Débit massique (Kg/h)			Température (°C)		
	conception initiale	Simulé	Ecart ⁽¹⁾	conception initiale	Simulé	Ecart ⁽¹⁾
Kérosène	101 550	101548,562	0,00142	230	230	0,00000
Gasol léger	251 800	251804,8368	0,00192	241	233,6	3,07054
Gasol lourd	90 629	90626,86712	0,00235	284	294,1	3,55634
Résidu atmosphérique	299 001	299001,0772	0,00003	338	335,7	0,68047

$$(1) \text{ Ecart} = \frac{|V \text{ désign} - V \text{ simulé}|}{V \text{ désign}} * 100$$

Les résultats obtenus, après convergence avec le modèle Peng-Robinson représentent un écart inférieur à 4 %. Le cas design est donc validé et on peut utiliser ce modèle pour la simulation du cas réel.

III.1.7. Validation du cas réel

Pour valider la simulation, on a comparé les résultats de la simulation avec ceux du cas réel actuel. La simulation de l'unité est établie pour le mois de mars 2024. La composition de la charge ainsi que les conditions d'exploitation de l'unité utilisées pour la simulation sont prises de la TBP effectuée en mai 2019 et des données DCS, respectivement (voir Annexes C et D).

Les caractéristiques de l'alimentation de l'unité 10 sont données dans le tableau suivant :

Tableau III.4: Conditions opératoires réel du courant d'entrée de l'unité 10

Paramètres	Valeurs d'entrée de l'unité
Température (°C)	32,61
Pression (Kg/cm²_g)	0,63
Débit massique (t/h)	1032,9
Poids moléculaire (g/mol)	168,3
Densité	812,8

Le diagramme de la simulation du cas réel est présenté dans la figure suivante:

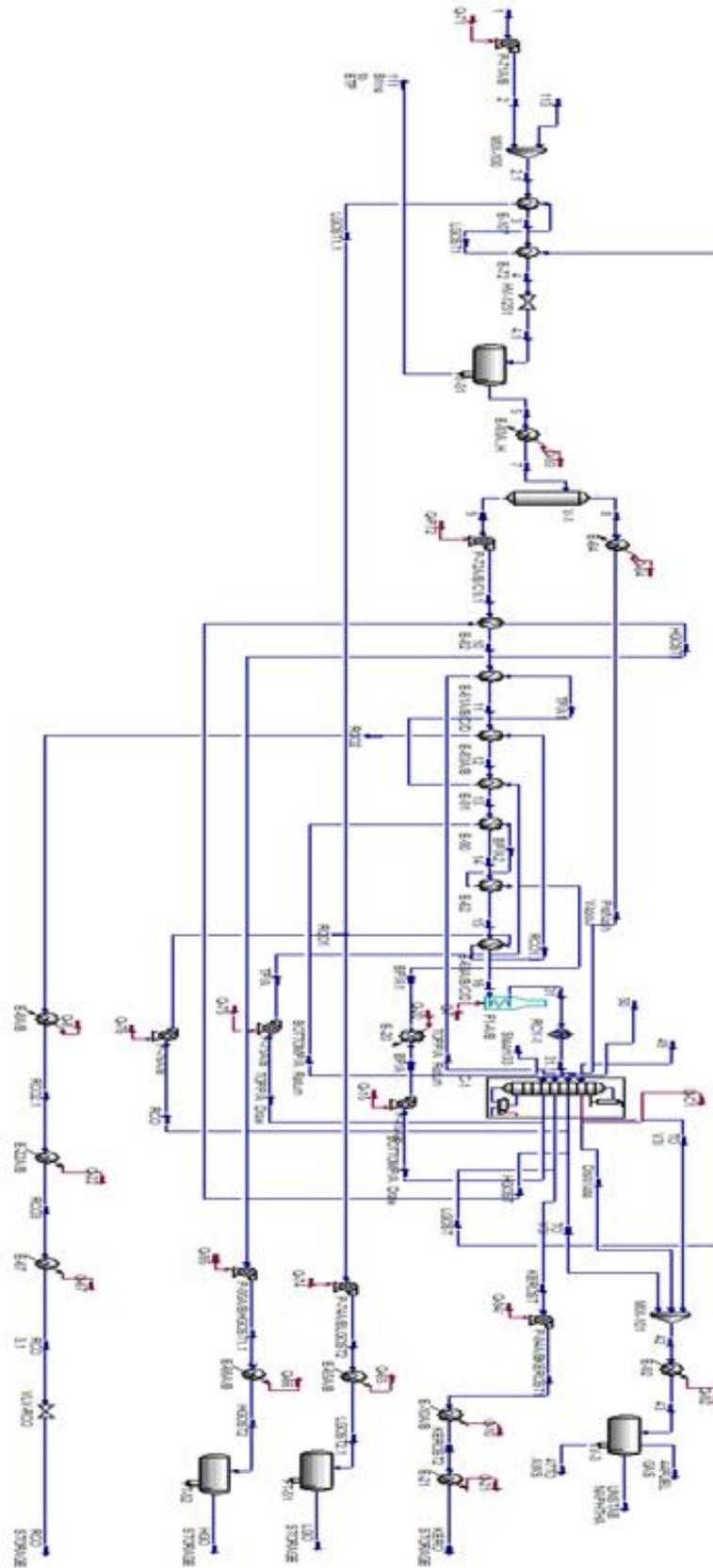


Figure III.2 : Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique
« Cas réel »

Les résultats des points de coupe de la distillation ASTM D86 5% et 95%, sont regroupées dans le tableau ci-dessous.

Tableau III.5 : Points ASTM D86 5% et 95% des produits de la colonne du Topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel.

Produit	Kérosène		Gasoil léger		Gasoil lourd	
	5%	95%	5%	95%	5%	95%
ASTM D86 (C°)						
Actuel	189.8	237.5	234.1	360.4	316.1	397.8
Simulé	191.9	237.9	237.0	360.3	320.0	404.7
Ecart (%)	2.1	0.4	2.9	0.1	3.9	6.9

Les résultats obtenus pour les propriétés des courants sortants de la colonne du Topping (10-C-1)

Sont présentés dans les tableaux ci-dessous :

Tableau III.6 : Propriétés des produits de la colonne du topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel

Produits	Débit volumique (m ³ /h)			Température de stockage (°C)		
	Actuel	Simulé	Ecart ⁽¹⁾ (%)	Actuel	Simulé	Ecart ⁽¹⁾ (%)
CAS						
Kérosène	135,643	135,643	0,00043	45,592	45,59	0,00424
Gasoil léger	300,343	300,266	0,077	43,0390	43	0,0906
Gasoil lourd	70,687	70,685	0,00234	30,188	30,2	0,0414
Résidu atmosphérique	280,598	280,969	0,371	88,678	88,7	0,0247

Conclusion

Les résultats obtenus, après convergence possèdent un écart faible qui est inférieur à 5% par rapport aux valeurs réelle et ce pour les débits des produits, les températures et les points de coupe. Ces résultats nous permettent de valider, en premier lieu, la simulation réelle et d'aller ensuite, vers l'étude d'optimisation de la colonne 10-C-1 de l'unité 10 de distillation atmosphérique.

III.2. Optimisation des Paramètres Opérationnels pour Améliorer la Récupération de Produits dans l'Unité de Distillation Atmosphérique

Dans le cadre de ce mémoire, nous nous sommes confrontés à une problématique critique : la dégradation du four de l'unité 10. Initialement capable de chauffer jusqu'à 356°C, ce four ne parvient plus désormais à dépasser les 339°C, ce qui entraîne une perte significative de 40 m³ de gas-oil tombant dans le résidu. Pour remédier à ce problème, nous avons entrepris de modéliser et d'optimiser la colonne de distillation en utilisant Aspen HYSYS. Notre objectif est de minimiser ces pertes, voire de les éliminer, en jouant sur deux paramètres clés : les températures des plateaux de sous-titrages, pompes de reflux supérieure et inférieure et les débits de retours supérieurs et inférieurs.

L'optimisation s'est focalisée sur l'ajustement minutieux de ces paramètres. En effet, une augmentation ou une diminution de la température des plateaux de sous-titrages et pompes de reflux supérieure et inférieure de seulement un degré peut avoir des conséquences significatives. Une température trop élevée entraînerait une vaporisation excessive, tandis qu'une température trop basse provoquerait une accumulation de liquide. De plus, les débits de retours supérieurs et inférieurs ont été ajustés pour assurer un équilibre optimal entre la vaporisation et la condensation.

Le but ultime de cette optimisation est de relever le point initial du résidu à environ 400 C° et d'augmenter le point final du gas-oil, assurant ainsi une meilleure récupération de ce dernier. Si nous parvenons à atteindre ou à nous approcher de ces objectifs, nous aurons réussi à améliorer significativement la performance de la colonne de distillation, réduisant ainsi les pertes de gas-oil et optimisant le processus global.

Dans cette section, nous discuterons des résultats obtenus, des ajustements apportés aux paramètres et de leur impact sur la performance de la colonne de distillation. Nous analyserons également les compromis nécessaires et les défis rencontrés lors de l'optimisation.

III.2.1. Présentation de l'étude

Dans le cadre de l'optimisation des performances de l'unité de distillation atmosphérique, des ajustements significatifs ont été apportés. Les paramètres à optimiser incluent les températures et les débits des reflux de retour supérieure et inférieure, ainsi que le débit de gas-oil. Ces modifications visent à améliorer la récupération des fractions de

produits, notamment le kérosène et les différentes coupes de gas-oil, tout en réduisant les pertes dans le résidu atmosphérique.

III.2.2. Étude de Sensibilité

L'étude de sensibilité a été cruciale pour évaluer la robustesse des modifications apportées aux paramètres opérationnels de l'unité de distillation. En analysant les variations des températures des plateaux de sous-tirages, les reflux de retour supérieur et inférieur et les débits de reflux, nous avons pu déterminer les conditions optimales pour maximiser la récupération de gas-oil tout en minimisant les pertes. Cette étude a révélé que même des ajustements mineurs peuvent avoir un impact significatif sur l'efficacité globale de la distillation, permettant ainsi d'affiner les stratégies d'optimisation et d'assurer une performance stable et améliorée de l'unité.

III.2.3. Résultats de simulation:

Dans le cadre de l'optimisation des paramètres opérationnels, il est important de noter que les résultats des simulations détaillées se trouvent dans l'annexe E. ces résultats fournissent une analyse complète des performances après les ajustements effectués, permettant de visualiser les améliorations obtenues.

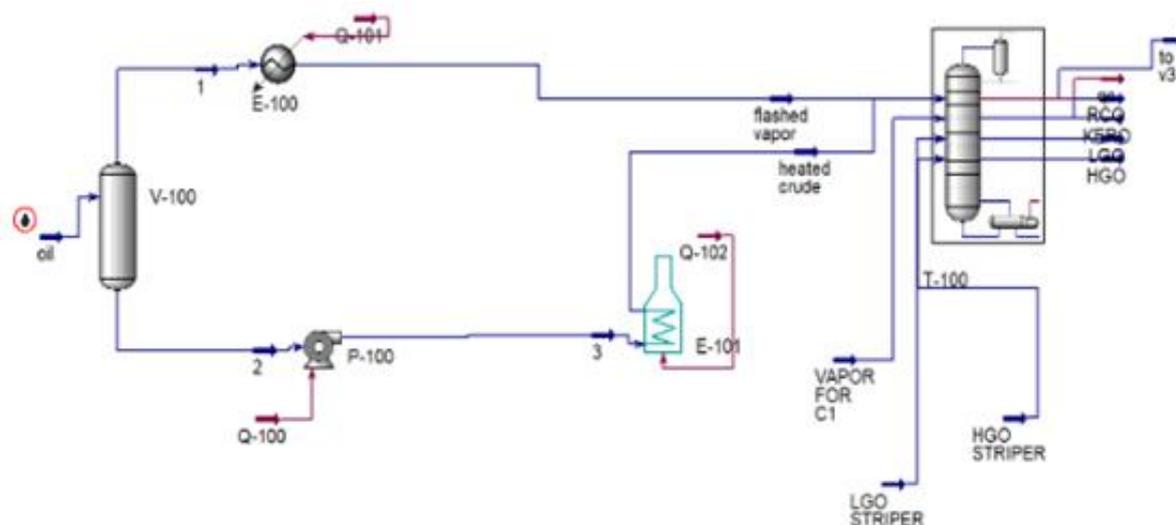


Figure III.3: Diagramme simplifié de simulation de la section de distillation atmosphérique
« Cas réel »

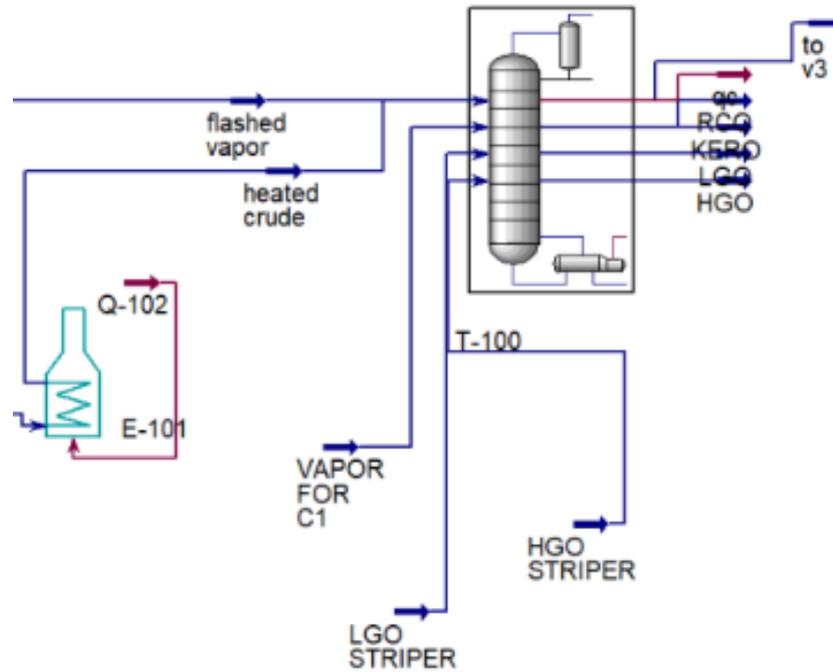


Figure III.4 : Diagramme de simulation de la partie étudié de distillation atmosphérique
« Cas réel »

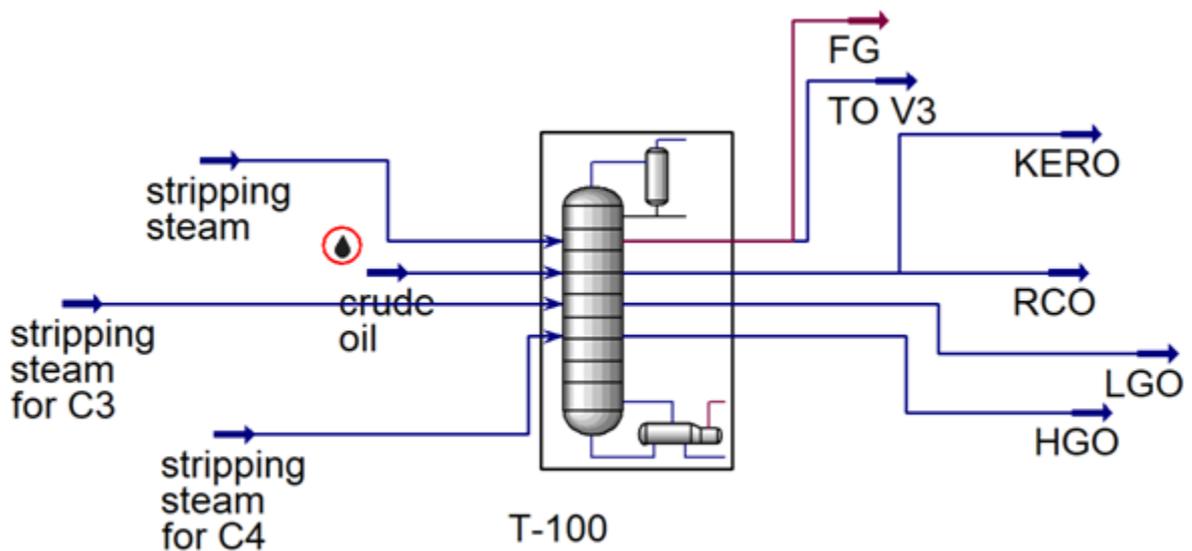


Figure III.5: Diagramme de simulation de la colonne de distillation atmosphérique « Cas réel »

III.2.4. Optimisation des Températures et Débits dans la Distillation

III.2.4.1. Analyse de 1ère modification :

La première modification consiste à augmenter les températures des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), ainsi qu'à augmenter le débit de gas-oil lourd. Parallèlement, le débit de reflux de retour supérieur (TP/A) a été réduit, et le reflux ratio a été augmenté. Les résultats des paramètres opérationnels et des températures de distillation ASTM D86 avant et après la première modification sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.7: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 1.

	Cas Actuel					Après la 1ère modification				
	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D&6	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D86(BP)	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%
Kérosène	249,0	135,0	172,4	189,8	237,5	244,8	135,0	175,4	191,9	237,9
Gas-oil léger	260,8	300,0	160,5	234,1	360,4	256,3	300,0	161,7	237,0	360,3
Gas-oil lourd	302,9	70,0	264,6	316,1	397,8	296,6	73,0	267,1	320,0	404,7
Résidu Atmosphérique	344,9	280,5	330,2	379,0	626,7	329,4	275,6	331,5	379,9	628,3
TP/A	168,0	800,0	/	/	/	183,0	780,0	/	/	/
BP/A	235,0	900,0	/	/	/	245,0	900,0	/	/	/
Reflux Ratio	R= 0,6					R= 0,7				

L'étude montre que les modifications apportées ont eu des effets discernables sur les performances de la colonne de distillation atmosphérique. Concernant le résidu atmosphérique, bien que leur débit ait légèrement diminué de 280,5 m³/h à 275,6 m³/h, les températures de distillation ont montré des augmentations mineures à certains points clés, suggérant une composition légèrement plus lourde, bien que les variations soient minimales. Pour le kérosène, la température de sortie a diminué, tandis que le débit est resté stable à 135,0 m³/h, avec des variations minimales dans les températures ASTM D86, indiquant une composition stable. En ce qui concerne les gas-oils léger et lourd, les débits ont peu changé, avec une légère augmentation pour le gas-oil lourd. Les températures de distillation pour ces produits montrent également des variations minimales, suggérant une stabilité dans leur composition. En conclusion, bien que les débits de gas-oil léger et lourd n'aient pas diminué et que les températures de distillation aient montré peu de variation, il n'y a pas eu de récupération significative de gas-oil dans le résidu. Bien que le débit de

résidu ait légèrement diminué, indiquant une amélioration marginale de l'efficacité du processus, cela n'a pas conduit à une récupération substantielle des pertes de gas-oil.

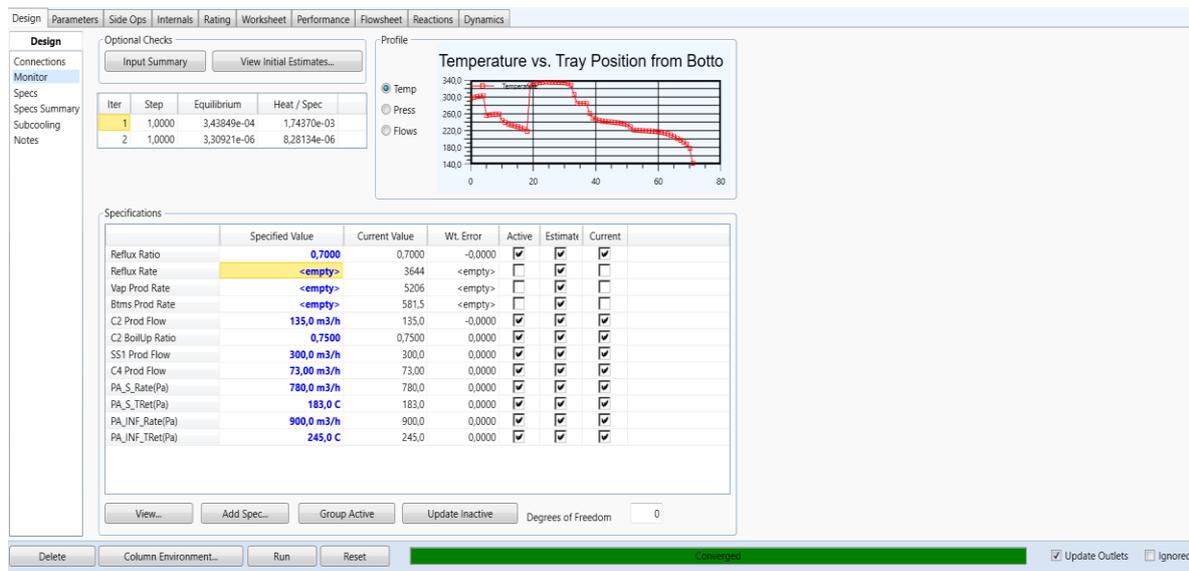


Figure III.6: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 1.

III.2.4.2. Analyse de 2ème modification

La deuxième modification consiste à augmenter uniquement les températures des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), ainsi qu'à augmenter le débit de gas-oil lourd. Cependant, les débits des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), reste inchangé. Les résultats des paramètres opérationnels et des températures de distillation ASTM D86 avant et après la deuxième modification sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.8: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 2.

	Cas Actuel					Après la 1ère modification				
	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D&6	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D86IBP	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%
Kérosène	249,0	135,0	172,4	189,8	237,5	251,3	135,0	173,9	191,9	240,2
Gas-oil léger	260,8	300,0	160,5	234,1	360,4	263,1	300,0	161,8	236,7	364,4
Gas-oil lourd	302,9	70,0	264,6	316,1	397,8	305,9	75,0	266,0	319,1	411,5
Résidu Atmosphérique	344,9	280,5	330,2	379,0	626,7	345,2	268,4	332,9	380,8	630,0
TP/A	168,0	800,0	/	/	/	170,0	800,0	/	/	/
BP/A	235,0	900,0	/	/	/	240,0	900,0	/	/	/
Reflux Ratio	R=,0,6					R=,0,6				

La deuxième série de modifications a entraîné des ajustements notables dans les performances de la colonne de distillation atmosphérique. Le débit de résidu atmosphérique a diminué, passant de 280,5 m³/h à 268,4 m³/h, ce qui représente une réduction de 12,1 m³/h. Les températures de distillation ont légèrement augmenté, indiquant une composition légèrement plus lourde de résidu, bien que les changements soient modestes. Pour le kérosène, la température de sortie a augmenté légèrement, tandis que le débit est demeuré constant à 135,0 m³/h, avec des variations mineures dans les températures ASTM D86 signalant une composition stable mais légèrement plus lourde. Le débit de gas-oil léger est resté stable à 300,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 montrant des augmentations marginales dans les fractions les plus lourdes. En revanche, le débit de gas-oil lourd a augmenté légèrement, passant de 70,0 m³/h à 75,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 indiquant une composition plus lourde. La récupération de gas-oil a été quantifiée à environ 7,1 m³/h grâce à la réduction du débit de résidu atmosphérique et à l'augmentation correspondante du débit de gas-oil lourd, calculée comme suit :

Volume récupéré = Réduction du débit de résidu atmosphérique – Augmentation du débit de gas-oil lourd

$$\text{Volume récupéré} = 12,1 \text{ m}^3/\text{h} - 5,0 \text{ m}^3/\text{h} = 7,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

En conclusion, ces ajustements ont permis une récupération efficace de gas-oil, réduisant les pertes dans le résidu atmosphérique. Bien que le résidu soit devenu légèrement

plus lourds, les compositions du kérosène et du gas-oil léger sont demeurées stables, démontrant une amélioration globale dans la récupération des composants plus lourds grâce à l'augmentation du débit de gas-oil lourd.

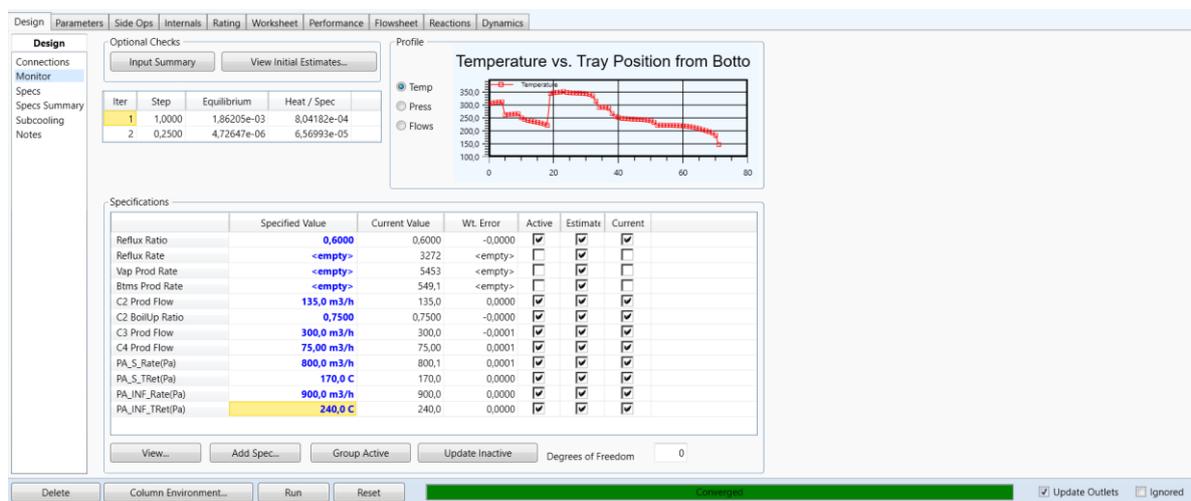


Figure III.7: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 2.

III.2.4.3. Analyse de 3ème modification

La troisième modification consiste à augmenter les températures des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), tout en augmentant le débit de gas-oil lourd. Parallèlement, les débits des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A) sont réduits. Les résultats des paramètres opérationnels et des températures de distillation ASTM D86 avant et après la troisième modification sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.9: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 3.

	Cas Actuel					Après la 3ème modification				
	T °C	Débit m3/h	HYSYS ASTM D86	HYSYS ASTM D86	HYSYS ASTM D86 95%	T °C	Débit m3/h	HYSYS ASTM D86BP	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%
Kérosène	249,0	135,0	172,4	189,8	237,5	254,2	135,0	175,5	195,8	240,4
Gas-oil léger	260,8	300,0	160,5	234,1	360,4	265,5	300,0	164,1	239,2	369,7
Gas-oil lourd	302,9	70,0	264,6	316,1	397,8	308,0	76,0	268,3	321,8	417,9
Résidu Atmosphérique	344,9	280,5	330,2	379,0	626,7	345,4	258,9	334,9	382,0	630,4
TP/A	168,0	800	/	/	/	173,0	790,0	/	/	/
BP/A	235,0	900	/	/	/	242,0	880,0	/	/	/
Reflux Ratio			R=,06					R=,06		

La troisième série de modifications a conduit à des ajustements significatifs dans les performances de la colonne de distillation atmosphérique. Le débit de résidu atmosphérique a diminué de manière notable, passant de 280,5 m³/h à 258,9 m³/h, soit une réduction de 21,6 m³/h. Les températures de distillation ont montré des augmentations légères mais perceptibles, suggérant une composition légèrement plus lourde de résidu. Pour le kérosène, la température de sortie a légèrement augmenté, tandis que le débit est resté stable à 135,0 m³/h, avec des variations mineures dans les températures ASTM D86 indiquant une composition stable mais légèrement plus lourde. Le débit de gas-oil léger est demeuré constant à 300,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 montrant des augmentations dans les fractions les plus lourdes. En revanche, le débit de gas-oil lourd a augmenté de manière significative, passant de 70,0 m³/h à 76,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 indiquant une composition plus lourde. La récupération de gas-oil a été quantifiée à environ 15,6 m³/h grâce à la réduction du débit de résidu atmosphérique et à l'augmentation correspondante du débit de gas-oil lourd, calculée comme suit :

Volume récupéré = Réduction du débit de résidu atmosphérique – Augmentation du débit de gas-oil lourd

$$\text{Volume récupéré} = 21,6 \text{ m}^3/\text{h} - 6,0 \text{ m}^3/\text{h} = 15,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

En conclusion, ces ajustements ont permis une récupération efficace de gas-oil, réduisant significativement les pertes dans le résidu atmosphérique. Bien que le résidu soit devenu légèrement plus lourds, les compositions du kérosène et du gas-oil léger sont restées stables, démontrant une amélioration globale dans la récupération des composants plus lourds grâce à l'augmentation du débit de gas-oil lourd.

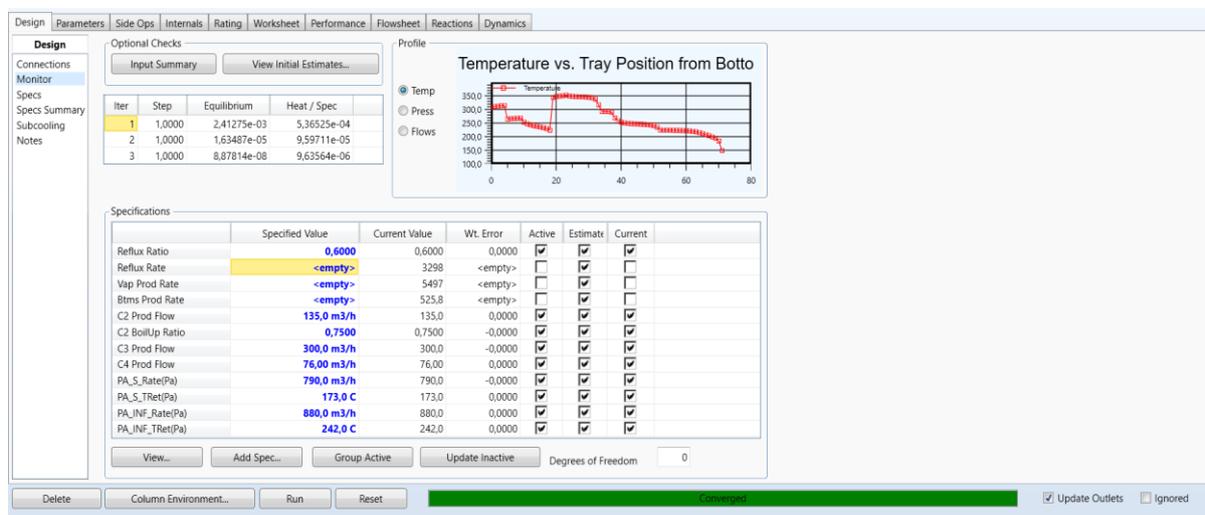


Figure III.8: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 3.**III.2.4.4. Analyse de 4ème modification**

La quatrième modification consiste à augmenter les températures des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), tout en augmentant le débit de gas-oil lourd. Parallèlement, les débits des reflux de retour supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A) sont réduits. Les résultats des paramètres opérationnels et des températures de distillation ASTM D86 avant et après la troisième modification sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.10: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 4.

	Cas Actuel					Après la 4ème modification				
	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D&6	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D86IBP	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%
Kérosène	249,0	135,0	172,4	189,8	237,5	258,1	135,0	177,2	198,9	240,4
Gas-oil léger	260,8	300,0	160,5	234,1	360,4	268,5	300,0	166,6	242,8	378,5
Gas-oil lourd	302,9	70,0	264,6	316,1	397,8	310,4	80,0	269,7	324,2	426,0
Résidu Atmosphérique	344,9	280,5	330,2	379,0	626,7	345,7	243,7	337,9	384,0	635,0
TP/A	168,0	800,0	/	/	/	180,0	790,0	/	/	/
BP/A	235,0	900,0	/	/	/	245,0	880,0	/	/	/
Reflux Ratio	R= 0,6					R=0,6				

Les résultats consolidés dans le tableau montrent que la quatrième série de modifications a entraîné des ajustements significatifs dans les performances de la colonne de distillation atmosphérique. Le débit de résidu atmosphérique a diminué de manière substantielle, passant de 280,5 m³/h à 243,7 m³/h, ce qui représente une réduction notable de 36,8 m³/h. Les températures de distillation ont augmenté, notamment les températures IBP, 5%, et 95%, suggérant une composition plus lourde de résidu après la modification. Pour le kérosène, la température de sortie a également augmenté, tandis que le débit est resté stable à 135,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 montrant des augmentations légères indiquant une composition légèrement plus lourde. Le débit de gas-oil léger est demeuré constant à 300,0 m³/h, avec des augmentations marginales dans les températures ASTM D86. En revanche, le débit de gas-oil lourd a augmenté de manière significative, passant de 70,0 m³/h

à 80,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 montrant des augmentations significatives indiquant une composition plus lourde.

La récupération de gas-oil a été quantifiée à environ 26,8 m³/h grâce à la réduction du débit de résidu atmosphérique et à l'augmentation correspondante du débit de gas-oil lourd, calculée comme suit :

Volume récupéré = Réduction du débit de résidu atmosphérique – Augmentation du débit de gas-oil lourd

Volume récupéré = 36,8 m³/h – 10,0 m³/h = 26,8 m³/h

En conclusion, ces ajustements ont permis une récupération significative de gas-oil, réduisant efficacement les pertes dans le résidu atmosphérique. Le résidu est devenu plus lourd, tandis que les compositions du kérosène et du gas-oil léger ont montré des augmentations dans les températures de distillation, suggérant une composition légèrement plus lourde. L'augmentation du débit de gas-oil lourd a joué un rôle crucial dans la récupération des composants plus lourds, contribuant ainsi à améliorer globalement la récupération de gas-oil.

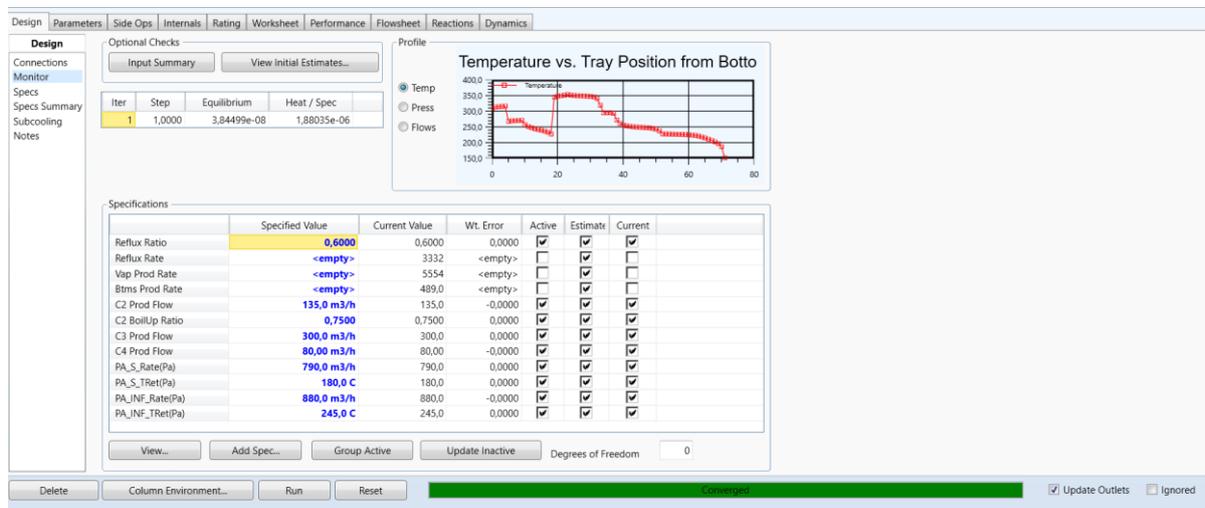


Figure III.9: Résultats de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas 4.

III.2.4.5. Analyse de 5^{ème} modification :

La cinquième modification consiste à augmenter les températures des pompes de reflux supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A), tout en augmentant le débit de gas-oil lourd. Parallèlement, les débits des pompes de reflux supérieure (TP/A) et inférieure (BP/A) sont réduits et la valeur du reflux ratio est diminuée. Les résultats des paramètres opérationnels et

des températures de distillation ASTM D86 avant et après la cinquième modification sont présentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau III.11: Propriétés des produits de la colonne (10-C-1) obtenus par simulation cas 5.

	Cas Actuel					Après la 5ème modification				
	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D&6	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%	T °C	Débit m ³ /h	HYSYS ASTM D86IBP	HYSYS ASTM D86 5%	HYSYS ASTM D86 95%
Kérosène	249,0	135,0	172,4	189,8	237,5	262,3	135,0	179,8	201,7	248,7
Gas-oil léger	260,8	300,0	160,5	234,1	360,4	272,3	300,0	169,5	246,7	382,3
Gas-oil lourd	302,9	70,0	264,6	316,1	397,8	312,7	76,0	274,0	328,3	438,4
Résidu Atmosphérique	344,9	280,5	330,2	379,0	626,7	345,7	234,6	339,4	385,3	642,5
TP/A	168,0	800,0	/	/	/	181,0	760,0	/	/	/
BP/A	235,0	900,0	/	/	/	250,0	870,0	/	/	/
Reflux Ratio	R= 0,6					R=0,58				

Les résultats recueillis dans le tableau ci-dessus montrent que la cinquième série de modifications a entraîné des ajustements significatifs dans les performances de la colonne de distillation atmosphérique. Le débit de résidu atmosphérique a diminué de manière notable, passant de 280,5 m³/h à 234,6 m³/h, ce qui représente une réduction substantielle de 45,9 m³/h. Les températures de distillation ont augmenté, notamment les températures IBP, 5%, et 95%, suggérant une composition plus lourde de résidu après la modification. Pour le kérosène, la température de sortie a également augmenté, tandis que le débit est demeuré constant à 135,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 indiquant des augmentations légères, mais significatives dans les fractions les plus lourdes. Le débit de gas-oil léger est resté stable à 300,0 m³/h, avec des augmentations observées dans les températures ASTM D86. En revanche, le débit de gas-oil lourd a augmenté de manière notable, passant de 70,0 m³/h à 76,0 m³/h, avec des températures ASTM D86 montrant des augmentations significatives indiquant une composition plus lourde.

La récupération de gas-oil a été quantifiée à environ 39,9 m³/h grâce à la réduction du débit de résidu atmosphérique et à l'augmentation correspondante du débit de gas-oil lourd, calculée comme suit :

Volume récupéré=Réduction du débit de résidu atmosphérique –Augmentation du débit de gas-oil lourd

Volume récupéré = 45,9 m³/h – 6,0 m³/h = 39,9 m³/h

En conclusion, ces ajustements ont permis une récupération significative de gas-oil, réduisant efficacement les pertes dans les résidus atmosphériques. Le résidu est devenu plus lourd, tandis que les compositions du kérosène et du gas-oil léger ont montré des augmentations dans les températures de distillation, suggérant une composition légèrement plus lourde. L'augmentation du débit de gas-oil lourd a joué un rôle crucial dans la récupération des composants plus lourds, contribuant ainsi à améliorer globalement la récupération de gas-oil.

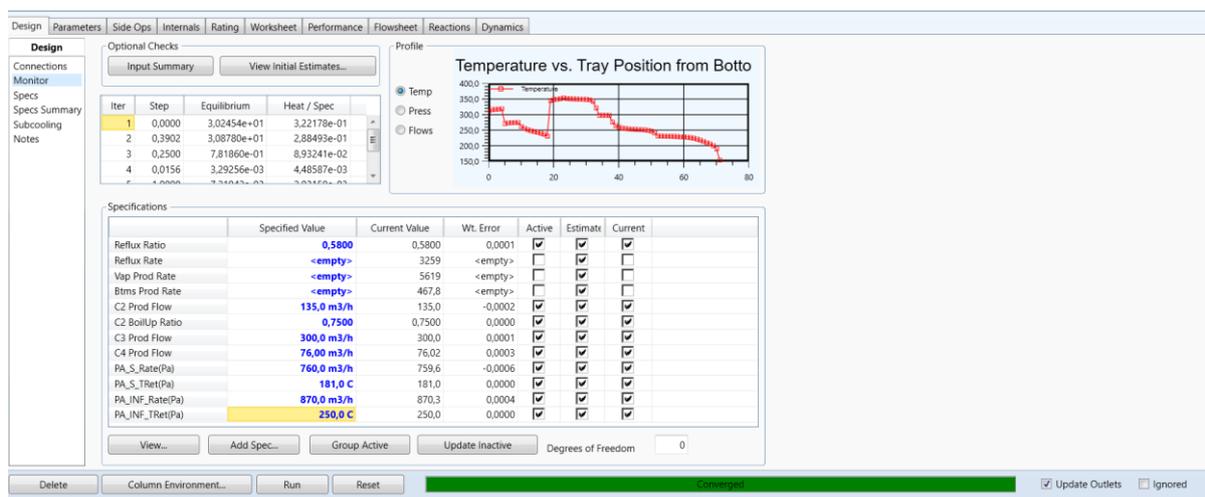


Figure III.10: Résultats finale de simulation de la colonne de distillation atmosphérique cas

5.

III.2.5. Analyse comparative des performances de la colonne de distillation atmosphérique pour janvier et mars 2024

Nous avons créé des tableaux récapitulatifs pour l'unité 10 de distillation atmosphérique en utilisant les données historiques fournies par l'industrie. Un tableau représente le mois de janvier avant l'optimisation, tandis que l'autre représente le mois de mars après l'optimisation. Chaque case des tableaux a été remplie en calculant la moyenne de la valeur maximale et minimale correspondante selon la formule $[(\max + \min) / 2]$. Pour faciliter la comparaison des résultats, nous avons généré deux graphiques : le premier montre les débits en fonction des jours pour chaque mois, et le second représente les températures quotidiennes pour la même période.

Tableau III.12 : Tableau récapitulatif des besoins en fonction des paramètres industriels pour janvier 2024 (Avant l'optimisation)

JOURS	CHARGE AND PREHEATRIN					C-1 ATMOSPHERIC COLUMN										SIDE STRIPPER				C5 STABILIZER-A	C-62 STABILIZER -B		
	FLOW	FLOW					TEMPERATURE								PRESSION		FLOW				FLOW	FLOW	
		10 FIC 5 RESIDUE TO STORAGE	10 FIC 1751 PAS RETOUR	10 FIC 43 PAI RETOUR	10 FIC 40 REFLUX	10 FIC 42 SUPER H P	10 TI 81 ATM top C	10 TI 82 KERO draw	10 TI 83 PAS retour	10 TI 84 LGO draw	10 TI 85 PAS draw	10 TI 86 HGO draw	10 TI 87 PAI retour	10 PI 13 ZONE de F	10 PI 14 ATM top C	10 PI 15 V-3	10 FIC 1851 Mstream-C	10 FIC 1852 MP steam C-4	10 FIC 1852 KERO TO STORAGE OR U-20	10 FIC 47 LGO TO STORAGE	10 FIC 46 HGO TO STORAGE	10 FIC 52 FEED TO C5	10 FIC 2151 FEED TO C-62
m ³ /h	m ³ /h					Deg (°C)								Kg/cm ²		m ³ /h				m ³ /hr	m ³ /hr		
1	1273	306	803	987	578	7096	166	201	167	256	217	293	233	1,34	1,76	0,6	1525	701	140	286	68,2	435,9	229,2
2	1274,5	299	800	987	564	7069	167	202	167	257	218	293	234	1,34	1,67	0,64	1550	700	139	281	68,4	437,5	238,2
3	1186	266	782	918	490	7487	167	204	168	258	218	293	234	1,34	1,65	0,59	1550	701	127	251	64,9	428,7	227,2
4	1203	267	778	881	569	7470	167	202	168	256	217	294	232	1,34	1,69	0,64	1550	700	128	282	68,7	425,1	225,6
5	1205	267	789	863	557	7298	167	202	168	257	217	295	232	1,34	1,7	0,67	1550	700	129	275	67,7	416	223
6	1253,5	278	800	971	545	7429	167	202	166	258	217	294	233	1,34	1,65	0,62	1550	700	140	283	66,5	437,5	237,1
7	1261,5	276	802	965	549	7543	167	202	166	257	217	294	232	1,34	1,61	0,61	1550	701	134	285	67	441	235,2
8	1254,5	274	802	960	554	7643	166	201	166	257	217	294	232	1,34	1,58	0,55	1550	700	136	284	67,6	435,1	235,3
9	1255,5	278	802	965	554	7597	167	202	166	258	218	294	233	1,34	1,61	0,56	1550	700	138	281	66,5	439,9	249
10	1261,5	271	805	969	563	7543	166	201	166	257	217	294	233	1,34	1,67	0,57	1550	700	137	281	64,7	449	243,4
11	1251	283	802	974	564	7631	166	201	166	256	216	294	232	1,34	1,64	0,62	1550	701	136	285	67,9	436,4	231,3
12	1243,5	277	789	947	559	7552	167	202	167	258	217	294	232	1,21	1,63	0,63	1550	701	139	279	70,1	434,9	240
13	1242,5	277	787	956	575	7558	167	200	166	256	217	294	232	1,21	1,64	0,63	1550	700	135	287	69,6	432,8	231
14	1174	257	761	888	532	7434	166	202	168	256	217	294	232	1,2	1,62	0,63	1475	725	123	265	68,7	426,4	223,8
15	1165	253	749	876	539	6897	167	202	168	256	217	294	232	1,29	1,69	0,7	1400	725	120	267	67,7	422,6	222,7
16	1164,5	245	753	865	526	6947	168	203	169	256	217	294	232	1,23	1,65	0,68	1362	721	111	257	68,3	422,3	220,6
17	1155	250	748	862	536	7190	167	202	169	255	216	294	232	1,33	1,73	0,73	1325	725	119	256	69,6	419,3	219,2
18	1190	256	749	908	526	7177	167	203	168	257	218	294	232	1,32	1,73	0,7	1314	730	129	257	67,9	432,3	227,5
19	1178,5	255	759	878	535	7004	167	202	167	257	217	293	232	1,31	1,71	0,69	1400	750	129	262	65,1	423,3	220,9
20	1256,5	269	772	945	595	7489	166	200	166	256	217	294	232	1,31	1,74	0,68	1400	750	141	289	67,5	443,4	240
21	1273,5	268	780	946	596	7558	167	201	167	256	218	295	232	1,25	1,69	0,63	1376	750	134	295	67,9	434,4	242,1
22	1268,5	266	782	945	603	7608	167	200	166	256	217	295	232	1,22	1,66	0,6	1350	750	134	299	66,3	425,2	237,7
23	1270,5	268	777	956	594	7491	167	200	166	256	217	294	232	1,21	1,65	0,58	1350	750	138	293	66,1	438	240,2
24	1261,5	268	773	959	584	7624	167	201	167	257	218	294	232	1,22	1,65	0,58	1350	750	139	287	71,2	438,9	236,6
25	1259,5	274	775	969	596	7677	167	201	167	258	217	294	233	1,27	1,71	0,62	1350	750	140	280	76,2	435,9	238,6
26	1267	268	779	974	607	7810	167	204	167	256	217	294	233	1,26	1,7	0,58	1350	750	138	290	72,3	438,7	238,1
27	1267,5	274	798	969	604	7556	168	201	167	257	218	294	233	1,39	1,82	0,56	1350	750	138	290	69	432,9	234,9
28	1264,5	265	778	971	604	7753	168	201	168	257	218	295	233	1,3	1,74	0,61	1350	750	139	293	71,4	440,2	240,1
29	1262	263	778	967	597	7898	167	201	167	257	218	295	233	1,24	1,68	0,6	1350	750	141	293	66,1	442,5	242,4
30	1265,5	271	780	974	578	7924	167	201	167	257	218	294	233	1,22	1,66	0,59	1350	750	135	289	65,2	442,5	239,6

III.2.5.1. Evaluation des débits et températures : janvier 2024 (Avant l'optimisation)

Les diagrammes ci-dessous illustrent les débits et les températures mesurés pour diverses lignes de processus tout au long du mois de janvier 2024, avant toute intervention d'optimisation.

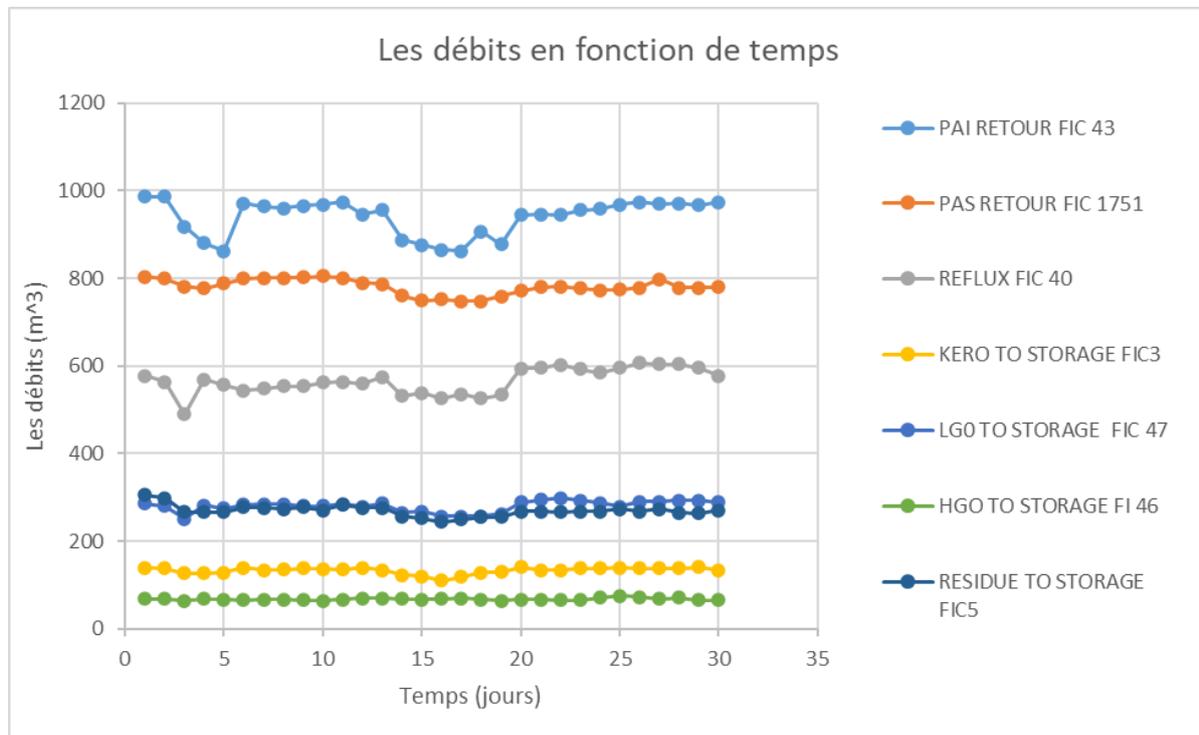


Figure III.11: Diagrammes des débits en fonction de temps janvier 2024(Avant optimisation).

Comme on le remarque sur la Figure III.11: Diagrammes des débits en fonction du temps en janvier 2024 (Avant optimisation), les débits pour janvier montrent une forte variabilité quotidienne, avec des valeurs fluctuantes entre des maxima et minima significativement espacés. Cette variabilité peut indiquer une instabilité dans le processus de distillation, probablement causée par des variations dans les conditions opérationnelles ou des ajustements fréquents des paramètres. Les points bas peuvent être associés à des interruptions de processus, des maintenances non planifiées ou des pannes, tandis que les points hauts pourraient correspondre à des périodes de fonctionnement à pleine capacité ou à des surcompensations opératoires. Une large amplitude de fluctuations pourrait indiquer des problèmes de contrôle de processus ou des réponses inadéquates aux variations de la charge de traitement.

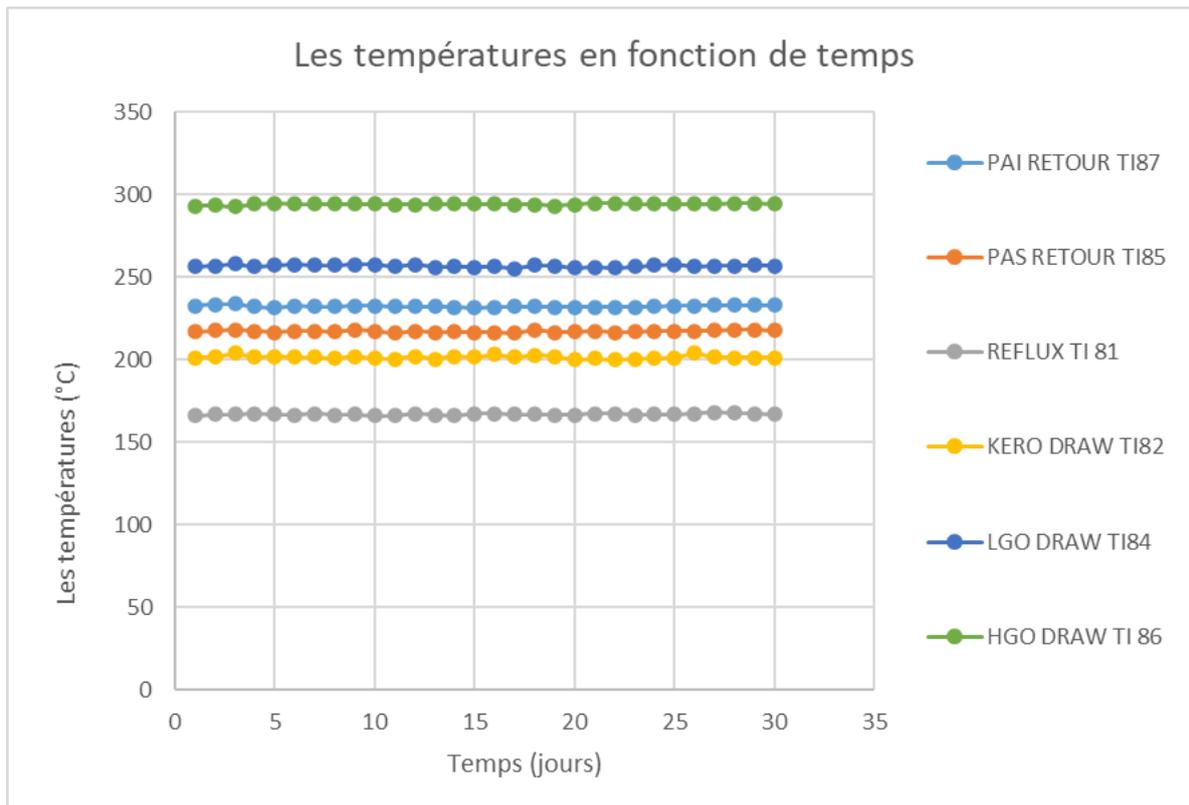


Figure III.12: Diagrammes des températures en fonction de temps janvier 2024(Avant optimisation).

Comme on l'observe sur la Figure III.12: Diagrammes des températures en fonction du temps en janvier 2024 (Avant optimisation), les températures des plateaux pour janvier montrent des fluctuations significatives, avec des variations importantes d'un jour à l'autre. Cette instabilité peut être le résultat d'un contrôle thermique inadéquat ou de réponses incorrectes aux changements dans la charge de la colonne. Des fluctuations importantes dans les températures peuvent conduire à une vaporisation excessive ou une accumulation de liquide, affectant négativement l'efficacité de la séparation dans la colonne de distillation.

Tableau III.13 : Tableau récapitulatif des besoins en fonction des paramètres industriels pour mars 2024 (Après optimisation).

JOURS	CHARGE AND PREHEATRAIN					C-1 ATMOSPHERIC COLUMN												SIDE STRIPPER					C5 STABILIZER-A		C-62 STABILIZER-B	
	FLOW	FLOW				10 FIC 42	TEMPERATURE						PRESSION			FLOW					FLOW	FLOW				
		10 FIC 43	10 FIC 40	10 FIC 44	10 FIC 45		10 TI 81	10 TI 82	10 TI 83	10 TI 84	10 TI 85	10 TI 86	10 TI 87	10 PI 13	10 PI 14	10 PI 15	10 FIC 1851	10 FIC 1852	10 FIC 3	10 FIC 47			10 FIC 46			
m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	Deg (°C)	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	m ³ /h														
1	1234	300,9	828,5	906,5	617	7821	166,8	201,2	167	261	218,3	297,4	240,9	1,233	1,667	0,656	1400	750	139,9	278,6	63,7	423,4	223,9			
2	1210	291	831	936,5	593	7447	165,1	199,5	167	259,1	216,2	296,2	240,8	1,278	1,688	0,698	1400	750,5	133,8	269,5	59,7	415,2	212,9			
3	1256	310,5	837,5	957	613,5	7545	167,3	200,3	167,3	259,6	217,3	296,3	240,6	1,264	1,735	0,567	1400	750	135,9	281	64,6	424,3	226,3			
4	1263	310,5	839,5	961,5	607,5	7622	166,1	200,8	167,4	260	217,6	296,5	240,9	1,23	1,66	0,662	1400	749,5	139,7	279,9	66,7	422,9	224			
5	1263	315,3	837	957,5	606	7829	166,7	201,1	167,4	260,2	217,6	296,5	240,8	1,256	1,685	0,676	1400	750	137,7	283,9	65,3	419,7	220,2			
6	1264	305,3	835	961	606	8112	167	201,6	167,7	260,2	217,9	296,7	240,8	1,203	1,638	0,609	1400	750,5	137,6	284,9	66,6	425,1	227,5			
7	1266	305,7	837	960	611	8036	167,1	202	168,1	260,4	217,8	296,6	240,8	1,242	1,674	0,601	1401	750,5	137,1	287	66,8	422,5	222,8			
8	1261	314,6	836,5	970,5	606,5	7983	166,8	201,3	168	260,3	217,8	296,4	240,8	1,285	1,795	0,557	1400	750	137,4	285	66,9	417,6	220			
9	1261	312,9	839,5	988	591	7983	166,6	202,4	167,8	260,9	217,7	296,1	240,9	1,262	1,688	0,492	1400	750,5	137,9	278,9	66,3	424,9	224,3			
10	1263	308,9	845,5	1000	600	7949	167,2	201,4	168,7	259,7	217,8	295,8	240,9	1,277	1,701	0,51	1400	749,5	138	282,9	65	423	224,7			
11	1264	300,9	845,5	968	615,5	7881	166,3	200,9	168,2	260,2	217,9	296,7	240,7	1,295	1,727	0,525	1400	749,5	138,1	284,2	65,3	432,2	230,2			
12	1252	307,8	846,5	957,5	614	8059	166,1	200,6	168,7	259,7	217,4	297,2	240,8	1,227	1,656	0,486	1400	750	136,9	293,5	69	415,8	213,6			
13	1255	311,5	846,5	967	606,5	7710	166,3	201,5	169,3	260,2	217,7	296,9	240,8	1,238	1,663	0,49	1400	750	137,4	290,8	68,7	412,7	218			
14	1255	310	844	982,5	609	8396	166,8	201,3	169,5	259,7	217,7	296,4	240,9	1,23	1,656	0,486	1400	749,5	137,9	293,2	71,1	419,8	219,6			
15	1255	308,6	844,5	988,5	614,5	8253	166,3	200,7	169,8	259,3	217,6	296,7	240,7	1,23	1,658	0,485	1400	749,5	136,8	296,5	70,6	416,9	216,3			
16	1258	316,3	847,5	986,5	618,5	8192	166,1	199,8	169,3	258,7	216,8	296,5	240,8	1,253	1,676	0,542	1400	749,5	136,4	296,7	70,1	411,2	210,45			
17	1258	311,5	846,5	990	609	8329	166	200,4	169,9	259,1	217,3	296,5	240,8	1,191	1,617	0,464	1400	750,5	136,7	295,7	71,7	409,4	209,9			
18	1240	311,9	846,5	988,5	605	8361	166,7	201,7	170	259,9	217,5	296,6	240,9	1,219	1,643	0,518	1401	750	138,4	292,7	70,3	412,7	214,6			
19	1257	307,8	845	991	609,5	8487	166,6	201,4	170,2	259,5	217,8	296,5	240,7	1,21	1,639	0,467	1400	750,5	137,7	294,9	70,9	419,2	219,8			
20	1250	313,7	845	990	614	8130	166,3	200,9	170,3	259,2	217,5	296,5	240,8	1,236	1,662	0,503	1400	749,5	137	297,9	71,7	413,9	212,5			
21	1250	310,5	848	991	620,5	8108	166,9	201,2	171,3	259,2	217,8	296,8	240,8	1,226	1,654	0,503	1400	750,5	136,6	301,3	72,9	412,5	209,9			
22	1244	309,2	849	991	627	8134	166,2	199,8	170,5	258,5	217,3	296,6	240,8	1,212	1,643	0,484	1400	750	137,4	303,8	72,3	409,9	209,9			
23	1248	311,9	847	987,5	611,5	8166	166,5	200,9	170,4	259,2	217,6	296,6	240,8	1,215	1,641	0,468	1400	750	136,6	297,5	70,8	412,4	212,8			
24	1253	309,5	845,5	990	605,5	8200	166,1	201,4	170,2	259,5	217,8	296,6	240,9	1,194	1,622	0,444	1401	751	133	293,7	72,1	408,8	215,6			
25	1245	308,9	843	948	616	7795	167,1	201,1	170,3	259,1	217,8	297,2	240,6	1,297	1,724	0,56	1400	746	131,1	303,8	67,5	412,7	215,6			
26	1263	307,1	841,5	922,5	638	7879	167,3	200,7	169,9	258,2	218,1	297,9	240,7	1,323	1,749	0,52	1400	750	135,8	314	63,2	412,7	215,1			
27	1265	304,3	842,5	936	643	7856	166,9	200,5	169,7	258,1	218,1	297,6	240,7	1,31	1,742	0,488	1400	749	135,8	315,9	62,9	415,3	215,8			
28	1261	308,3	847	937,5	648,5	7909	166,6	200	170,1	257,3	217,7	297,4	240,8	1,3	1,732	0,508	1400	750,5	135	316,8	64,4	407,2	217,8			
29	1261	308,7	848,5	944,5	649,5	7864	166,9	199,8	169,9	257	217,3	297,1	240,8	1,333	1,765	0,544	1401	749,5	133,8	316,1	63,8	419,9	211,4			
30	1268	301,9	849,5	945	645	7950	167,2	200,1	170	257,4	217,5	297,2	240,8	1,28	1,714	0,46	1400	750,5	133,5	315,9	62,8	416,1	212			
31	1268	304,4	847,5	938,5	649,5	7847	167,5	201,1	170,6	258,2	218,3	297,6	240,8	1,324	1,759	0,55	1400	749,5	136,4	312,4	61,5	418,6	219,1			

III.2.5.2. Evaluation des débits et températures : Mars 2024 (Après optimisation)

Les diagrammes ci-dessous illustrent les débits et les températures mesurés pour diverses lignes de processus au mois de mars 2024, après les optimisations mises en œuvre.

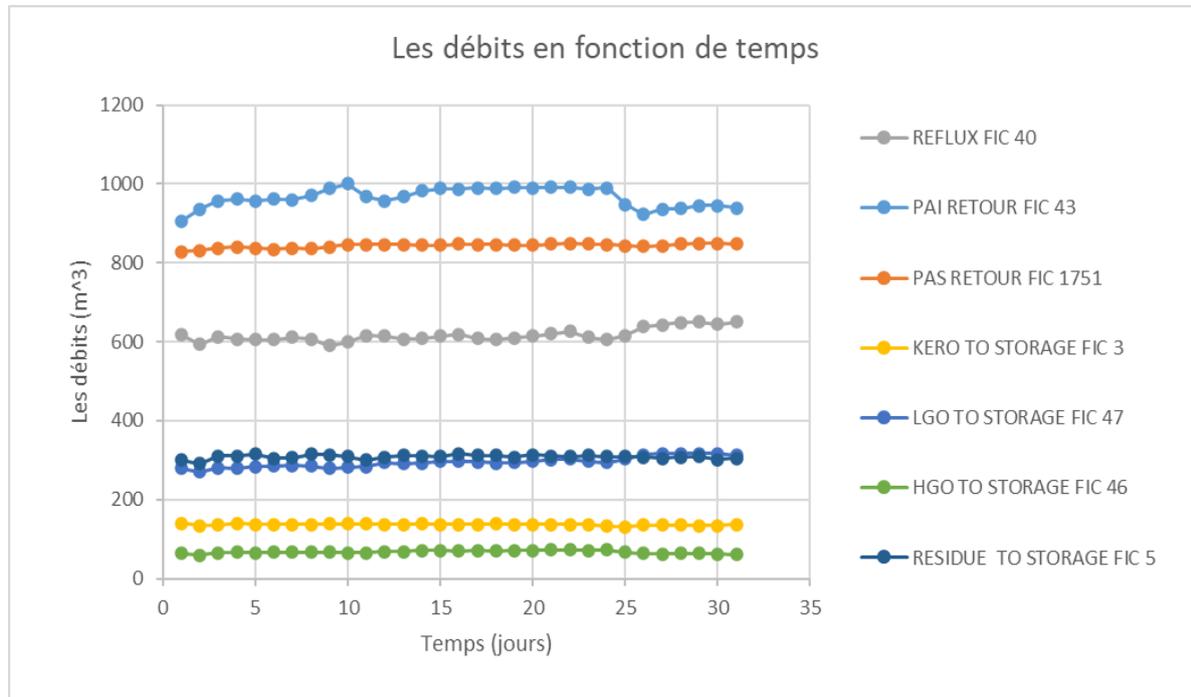


Figure III.13: Diagrammes des débits en fonction de temps Mars 2024(Après optimisation).

Comme on peut le constater sur la Figure III.13: Diagrammes des débits en fonction du temps en mars 2024 (Après optimisation), l'analyse des débits pour ce mois révèle une évolution marquée par une stabilité accrue après optimisation. Les fluctuations sont désormais réduites, avec des valeurs de débit plus constantes, ce qui témoigne d'une gestion plus efficace des conditions de fonctionnement. De plus, la diminution des occurrences de points extrêmes, tant bas que hauts, indique une amélioration significative dans la gestion des variations du processus, favorisant ainsi une opération plus régulière et prévisible. Enfin, une amplitude de fluctuation réduite confirme une maîtrise accrue des paramètres de fonctionnement, ainsi qu'une réponse plus adaptée aux perturbations.

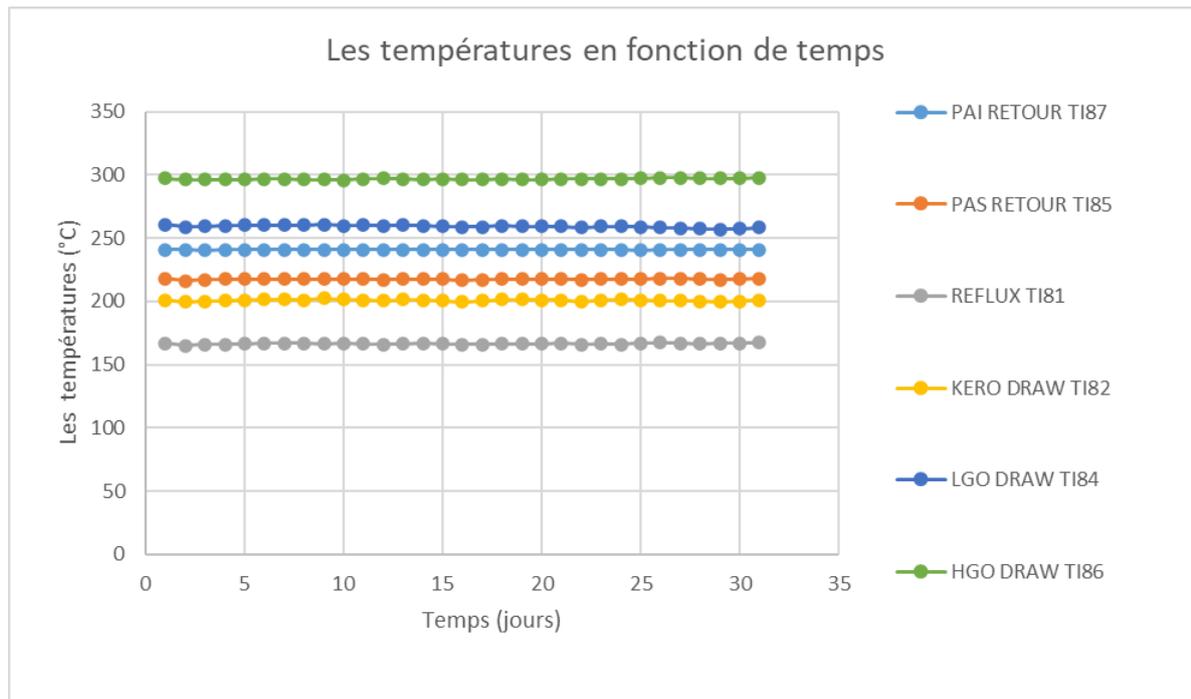


Figure III.14: Diagrammes des températures en fonction de temps Mars 2024 (Après optimisation).

Comme on peut l'observer sur la Figure III.14: Diagrammes des températures en fonction du temps en mars 2024 (Après optimisation), l'analyse des températures pour ce mois révèle une évolution marquée par une stabilité accrue après optimisation, avec des variations réduites. Cela indique un contrôle thermique amélioré et une réponse plus adaptée aux perturbations. Cette stabilité des températures est cruciale pour maintenir un équilibre optimal entre la vaporisation et la condensation, contribuant ainsi à améliorer la performance globale de la colonne.

III.2.5.3. Discussion et Comparaison des Graphiques :

III.2.5.3.1. Comparaison des Graphiques des Débits en Fonction des Jours de mois janvier et mars :

- **Analyse de la Variabilité :** La réduction de la variabilité entre janvier et mars peut être quantifiée en analysant l'écart-type des débits journaliers. Un écart-type réduit après optimisation indiquerait une performance plus homogène.
- **Effets de l'Optimisation :** Les données de mars montrent une variabilité plus faible et une tendance à des débits plus constants. Ceci peut être attribué à un meilleur ajustement

des températures des plateaux de sous-titrages et des débits de retours, réduisant ainsi les déséquilibres dans la colonne de distillation.

- **Amélioration Opérationnelle :** Les graphes montrent que les ajustements ont permis de stabiliser le processus, ce qui est crucial pour maximiser la récupération de gas-oil et minimiser les pertes.

III.2.5.3.2. Comparaison des Graphiques des Températures en Fonction des Jours de mois janvier et mars :

- **Analyse de la Stabilité :** Une comparaison des variances des températures journalières entre janvier et mars peut quantifier l'amélioration en termes de stabilité. Une variance plus faible en mars indiquerait un meilleur contrôle thermique.
- **Effets de l'Optimisation :** Les graphes montrent que l'optimisation a permis de réduire les fluctuations de température, ce qui est crucial pour éviter les problèmes d'accumulation de liquide ou de vaporisation excessive.
- **Performances de Séparation :** Une température de plateau plus constante favorise une meilleure séparation des fractions, permettant ainsi une récupération accrue de gas-oil et une réduction des pertes.

Conclusion des Résultats

Les résultats de l'optimisation des paramètres de la colonne de distillation atmosphérique montrent des améliorations significatives dans la stabilité des débits et des températures. Les fluctuations réduites et les tendances plus stables observées en mars par rapport à janvier démontrent l'efficacité des ajustements apportés.

Débits :

- **Réduction des Variations :** L'analyse montre une réduction notable des variations des débits journaliers, suggérant une meilleure régularité dans le fonctionnement du processus.
- **Impact sur la Production :** Une régularité accrue des débits entraîne une production plus prévisible et potentiellement une meilleure utilisation des ressources.

Températures :

- **Stabilité Améliorée :** La réduction des fluctuations de température est cruciale pour maintenir des conditions optimales de séparation dans la colonne, réduisant ainsi les pertes de gas-oil.
- **Optimisation des Paramètres :** Les ajustements des températures des plateaux de sous-tirages et des débits de retours ont permis d'obtenir un meilleur équilibre thermique, améliorant ainsi l'efficacité du processus.

Les graphes comparatifs des débits et des températures avant et après optimisation illustrent clairement les améliorations apportées. Ces résultats indiquent que les efforts d'optimisation ont réussi à stabiliser le processus, améliorant ainsi la performance de la colonne de distillation et réduisant les pertes de gas-oil. Des analyses quantitatives supplémentaires, telles que le calcul des écarts-types et des variances, pourraient fournir des preuves statistiques supplémentaires de ces améliorations.

Conclusion

Conclusion

Notre travail avait pour objectif de minimiser les pertes de gas-oil dans le résidu. Pendant notre stage à la raffinerie de Skikda, nous avons entrepris une série d'études et de simulations pour améliorer l'efficacité de la colonne de distillation atmosphérique. Les ajustements opératoires réalisés grâce à Aspen HYSYS ont conduit à une amélioration significative de la récupération de produits précieux tels que le kérosène (KERO) et les différentes coupes de gas-oil (gas-oil léger LGO et gas-oil lourd HGO). En ajustant précisément les températures des plateaux, les températures et les débits des pompes de reflux supérieure et inférieure, nous avons réussi à optimiser le processus de distillation.

L'analyse détaillée des résultats obtenus dans le chapitre 3 démontre que plusieurs modifications successives ont été apportées pour optimiser les performances de la colonne de distillation.

Pour nos simulations, nous avons choisi la méthode de Peng-Robinson en raison de sa fiabilité pour les calculs thermodynamiques dans les mélanges d'hydrocarbures complexes. Nous avons vérifié la précision de notre modèle en comparant les résultats des cas design et réel, ce qui a confirmé la validité de notre approche avec un écart inférieur à 5% par rapport aux valeurs réelles.

Cette optimisation a permis de relever le point initial du résidu à environ 400°C et d'augmenter le point final du gas-oil, assurant une meilleure récupération de ce dernier et réduisant les pertes dans les résidus atmosphériques. Grâce à ces ajustements, nous avons pu récupérer environ 40 m³/h de gas-oil, ce qui témoigne de résultats très satisfaisants et d'une amélioration notable de l'efficacité de la distillation.

En plus des ajustements opératoires, nous avons exploré des solutions pour résoudre les problèmes de dégradation du four. Le retubage avec des matelas céramiques a été recommandé en raison de leurs propriétés d'isolation thermique supérieure, de leur résistance aux chocs thermiques, et de leur durabilité accrue par rapport aux briques réfractaires. Cette solution garantirait une performance optimale, réduirait les pertes thermiques, et améliorerait l'efficacité énergétique globale du processus de distillation.

En résumé, cette étude illustre clairement l'importance des ajustements précis des paramètres opérationnels et des améliorations matérielles pour maximiser l'efficacité des colonnes de distillation atmosphérique. Les stratégies mises en œuvre, qu'il s'agisse de l'optimisation des températures et des débits de reflux ou du choix de matériaux avancés pour le retubage, offrent un cadre de référence précieux pour d'autres unités de distillation. Ces

mesures favorisent non seulement une meilleure rentabilité, mais aussi une durabilité accrue des raffineries de pétrole, grâce à une optimisation continue des procédés et des infrastructures.

Références Bibliographiques

- [1] Favennec, J.-P. Exploitation et gestion de la raffinerie. Édition Technip, 2011.
- [2] Aspen Technology, Inc. Aspen HYSYS V11 Documentation logicielle, 2020.
- [3] Sonatrach. Projet de réhabilitation et adaptation de la Raffinerie de Skikda. Rapport, 2013.
- [4] Metzger, J. Pétrole et techniques de raffinage. In Petroleum Processing and Refineries. Springer, 2019.
- [5] Haydary, A. K. Chemical Process Design and Simulation: Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications. Wiley, 2018.
- [6] Hansen, P. et J. Q. Smith, Applied Optimization in the Petroleum Industry, 1ère édition, Springer, Cham, 2023.
- [7] Meyers, R. A. Handbook of petroleum refining processes. 3ème édition. McGraw-Hill, 2004.
- [8] Sonatrach. Présentation de la Raffinerie de Skikda RA1K. Manuel opératoire, 2011.
- [9] Sonatrach. Manuel opératoire de l'unité de distillation atmosphérique (U10). 2010.
- [10] Gharbi, F. Z., Chalabi, A. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique 10-C-1 au niveau du complexe RA1K pour maximiser le rendement en gasoil. Mémoire d'ingénieur. Sonatrach, 2019.
- [11] Meniker, I., Bouloudani, F. Optimisation de la qualité du Kérosène de l'unité 10 de la RA1K pour la production de LAB. Mémoire d'ingénieur. Sonatrach, 2019.
- [12] Sonatrach. Projet de réhabilitation et adaptation de la Raffinerie de Skikda. Rapport, 2013.
- [13] Hadiby, Y. Présentation de la raffinerie RA1K. PowerPoint. Ingénieur, 2020.
- [14] Lefebvre, G. Chimie des hydrocarbures. Édition Technip, 1978.
- [15] Oudina, R., Khaled, B. Amélioration de la teneur en précurseurs d'aromatiques de la NAPHTA B au niveau du splitter de l'unité 11 de la RA1K. Mémoire de master. Université M'Hamed Bougara Boumerdès, 2007.
- [16] Wauquier, J.-P. Procédé de séparation: Le raffinage du pétrole. Livre. Édition Technip, 1998.
- [17] Mousaoui, A. Adaptation de la qualité du kérosène produit de l'unité 10 de RA1K pour la production de LAB. Mémoire d'ingénieur. Sonatrach, 2017.
- [18] Wuithier, P. Raffinage et génie chimique (Tome I). Édition Technip, 1972.
- [19] Golden, S. W. Crude unit preflash drums and columns. Prevent preflash drum foaming. Hydrocarbon Processing, 2005.

- [20] Wauquier, J.-P. Raffinage de pétrole. Tome 2. Procédés de transformation. Édition Technip, 2008.
- [21] Institut National de Recherche et de Sécurité (INRS). TutoPrév' : Pédagogie BTP. Brochure, 2018.
- [22] U.S. Energy Information Administration. "Refinery Outages: Description and Potential Impact on Petroleum Product Prices." Rapport, 27 mars 2007.
- [23] Favennec J.-P. Raffinage du pétrole. Tome 5. Exploitation et gestion de la raffinerie. Édition Technip. 1998.
- [24] DOE Office of Fossil Energy. The Economic Impact of Refinery Downtime. Department of Energy. 2022.
- [25] Ben-Daya, M., Duffuaa, S. O., Raouf, A., Knezevic, J., & Ait-Kadi, D. Handbook of Maintenance Management and Engineering. Springer, 2014.
- [26] Aspen Technology, Inc. Aspen HYSYS V10 User Guide. 2018.
- [27] Naylor, T. H., Balintfy, J. L., Burdick, D. S., & Chu, K. Computer Simulation Techniques. John Wiley & Sons, 1966.
- [28] Meliouh, A. Modélisation et Simulation. Cours E-Learning. École Nationale Polytechnique, Département de Génie Informatique. 2e année Master, 2020.
- [29] Dewaele, G. Modélisation, suivi et simulation d'objets articulés et déformables. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Grenoble, 2005.
- [30] Cardin, O. Apport de la simulation en ligne dans l'aide à la décision pour le pilotage des systèmes de production. Thèse de doctorat, Université de Nantes, 2007.
- [31] Gary, J. H., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. Petroleum Refining: Technology and Economics. 5ème édition, CRC Press, 2007.
- [32] Aspen Technology, Inc. HYSYS Reference Manual. 1995.
- [33] Aspen Technology, Inc. HYSYS Customization Guide Version 3.1. Guide. 2002.
- [34] Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. 8ème édition, McGraw-Hill, 2018.
- [35] Saltelli, A., Tarantola, S., Campolongo, F., & Ratto, M. Sensitivity Analysis in Practice: A Guide to Assessing Scientific Models. John Wiley & Sons, 2004.
- [36] Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS User Guide, 2005.
- [37] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. 4ème édition, Prentice Hall, 2012.
- [38] Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation. 3ème édition, John Wiley & Sons, 2009.

Annexes

Annexe A : Les caractéristiques de brut

➤ Analyse chromatographique des légers

ANALYSE CHROMATOGRAPHIQUE DES LEGERES

CHROMATOGRAPHIC ANALYSIS OF LIGHT ENDS

Hydrocarbures		% poids	% volume	
Ethane	1,31	0,05	0,03	0,35
Propane	22,69	0,86	1,21	0,68
Iso-butane	10,29	0,39	0,53	0,88
N-butane	65,70	2,49	3,27	4,07
Iso-pentane	3,70	1,33	1,69	
N-pentane	5,12	2,53	3,19	6,78
Hydrocarbons		% weight	% volume	

7.65

9.97

➤ Les caractéristique de brut algerien

Caractéristiques	Résultats Results	Characteristics
Densité à 15° C	<u>0,8025</u>	Gravity, specific at 59° F
Densité API	<u>44,7</u>	Gravity, API
Viscosité cinématique, cst à:		Kinematic viscosity, cst at:
- 10° C	5,540	14° F
- 5° C	4,590	23° F
0° C	4,112	32° F
20° C	2,759	68° F
37,8° C	<u>1,989</u>	100° F
Point d'écoulement	-52° C / -61,6° F	Pour point
Point d'éclair, Abel, °C	<20	Flash point, Abel, °C
Tension de vapeur Reid à 37,8° C, psi	10,4 (0,731%)	Reid vapor pressure at 100° F, psi
Eau par distillation, % volume	Traces	Water by distillation, % volume
Eau et sédiments (centrifugation), % vol.	Traces	B.S.W. (centrifuge), % volume
Soufre total, % poids	0,13	Sulfur, total, % weight
Hydrogène sulfuré, mg/kg	0	Hydrogen sulfide, ppm
Teneur en cendres, % poids	<0,005	Ash content, % weight

AnnexeB:Résumédesfluxdel'unitédedistillation atmosphérique (U10) « cas design »

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT STREAM SUMMARY FOR CRUDE DISTILLATION UNIT - I				
Stream ID	UNIT	1	2	3	4	5
NAME		CRUDE INLET	CRUDE TO E-107	CRUDE TO E-72	CRUDE FROM E72	CRUDE TO E-2
TEMPERATURE	°C	15	20	33	55	50
PRESSURE	Kg/cm ² _g	0.3	15.5	14.8	14.1	10.7
FLOW RATE	Kg/hr	1130618	1200622	1200622	1200622	1127730
Stream ID	UNIT	6	7	8	9	10
NAME		LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72
TEMPERATURE	°C	153	148	140	140	151
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.9	9.7	3.0	3.0	30.1
FLOW RATE		251800	1127730	79574	1048156	1048156
Stream ID	UNIT	11	12	13	14	15
NAME		CRUDE FROM E61	CRUDE FROM E83	LIQ_CRUD_91	LIQ_CRUD_90	LIQ_CRUD_62
TEMPERATURE	°C	174	186	195	226	233
PRESSURE	Kg/cm ² _g	28.9	27.5	26.5	25.8	24.9
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	1048156	1048156	1048156	1048156
Stream ID	UNIT	16	17	18	19	20
NAME		LIQ_CRUD_63	TOPPA_OUT_91	BOT_PA	TOP_PA	TOPPA_OUT_61
TEMPERATURE	°C	260	203	292	219	163
PRESSURE	Kg/cm ² _g	23.5	9.2	2.2	2.0	8.3
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	590023	844990	590023	590023
Stream ID	UNIT	21	22	23	24	25
NAME		BOTPA_OUT_62	BOTPA_OUT_90	RCO	RCO_OUT_63	RCO_OUT_83
TEMPERATURE	°C	275	237	338	242	200
PRESSURE	Kg/cm ² _g	9.3	8.6	2.3	17.1	15.6
FLOW RATE	Kg/hr	844990	844991	299001	299001	299001
Stream ID	UNIT	26	27	28	29	30
NAME		KERO_PDT	LGO_PDT	LGO_OUT_107	HGO_PDT	HGO_OUT_82
TEMPERATURE	°C	230	241	97	284	155
PRESSURE	Kg/cm ² _g	2.0	2.1	1.5	2.2	1.3
FLOW RATE	Kg/hr	101550	251800	251800	90629	90629
Stream ID	UNIT	31	32	33	34	35
NAME		HEATER_OUT	2ND_VAP	STM_RCO	REFLUX	VAP_KERO
TEMPERATURE	°C	356	172	330	135	215
PRESSURE	Kg/cm ² _g	2.3	1.8	2.9	1.3	1.9
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	980442	8498	581271	44295

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT				
		STREAM SUMMARY FOR CRUDE DISTILLATION UNIT - I				
Stream ID	UNIT	36	37	38	39	40
NAME		KEROD	VAP_LGO	LGOD	VAP_HGO	HGOD
TEMPERATURE	°C	199	248	255	288	292
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.9	2.1	2.1	2.2	2.2
FLOW RATE	Kg/hj	145845	49159	296563	12311	101413
Stream ID	UNIT	41	42	43	44	45
NAME		2 nd VAPOR_2	CR OVHD	CR OVHD_92	GAS	UNSTAB_NAP
TEMPERATURE	°C	135	135	40	39	39
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.3	1.3	0.8	0.6	0.6
FLOW RATE	Kg/hj	980442	399170	399170	2375	380249
Stream ID	UNIT	46	47	49	50	57
NAME		UNSNAP_P	SOUR_WATER	STM_HGO	STM_LGO	KERO_RUN
TEMPERATURE	°C	39	39	330	330	40
PRESSURE	Kg/cm ² _g	13.4	0.6	2.9	2.9	4.0
FLOW RATE	Kg/hj	3710	16547	1527	4396	93751
Stream ID	UNIT	111	113			
NAME		BRINE_SS	INJ_W_113			
TEMPERATURE	°C	55	53			
PRESSURE	Kg/cm ² _g	10.7	19.2			
FLOW RATE		72892	70004			

Annexe C : La TBP du pétrole brut provenant de la raffinerie de Skikda

 SONATRACH DLAB	<h1>TELECOPIE DE RESULTATS</h1> <p>Mai 2019 à CRD Bourmads</p>	 ALGERIA Laboratoire accrédité N° : 1-2-015 Partida disponible sur www.algeria.dz Version : 08
--	--	---

Tableau 2: Résultats d'analyses de la distillation TBP du pétrole brut provenant De la raffinerie de SKIKDA

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers C ₂	<15	2,1	2,1	(*)	(*)	2,8	2,8	-	-
1	15 - 65	5,7	7,8	0,6351	0,6399	7,2	10,0	1,3634	-
2	65 - 70	1,1	8,9	0,6717	0,6764	1,3	11,3	1,3809	12,55
3	70 - 75	0,7	9,6	0,6802	0,6849	0,8	12,1	1,3843	12,45
4	75 - 80	1,0	10,6	0,6864	0,6910	1,2	13,3	1,3882	12,40
5	80 - 85	1,5	12,1	0,6959	0,7005	1,8	15,1	1,3917	12,29
6	85 - 90	1,3	13,4	0,7046	0,7092	1,5	16,6	1,3966	12,20
7	90 - 95	1,7	15,1	0,7124	0,7169	1,9	18,5	1,4007	12,12
8	95 - 100	1,2	16,3	0,7207	0,7252	1,3	19,8	1,4043	12,04
9	100 - 105	1,3	17,6	0,7234	0,7279	1,4	21,2	1,4056	12,05
10	105 - 110	0,3	17,9	0,7261	0,7306	0,3	21,5	1,4070	12,06
11	110 - 115	1,5	19,4	0,7288	0,7333	1,6	23,1	1,4083	12,06
12	115 - 120	1,6	21,0	0,7310	0,7355	1,7	24,8	1,4097	12,08
13	120 - 125	1,9	22,9	0,7379	0,7424	2,1	26,9	1,4137	12,02
14	125 - 130	1,0	23,9	0,7461	0,7506	1,1	28,0	1,4184	11,94
15	130 - 135	1,4	25,3	0,7489	0,7533	1,5	29,5	1,4200	11,94
16	135 - 140	1,1	26,4	0,7505	0,7549	1,2	30,7	1,4208	11,97
17	140 - 145	1,2	27,6	0,7515	0,7559	1,3	32,0	1,4212	12,00
18	145 - 150	1,3	28,9	0,7560	0,7604	1,4	33,4	1,4236	11,98
19	150 - 155	1,4	30,3	0,7618	0,7662	1,5	34,9	1,4270	11,93
20	155 - 160	1,2	31,5	0,7683	0,7726	1,2	36,1	1,4308	11,88
21	160 - 165	1,3	32,8	0,7724	0,7765	1,3	37,4	1,4330	11,86
22	165 - 170	1,2	34,0	0,7745	0,7785	1,2	38,6	1,4348	11,88
23	170 - 175	1,6	35,6	0,7767	0,7807	1,6	40,2	1,4356	11,89
24	175 - 180	1,2	36,8	0,7788	0,7827	1,2	41,4	1,4364	11,90
25	180 - 185	0,7	37,5	0,7820	0,7858	0,7	42,1	1,4379	11,90
26	185 - 190	1,1	38,6	0,7826	0,7863	1,1	43,2	1,4383	11,94
27	190 - 195	1,3	39,9	0,7837	0,7874	1,3	44,5	1,4390	11,96
28	195 - 200	1,2	41,1	0,7910	0,7947	1,2	45,7	1,4429	11,90
29	200 - 205	1,0	42,1	0,7963	0,7999	1,0	46,7	1,4456	11,86
30	205 - 210	0,8	42,9	0,8006	0,8042	0,8	47,5	1,4476	11,84
31	210 - 215	1,3	44,2	0,8049	0,8085	1,3	48,8	1,4497	11,82
32	215 - 220	1,0	45,2	0,8092	0,8128	1,0	49,8	1,4517	11,79
33	220 - 230	1,7	46,9	0,8135	0,8170	1,7	51,5	1,4537	11,79

* Seul le résultat d'essai repéré par le symbole * est effectué sous le couvert de l'accréditation *

 <p>سوناطراچ sonatrach DLAB</p>	<h2>TELECOPIE DE RESULTATS</h2>	 <p>ilac-MEA ALGERAC</p> <p>Laboratoire accrédité N°: 1-2-035 Portée disponible sur www.algerac.dz</p> <p>Version : 08</p>
--	---	---

Tableau 2: Résultats d'analyses de la distillation TBP du pétrole brut provenant De la raffinerie de SKIKDA (suite)

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
34	230 - 240	3,2	50,1	0,8169	0,8204	3,1	54,6	1,4567	11,82
35	240 - 250	1,7	51,8	0,8202	0,8237	1,7	56,3	1,4597	11,85
36	250 - 260	2,2	54,0	0,8226	0,8261	2,1	58,4	1,4608	11,89
37	260 - 270	2,4	56,4	0,8272	0,8307	2,3	60,7	1,4635	11,90
38	270 - 280	1,5	57,9	0,8370	0,8405	1,4	62,1	1,4649	11,83
39	280 - 290	1,7	59,6	0,8372	0,8407	1,6	63,7	1,4662	11,90
40	290 - 300	1,7	61,3	0,8390	0,8424	1,6	65,3	1,4676	11,95
41	300 - 310	2,0	63,3	0,8407	0,8441	1,9	67,2	1,4677	11,99
42	310 - 320	1,8	65,1	0,8425	0,8459	1,7	68,9	1,4705	12,04
43	320 - 330	1,6	66,7	0,8482	0,8516	1,5	70,4	1,4739	12,02
44	330 - 340	1,9	68,6	0,8547	0,8581	1,8	72,2	1,4779	12,00
45	340 - 350	1,6	70,0	0,8616	0,8650	1,5	73,7	1,4824	11,97
46	350 - 360	1,6	71,6	0,8620	0,8654	1,5	75,2	1,4824	12,03
47	360 - 370	1,4	73,0	0,8662	0,8696	1,3	76,5	1,4849	12,03
48	370 - 380	1,4	74,4	0,8671	0,8705	1,3	77,8	1,4850	12,08
Résidu	380+	25,4	99,8	0,9124 ^(b)	0,9124 ^(b)	22,2	100,0	-	-

N.B.:

- La conversion des masses volumiques de 20 à 15 °C est effectuée selon les tables 53B de l'ASTM D1250-80.
- (a) : l'analyse chromatographique des légers C₅ n'a pas été réalisée par manque d'application pour la détermination de la composition des GPL.
- (b) : la masse volumique du résidu atmosphérique n'est pas effectuée sous couvert de l'accréditation.

* Seul le résultat d'essai repéré par le symbole * est effectué sous le couvert de l'accréditation *

Annexe D : Résumé des flux de l'unité de distillation

Atmosphérique (U10) « cas actuel »

L'historique de 01/01/2024

TIME	CHARGE AND PRE	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN				
	FLOW	FLOW				
	10F4	10FIC5	10FIC43	10FIC1751	10FIC40	10F42
	PV	PV	PV	PV	PV	PV
P-71A/B DISCH	RESIDUE TO ST	BOTTOM PUMP	TOP PUMP ARO	REFLUX	SUPERHEATED I	
m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	kg/hr	
0:00	1273	310.7	986	803	574	7137
1:00	1256	311.4	987	802	571	7138
2:00	1264	308.9	986	803	570	7175
3:00	1284	307.1	987	803	571	7215
4:00	1282	308.8	987	803	570	7170
5:00	1258	307.1	988	803	571	7199
6:00	1265	308.8	987	802	571	7179
7:00	1275	310.7	986	804	572	7129
8:00	1273	310.5	987	803	574	7070
9:00	1267	315.7	986	802	573	6946
10:00	1290	312.8	986	801	566	7130
11:00	1279	310.3	986	802	570	7085
12:00	1256	306.8	986	802	569	7188
13:00	1275	304.8	986	805	571	7233
14:00	1292	296.4	986	807	584	7318
15:00	1276	300.9	985	806	590	7350
16:00	1254	306.3	985	804	587	7216
17:00	1276	303.2	985	802	587	7256
18:00	1282	300.8	985	799	580	7271
19:00	1281	301.1	986	800	580	7226
20:00	1271	299.8	987	801	580	7219
21:00	1266	309.9	986	799	570	6897
22:00	1256	307.7	987	799	568	6876
23:00	1280	306.9	987	799	571	6841
Average	1272	307.0	986	802	575	7144
Total	30531	7367.3	23670	19252	13791	171463
Maximum	1292	315.7	988	807	590	7350
Minimum	1254	296.4	985	799	566	6841

TIME	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN						
	TEMP						
	10TI82	10TI84	10TI86	10TI87	10TI85	10TI83	10TI81
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	KEROSENE DRAW	LGO DRAW	HGO DRAW	BPA RETURN TEM	TPA DRAW TEM	TPA RETURN TEM	ATM COLUMN TEM
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	
0:00	199.6	255.3	292.9	232.6	216.3	166.3	166.3
1:00	200.5	255.9	292.6	232.5	216.4	166.6	166.6
2:00	201.1	256.3	292.9	232.8	216.8	166.9	166.6
3:00	200.5	256.0	293.0	232.7	216.6	166.4	166.1
4:00	199.8	255.5	292.8	232.4	216.2	166.0	165.9
5:00	200.4	256.0	292.8	232.6	216.4	166.3	166.2
6:00	200.3	255.8	292.7	232.6	216.5	166.5	166.6
7:00	199.9	255.4	292.8	232.6	216.4	166.3	166.1
8:00	200.1	255.6	292.7	232.4	216.2	166.3	165.6
9:00	200.0	255.4	292.7	232.4	216.2	166.2	166.0
10:00	201.4	256.3	292.5	232.4	216.4	166.1	165.8
11:00	200.8	256.0	292.7	232.2	216.4	165.7	166.1
12:00	202.8	257.5	293.0	232.8	217.3	166.9	167.0
13:00	202.7	257.3	293.1	233.1	217.6	167.3	167.3
14:00	200.8	256.3	293.3	232.8	217.1	166.5	165.7
15:00	199.1	255.2	293.4	232.6	216.6	166.4	166.0
16:00	199.8	255.2	293.1	232.6	216.6	167.0	167.1
17:00	200.4	255.7	293.1	232.8	216.7	167.0	166.7
18:00	201.1	256.4	293.0	232.5	216.8	166.6	166.6
19:00	200.1	255.8	293.1	232.5	216.6	166.2	166.2
20:00	199.6	255.6	293.1	232.3	216.4	165.9	165.2
21:00	200.7	256.1	293.0	232.6	216.7	166.4	166.0
22:00	201.8	256.9	292.9	232.8	217.0	166.7	167.0
23:00	201.2	256.6	293.0	232.8	217.0	166.5	166.8
Average	200.6	256.0	292.9	232.6	216.6	166.5	166.3
Total	4814.5	6144.3	7030.1	5582.3	5199.2	3994.9	3991.6
Maximum	202.8	257.5	293.4	233.1	217.6	167.3	167.3
Minimum	199.1	255.2	292.5	232.2	216.2	165.7	165.2

TIME	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN			SIDE STRIPPERS				C-62 STABILIZER-B	C-5 STABILIZER-A	
	PRESS			FLOW				FLOW		
	10PI14	10PI13	10PIC15	10FIC3	10FIC47	10FIC46	10FIC1851	10FIC1852	10FIC2151	10FIC52
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	FLASH ZONE	ATM COLUMN T	V-3	KERO TO STOR	LGO TO STOR	HGO TO STOR	MP STEAM TO C	MP STEAM TO C	FEED TO C-62	FEED TO C-5
kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr	kg/hr	kg/hr	m3/hr	m3/hr	
0:00	1.800	1.379	0.584	138.4	287.1	68.3	1500	702	234.7	435.6
1:00	1.797	1.376	0.563	138.6	282.4	67.8	1500	700	235.3	434.6
2:00	1.777	1.355	0.544	139.4	281.9	68.1	1500	699	231.7	431.4
3:00	1.761	1.338	0.530	138.9	284.2	68.1	1501	700	224.1	422.6
4:00	1.775	1.352	0.546	138.0	284.6	67.9	1499	700	221.0	422.7
5:00	1.750	1.325	0.505	139.5	282.3	67.7	1501	700	230.0	429.8
6:00	1.766	1.342	0.523	138.0	283.7	67.8	1501	700	231.0	431.5
7:00	1.791	1.369	0.564	138.0	286.6	67.9	1500	701	242.7	443.9
8:00	1.792	1.369	0.563	137.4	284.5	67.9	1500	701	234.9	431.2
9:00	1.832	1.414	0.630	138.8	285.2	68.0	1500	701	212.8	416.7
10:00	1.809	1.390	0.605	140.9	279.1	67.9	1499	699	239.4	439.9
11:00	1.831	1.412	0.694	141.2	283.1	68.1	1500	700	232.5	430.3
12:00	1.790	1.369	0.715	140.9	277.6	67.9	1500	700	229.5	430.8
13:00	1.767	1.343	0.742	140.8	280.1	68.0	1500	700	236.5	439.7
14:00	1.693	1.261	0.543	141.2	290.2	68.6	1500	700	245.6	455.1
15:00	1.719	1.287	0.456	137.1	294.8	68.7	1500	700	234.0	430.6
16:00	1.761	1.333	0.511	137.3	292.2	68.5	1499	700	224.3	425.0
17:00	1.736	1.306	0.473	138.1	290.5	68.6	1506	700	235.4	437.0
18:00	1.725	1.296	0.455	141.8	283.0	68.5	1550	700	240.1	440.3
19:00	1.732	1.303	0.477	141.9	287.2	68.4	1550	699	237.2	436.3
20:00	1.725	1.296	0.472	141.3	288.4	68.4	1550	700	234.4	433.8
21:00	1.796	1.374	0.572	142.0	282.8	68.0	1550	700	226.1	420.9
22:00	1.759	1.337	0.519	143.0	277.8	68.0	1550	700	224.9	424.8
23:00	1.743	1.321	0.672	143.6	281.0	68.1	1550	700	223.5	424.0
Average	1.768	1.344	0.561	139.8	284.6	68.1	1513	700	231.7	432.0
Total	42.426	32.245	13.459	3356.0	6830.5	1635.2	36305	16802	5561.5	10368.7
Maximum	1.832	1.414	0.742	143.6	294.8	68.7	1550	702	245.6	455.1
Minimum	1.693	1.261	0.455	137.1	277.6	67.7	1499	699	212.8	416.7

TIME	CHARGE AND	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN				
	Flow			Flow		
	10F4	10FIC5	10FIC43	10FIC1751	10FIC40	10F42
	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	P-71A/B DISCHARGE	RESIDUE TO STORAGE	BOTTOM PUMP	TOP PUMP ARO	REFLUX	SUPERHEATED LIQUOR
m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	kg/hr	
0:00	1249	312.1	991	846	606	8185
1:00	1254	310.6	992	846	607	8202
2:00	1245	312.3	991	847	607	8189
3:00	1261	311.4	993	846	607	8198
4:00	1254	311.7	991	846	606	8190
5:00	1249	313.8	992	847	607	8164
6:00	1249	312.9	991	847	607	8164
7:00	1224	318.5	989	846	608	8086
8:00	1282	315.8	988	845	606	8166
9:00	1268	306.3	991	844	603	8293
10:00	1235	300.4	994	846	603	8365
11:00	1236	308.0	992	845	604	8276
12:00	1249	313.1	993	847	607	8162
13:00	1251	312.4	991	846	606	8166
14:00	1250	315.5	989	847	606	8085
15:00	1256	312.3	987	846	606	8103
16:00	1250	315.7	986	846	606	8034
17:00	1269	310.4	989	846	606	8087
18:00	1254	310.5	990	847	606	8132
19:00	1254	306.4	991	846	604	8201
20:00	1264	311.1	990	846	607	8123
21:00	1250	308.0	987	846	604	8138
22:00	1237	306.1	990	846	603	8212
23:00	1258	308.0	993	847	605	8206
Average	1252	311.0	990	846	606	8172
Total	30048	7463.2	23770	20305	14539	196128
Maximum	1282	318.5	994	847	608	8365
Minimum	1224	300.4	986	844	603	8034

TIME	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN						
	TEMP						
	10T182	10T184	10T186	10T187	10T185	10T183	10T181
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	KEROSENE DRA	LGO DRAW	HGO DRAW	BPA RETURN TE	TPA DRAW TEM	TPA RETURN TE	ATM COLUMN T
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	
0:00	201.6	259.9	296.5	240.9	217.8	170.6	166.2
1:00	200.8	259.3	296.4	240.7	217.6	170.2	166.1
2:00	201.2	259.6	296.5	240.8	217.6	170.4	166.3
3:00	201.0	259.4	296.5	240.8	217.6	170.3	166.1
4:00	200.7	259.2	296.4	240.6	217.4	170.0	165.7
5:00	201.2	259.5	296.5	240.9	217.7	170.4	165.6
6:00	200.7	259.3	296.5	240.7	217.5	170.1	165.0
7:00	200.8	259.4	296.4	240.7	217.6	170.2	166.1
8:00	201.8	260.2	296.4	240.7	217.6	170.1	166.2
9:00	200.8	259.6	296.4	240.6	217.3	169.3	164.9
10:00	201.4	260.0	297.0	241.0	217.7	170.0	165.4
11:00	202.2	260.2	296.6	241.0	218.3	171.1	167.0
12:00	200.9	259.3	296.4	240.7	218.0	170.7	166.5
13:00	201.3	259.7	296.4	240.6	217.9	170.5	166.8
14:00	201.0	259.4	296.3	240.6	217.8	170.4	166.6
15:00	201.6	260.0	296.4	240.7	217.8	170.3	166.0
16:00	201.4	259.7	296.3	240.8	217.9	170.5	166.5
17:00	201.0	259.6	296.2	240.6	217.5	169.8	166.0
18:00	200.4	259.0	296.4	240.7	217.3	169.6	165.7
19:00	201.5	260.0	296.4	240.8	217.4	169.8	165.8
20:00	200.9	259.4	296.6	240.9	217.7	170.0	166.2
21:00	201.0	259.4	296.2	240.6	217.3	169.6	165.8
22:00	202.3	259.7	296.5	241.1	217.8	170.8	167.0
23:00	201.5	258.8	296.3	240.8	217.7	170.8	167.2
Average	201.2	259.6	296.4	240.8	217.7	170.2	166.1
Total	4829.0	6229.5	7114.7	5778.4	5223.8	4085.6	3986.8
Maximum	202.3	260.2	297.0	241.1	218.3	171.1	167.2
Minimum	200.4	258.8	296.2	240.6	217.3	169.3	164.9

TIME	C-1 ATMOSPHERIC COLUMN			SIDE STRIPPERS				C-62 STABILIZ C-5 STABILIZ		
	PRESS			FLOW				FLOW		
	10P14	10P13	10PC15	10FIC3	10FIC47	10FIC46	10FIC1851	10FIC1852	10FIC2151	10FIC52
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	FLASH ZONE	ATM COLUMN T	V-3	KERO TO STOR	LGO TO STOR	HGO TO STOR	MP STEAM TO	MP STEAM TO	FEED TO C-62	FEED TO C-5
kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr	kg/hr	kg/hr	m3/hr	m3/hr	
0:00	1.626	1.199	0.425	136.6	292.8	71.2	1400	751	210.1	420.1
1:00	1.622	1.195	0.423	136.1	294.6	71.7	1400	750	209.7	419.8
2:00	1.625	1.197	0.418	136.1	293.1	71.0	1400	753	210.0	420.5
3:00	1.622	1.194	0.423	136.2	293.7	71.7	1401	750	209.9	420.0
4:00	1.629	1.202	0.427	135.8	294.0	71.6	1400	751	210.1	420.0
5:00	1.638	1.212	0.445	136.2	293.2	71.7	1400	751	210.0	419.6
6:00	1.635	1.208	0.437	136.2	294.4	71.4	1400	748	210.1	410.6
7:00	1.671	1.247	0.493	136.6	295.2	70.8	1400	752	217.7	410.0
8:00	1.632	1.205	0.474	138.4	291.6	70.4	1399	750	220.1	409.7
9:00	1.573	1.142	0.381	138.0	291.4	72.9	1399	753	220.1	410.0
10:00	1.549	1.116	0.340	138.7	291.0	74.3	1402	754	220.3	410.0
11:00	1.582	1.152	0.384	138.9	288.8	72.2	1399	750	219.6	409.8
12:00	1.630	1.204	0.462	138.0	295.6	72.0	1401	749	220.0	410.0
13:00	1.637	1.211	0.467	138.2	293.7	71.8	1399	748	220.1	410.2
14:00	1.675	1.251	0.522	137.7	296.0	70.8	1401	750	220.0	408.1
15:00	1.662	1.237	0.497	137.6	294.0	69.9	1400	750	218.6	396.7
16:00	1.694	1.271	0.547	137.8	296.0	69.9	1400	752	214.7	390.5
17:00	1.653	1.226	0.480	137.2	294.8	70.8	1401	752	214.8	400.6
18:00	1.643	1.215	0.450	135.5	298.3	71.9	1400	751	221.4	424.3
19:00	1.600	1.169	0.388	134.7	290.7	71.9	1400	751	215.5	410.1
20:00	1.644	1.217	0.470	135.2	296.9	71.9	1400	753	219.8	409.4
21:00	1.638	1.208	0.422	134.9	296.4	71.0	1400	750	220.2	413.0
22:00	1.601	1.168	0.369	127.1	294.7	71.5	1401	751	219.9	419.9
23:00	1.613	1.181	0.406	127.7	298.5	72.6	1400	749	220.1	419.5
Average	1.629	1.201	0.440	136.1	294.1	71.5	1400	751	216.4	412.2
Total	39.093	28.831	10.550	3265.3	7059.5	1717.0	33601	18019	5193.0	9892.3
Maximum	1.694	1.271	0.547	138.9	298.5	74.3	1402	754	221.4	424.3
Minimum	1.549	1.116	0.340	127.1	288.8	69.9	1399	748	209.7	390.5

Annexe E : les captures d'écran de résultats de simulation de cas réel et les cinq cas de modifications

➤ Les résultats de cas réel

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,482	2,482
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,391e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,368e-002	9,368e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	797,0	797,0
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,7	134,7
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2788	0,2788
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	261,1	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	8,237	8,237
▾ Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,137e-002	9,137e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,653e-002	5,653e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	485,2	485,2
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,885	2,885
	Cv [kJ/kgmole-C]	485,2	485,2
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,885	2,885
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,7	134,7
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%[Petrol] [C]	189,8	<empty>
	D86 95%[Petrol] [C]	237,5	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	172,4	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	240,4	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,515	2,515
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,152e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,917e-002	8,917e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	835,9	835,9
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,3582	0,3582
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	497,2	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,76	10,76
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,507e-002	9,507e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,651	
	Viscosity [cP]	5,770e-002	
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	656,9	656,9
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,834	2,834
	Cv [kJ/kgmole-C]	560,8	560,8
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,419	2,419
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	568,0	568,0
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,450	2,450
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,171	1,171
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9645	-0,9645
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	160,5	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	374,1	<empty>
	D86 95%[Petrol] [C]	360,4	<empty>
	D86 5%[Petrol] [C]	234,1	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Material Stream: HGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,652	2,652
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,784e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,426e-002	8,426e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	872,4	872,4
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	69,93	69,93
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,4716	0,4716
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	573,6	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	11,40	11,40
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,410e-002	9,410e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,690	<empty>
	Viscosity [cP]	5,557e-002	5,557e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	914,5	914,5
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,941	2,941
	Cv [kJ/kgmole-C]	752,5	752,5
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,420	2,420
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	790,8	790,8
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,543	2,543
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,167	1,167
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9672	-0,9672
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	69,93	69,93
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%[Petrol] [C]	316,1	<empty>
	D86 95%[Petrol] [C]	397,8	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	264,6	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	407,2	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Worksheet	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,779	2,779
Conditions	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,632e+005	<empty>
Properties	Kinematic Viscosity [cSt]	8,446e-002	8,446e-002
Composition	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	918,5	918,5
Oil & Gas Feed	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	281,4	281,4
Petroleum Assay	Liquid Fraction	1,000	1,000
K Value	Molar Volume [m3/kgmole]	0,6504	0,6504
User Variables	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1038	<empty>
Notes	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Cost Parameters	Surface Tension [dyne/cm]	12,58	12,58
Normalized Yields	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,239e-002	9,239e-002
Emissions	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
	Viscosity [cP]	5,795e-002	5,795e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1358	1358
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,042	3,042
	Cv [kJ/kgmole-C]	985,7	985,7
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,209	2,209
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1107	1107
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,480	2,480
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,234	1,234
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	281,4	281,4
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	330,2	<empty>
	D86 5%[Petrol] [C]	379,0	<empty>
	D86 95%[Petrol] [C]	626,7	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	645,2	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

- Les résultats des cinq cas de modifications
 - La première modification

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,488	2,488
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,366e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,380e-002	9,380e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	797,7	797,7
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2806	0,2806
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	258,2	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	8,184	8,184
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,123e-002	9,123e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,652e-002	5,652e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	488,8	488,8
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,891	2,891
	Cv [kJ/kgmole-C]	488,8	488,8
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,891	2,891
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	191,9	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	237,9	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	175,4	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	240,5	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,523	2,523
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,148e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,921e-002	8,921e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	836,6	836,6
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,3609	0,3609
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	492,4	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,67	10,67
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,483e-002	9,483e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,651	<empty>
	Viscosity [cP]	5,761e-002	5,761e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	662,6	662,6
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,843	2,843
	Cv [kJ/kgmole-C]	565,3	2,843 kJ/kg-C
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,425	0,6790 Btu/lb-F
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	572,2	572,2
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,455	2,455
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,172	1,172
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9647	-0,9647
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petro] [C]	161,7	<empty>
	D86 FBP[Petro] [C]	374,0	<empty>
	D86 95%[Petro] [C]	360,3	<empty>
	D86 5%[Petro] [C]	237,0	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Material Stream: HGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,663	2,663
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,822e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,400e-002	8,400e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m ³]	874,2	874,2
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m ³ /h]	72,93	72,93
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m ³ /kgmole]	0,4790	0,4790
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	577,3	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	11,35	11,35
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,380e-002	9,380e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm ² _g]	1,690	<empty>
	Viscosity [cP]	5,536e-002	5,536e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	931,4	931,4
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,951	2,951
	Cv [kJ/kgmole-C]	764,4	764,4
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,422	2,422
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	796,0	796,0
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,522	2,522
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,181	1,181
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-0,9672	-0,9672
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m ³ /h]	72,93	72,93
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	320,0	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	404,7	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	267,1	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	413,5	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,780	2,780
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,675e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,446e-002	8,446e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	919,2	919,2
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	275,6	275,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,6531	0,6531
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1042	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	12,63	12,63
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,243e-002	9,243e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
	Viscosity [cP]	5,802e-002	5,802e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1365	1365
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,042	3,042
	Cv [kJ/kgmole-C]	986,3	986,3
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,198	2,198
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1110	986.3 kJ/kgmole-C 235.6 Btu/lbmole-F
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,475	
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,237	1,237
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9672	-0,9672
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	275,6	275,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	331,5	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	379,9	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	628,3	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	646,3	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

- La deuxième modification

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,490	2,490
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,425e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,378e-002	9,378e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	798,3	798,3
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,7	134,7
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2819	0,2819
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	260,4	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	8,192	8,192
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,121e-002	9,121e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,654e-002	5,654e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	491,6	491,6
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,892	2,892
	Cv [kJ/kgmole-C]	2,892 kJ/kg-C	491,6
	Mass Cv [kJ/kg-C]	0,6908 Btu/lb-F	2,892
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,7	134,7
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	191,9	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	240,2	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	173,9	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	240,8	<empty>

Property Correlation Controls

Delete Define from Stream.. View Assay

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,522	2,522
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,178e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,902e-002	8,902e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m ³]	837,5	837,5
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m ³ /h]	300,1	300,1
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m ³ /kgmole]	0,3629	0,3629
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	501,5	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,75	10,75
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,495e-002	9,495e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm ² _g]	1,651	<empty>
	Viscosity [cP]	5,761e-002	5,761e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	667,0	667,0
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,840	2,840
	Cv [kJ/kgmole-C]	568,9	568,9
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,423	2,423
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	576,6	576,6
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,455	2,455
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,171	1,171
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-0,9646	-0,9646
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m ³ /h]	300,1	300,1
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petrol] [C]	161,8	<empty>
	D86 FBP[Petrol] [C]	378,8	<empty>
	D86 95%[Petrol] [C]	364,4	<empty>
	D86 5%[Petrol] [C]	236,7	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,780	2,780
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,721e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,446e-002	8,446e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	919,9	919,9
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	269,3	269,3
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,6560	0,6560
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1046	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	12,68	12,68
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,248e-002	9,248e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
	Viscosity [cP]	5,809e-002	5,809e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1373	1373
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,042	3,042
	Cv [kJ/kgmole-C]	986,8	986,8
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,187	2,187
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1114	1114
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,469	2,469
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,239	1,239
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	269,3	269,3
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petro] [C]	332,9	<empty>
	D86 5%[Petro] [C]	380,8	<empty>
	D86 95%[Petro] [C]	630,0	<empty>
	D86 FBP[Petro] [C]	647,4	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: HGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,662	2,662
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,855e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,396e-002	8,396e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m ³]	874,6	874,6
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m ³ /h]	74,94	74,94
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m ³ /kgmole]	0,4801	0,4801
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	585,4	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	11,40	11,40
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,389e-002	9,389e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm ² _g]	1,690	<empty>
	Viscosity [cP]	5,541e-002	5,541e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	934,1	934,1
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,948	2,948
	Cv [kJ/kgmole-C]	766,4	766,4
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,419	2,419
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	798,5	798,5
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,520	2,520
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,180	1,180
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm ² _g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m ³ /h]	74,94	74,94
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	319,1	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	411,5	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	266,0	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	416,0	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Options: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

▪ La troisième modification

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,530	2,530
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,210e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,882e-002	8,882e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	839,3	839,3
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,3682	0,3682
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	507,6	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,75	10,75
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,484e-002	9,484e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,651	<empty>
	Viscosity [cP]	5,752e-002	5,752e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	678,8	678,8
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,847	2,847
	Cv [kJ/kgmole-C]	578,3	578,3
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,425	2,425
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	586,8	586,8
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,461	2,461
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,171	1,171
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9648	-0,9648
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	300,1	300,1
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP[Petro] [C]	164,1	<empty>
	D86 FBP[Petro] [C]	384,2	<empty>
	D86 95%[Petro] [C]	369,7	<empty>
	D86 5%[Petro] [C]	239,2	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Options: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: HGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,668	2,668
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,916e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,376e-002	8,376e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	876,5	876,5
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	75,95	75,95
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,4872	0,4872
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	595,3	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	11,43	11,43
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,377e-002	9,377e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,690	<empty>
	Viscosity [cP]	5,534e-002	5,534e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	950,7	950,7
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,954	2,954
	Cv [kJ/kgmole-C]	777,9	777,9
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,417	2,417
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	812,0	812,0
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,523	2,523
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,181	1,181
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	75,95	75,95
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	321,8	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	417,9	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	268,3	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	419,1	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,781	2,781
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,794e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,448e-002	8,448e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	921,0	921,0
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	259,8	259,8
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,6604	0,6604
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1054	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	12,76	12,76
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,256e-002	9,256e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
	Viscosity [cP]	5,822e-002	5,822e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1384	1384
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,042	3,042
	Cv [kJ/kgmole-C]	987,2	987,2
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,169	2,169
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1120	1120
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,461	2,461
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,244	1,244
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	259,8	259,8
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	334,9	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	382,0	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	630,4	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	656,1	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,514	2,514
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,499e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,404e-002	9,404e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	801,8	801,8
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2908	0,2908
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	257,3	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	8,062	8,062
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,074e-002	9,074e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,655e-002	5,655e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	509,6	509,6
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,914	2,914
	Cv [kJ/kgmole-C]	509,6	509,6
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,914	2,914
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	198,9	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	240,4	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	177,2	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	243,0	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

- La quatrième modification

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,540	2,540
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,264e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,851e-002	8,851e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	841,9	841,9
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	300,2	300,2
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,3757	0,3757
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	518,7	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,77	10,77
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,473e-002	9,473e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,651	<empty>
	Viscosity [cP]	5,739e-002	5,739e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	695,4	695,4
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,854	2,854
	Cv [kJ/kgmole-C]	591,6	591,6
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,428	2,428
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	601,4	601,4
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,469	2,469
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,170	1,170
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9649	-0,9649
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	300,2	300,2
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	166,6	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	393,7	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	378,5	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	242,8	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Simulation software interface showing a table of properties for a mixture. The table lists various physical and chemical properties and their values for two different states.

Property	Value 1	Value 2
Worksheet	Wax Heat Gx Gp (kg/kg-C)	2.678 2.678
Conditions	Heat of Vap (kJ/kgmol)	1.975e+05 empty
Properties	General Viscosity (cP)	0.236e-02 0.236e-02
Composition	Liq Mass Density (Std Cond) (kg/m ³)	878.8 878.8
CR & Gas Feed	Liq Vol Flow (Std Cond) (m ³ /h)	78.97 78.97
Refluxion Assay	Liquid Fraction	1.000 1.000
K Value	Water Volume (Std kg/mol)	0.4058 0.4058
User Variables	Wax Heat of Vap (kJ/kg)	693.3 empty
Notes	Phase Fraction (Mole Basis)	0.0000 0.0000
Cost Parameters	Turbine Torque (kgmol/s)	11.47 11.47
Normalized Fields	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.305e-02 0.305e-02
Distances	Bubble Point Pressure (kgmol/g)	1.989 empty
	Viscosity (cP)	1.526e-02 1.526e-02
	Co (Semi-Invad) (kJ/kgmol-C)	878.4 878.4
	Wax Co (Semi-Invad) (kJ/kg-C)	2.899 2.899
	Co (kJ/kgmol-C)	791.3 791.3
	Wax Co (kJ/kg-C)	2.474 2.474
	Co (En. Method) (kJ/kgmol-C)	693.3 693.3
	Wax Co (En. Method) (kJ/kg-C)	2.528 2.528
	Co (En. Method)	1.182 1.182
	Heat VP at 273 C (kgmol/g)	-1.000 -1.000
	True VP at 273 C (kgmol/g)	-0.9879 -0.9879
	Liq Vol Flow - Jun(Std Cond) (m ³ /h)	78.97 78.97
	Viscosity Index	empty empty
	GM 170Pent(C)	24.2 empty
	GM 175Pent(C)	49.3 empty
	GM 180Pent(C)	208.7 empty
	GM 190Pent(C)	47.5 empty

The interface also displays a process flow diagram with streams labeled KERO, RCO, LGO, and HGO. The HGO stream is highlighted in orange. A message box at the bottom provides information about viscosity data and temperature dependencies.

Message: Non-monotonic behavior of viscosity found while solving at non-default viscosity temperatures. As viscosity is not empty, please input viscosity data at default water temperatures for better results.
 CallSetting \$Tand \$Tand=0;
 CallSetting \$Tand \$Tand=0;
 CallSetting \$Tand \$Tand=0;

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,781	2,781
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,918e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,452e-002	8,452e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	922,9	922,9
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	244,6	244,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,6675	0,6675
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1066	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	12,90	12,90
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,269e-002	9,269e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
	Viscosity [cP]	5,842e-002	5,842e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1404	1404
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,042	3,042
	Cv [kJ/kgmole-C]	986,3	986,3
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,137	2,137
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1128	1128
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,445	2,445
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,251	1,251
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	244,6	244,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	337,9	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	384,0	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	635,2	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	659,7	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,529	2,529
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,561e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,418e-002	9,418e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	804,1	804,1
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2967	0,2967
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	256,0	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	7,985	7,985
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,045e-002	9,045e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,655e-002	5,655e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	521,5	521,5
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,927	5,655e-002 cP
	Cv [kJ/kgmole-C]	521,5	521,5
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,927	2,927
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	201,7	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	248,7	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	179,8	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	252,4	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Delete Define from Stream... View Assay

- La cinquième modification qui a les meilleurs résultats

Material Stream: LGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,554	2,554
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,315e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,818e-002	8,818e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	844,8	844,8
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	300,2	300,2
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,3844	300.2 m3/h 4.532e+004 barrel/day
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	527,3	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	10,76	10,76
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,452e-002	9,452e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,651	<empty>
	Viscosity [cP]	5,722e-002	5,722e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	714,6	714,6
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,865	2,865
	Cv [kJ/kgmole-C]	606,8	606,8
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,433	2,433
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	618,1	618,1
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,478	2,478
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,170	1,170
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,031	-1,031
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9652	-0,9652
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	300,2	300,2
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	169,5	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	402,4	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	382,3	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	246,7	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: HGO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,682	2,682
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	2,088e+005	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	8,340e-002	8,340e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	881,4	881,4
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	76,00	76,00
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,5049	0,5049
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	623,7	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	11,54	11,54
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,357e-002	9,357e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,690	<empty>
	Viscosity [cP]	5,531e-002	5,531e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	992,6	992,6
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,964	2,964
	Cv [kJ/kgmole-C]	806,4	806,4
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,408	2,408
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	846,3	846,3
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,527	2,527
	Cp/Cv (Ent. Method)	1,183	1,183
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9673	-0,9673
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	76,00	76,00
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	328,3	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	438,4	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	274,0	<empty>
	D86 FBP(Petrol) [C]	442,8	<empty>

Property Correlation Controls



Preference Option: **Active**

OK

Material Stream: RCO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

Conditions
Properties
 Composition
 Oil & Gas Feed
 Petroleum Assay
 K Value
 User Variables
 Notes
 Cost Parameters
 Normalized Yields
 Emissions

Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,781	2,781
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,990e+005	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	8,456e-002	8,456e-002
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	923,9	923,9
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	235,4	235,4
Liquid Fraction	1,000	1,000
Molar Volume [m3/kgmole]	0,6712	0,6712
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1074	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Surface Tension [dyne/cm]	12,98	12,98
Thermal Conductivity [W/m-K]	9,278e-002	9,278e-002
Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,800	<empty>
Viscosity [cP]	5,856e-002	5,856e-002
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	1414	1414
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	3,041	3,041
Cv [kJ/kgmole-C]	984,8	984,8
Mass Cv [kJ/kg-C]	2,119	2,119
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	1132	1132
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	2,436	2,436
Cp/Cv (Ent. Method)	1,256	1,256
Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,033	-1,033
True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-0,9672	-0,9672
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	235,4	235,4
Viscosity Index	<empty>	235,4 <empty>
D86 IBP(Petrol) [C]	339,4	3,553e+004 <empty> barrel/day
D86 5%(Petrol) [C]	385,3	<empty>
D86 95%(Petrol) [C]	642,5	<empty>
D86 FBP(Petrol) [C]	662,1	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Material Stream: KERO

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2,529	2,529
Properties	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	4,561e+004	<empty>
Composition	Kinematic Viscosity [cSt]	9,418e-002	9,418e-002
Oil & Gas Feed	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	804,1	804,1
Petroleum Assay	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
K Value	Liquid Fraction	1,000	1,000
User Variables	Molar Volume [m3/kgmole]	0,2967	0,2967
Notes	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	256,0	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Molar Basis]	0,0000	1,0000
Normalized Yields	Surface Tension [dyne/cm]	7,985	7,985
Emissions	Thermal Conductivity [W/m-K]	9,045e-002	9,045e-002
	Bubble Point Pressure [kg/cm2_g]	1,439	<empty>
	Viscosity [cP]	5,655e-002	5,655e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	521,5	521,5
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,927	5,655e-002 cP
	Cv [kJ/kgmole-C]	521,5	521,5
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,927	2,927
	Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
	Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	True VP at 37.8 C [kg/cm2_g]	-1,032	-1,032
	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	134,6	134,6
	Viscosity Index	<empty>	<empty>
	D86 5%(Petrol) [C]	201,7	<empty>
	D86 95%(Petrol) [C]	248,7	<empty>
	D86 IBP(Petrol) [C]	179,8	<empty>
	D86 FB(Petrol) [C]	252,4	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: **Active**

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Résumé

Ce mémoire porte sur l'optimisation de la performance de la colonne de distillation atmosphérique de la raffinerie de Skikda, visant à maximiser les produits tels que le kérosène (KERO), le gazole léger (LGO) et le gazole lourd (HGO). Ce projet s'inscrit dans un contexte où les raffineries jouent un rôle crucial dans la transformation du pétrole brut en produits énergétiques et non énergétiques.

L'étude utilise le logiciel de simulation Aspen HYSYS pour modéliser les processus de distillation et optimiser les conditions opérationnelles afin d'améliorer les rendements. Des ajustements ont été effectués sur les températures des plateaux et les débits de reflux de la colonne, visant à minimiser les pertes de diesel dans le résidu atmosphérique et à augmenter la récupération des fractions, tout en maintenant la qualité des produits selon les spécifications industrielles.

Les résultats montrent une amélioration significative de la performance de l'unité de distillation, avec une augmentation de la production de gas-oil, une réduction des pertes, et un point d'ébullition des résidus élevé à 400°C, contribuant à une meilleure gestion des ressources et à une plus grande efficacité opérationnelle. Ce travail propose des solutions pour augmenter la productivité des raffineries en Algérie, tout en respectant les normes environnementales et de sécurité.

Summary

This thesis focuses on optimizing the performance of the atmospheric distillation column at the Skikda refinery, aiming to maximize products such as kerosene (KERO), light gas oil (LGO), and heavy gas oil (HGO). This project takes place in a context where refineries play a crucial role in transforming crude oil into energy and non-energy products.

The study uses Aspen HYSYS simulation software to model distillation processes and optimize operating conditions to improve yields. Adjustments were made to the tray temperatures and reflux rates of the column, aiming to minimize diesel losses in the atmospheric residue and increase the recovery of fractions while maintaining product quality according to industrial specifications.

The results show a significant improvement in the performance of the distillation unit, with an increase in gasoil production, a reduction in losses, and a boiling point of residues raised to 400°C, contributing to better resource management and greater operational efficiency. This work offers solutions to increase the productivity of refineries in Algeria while adhering to environmental and safety standards.