

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

AMEURZAIMECHE AYMEN

&

INNAL AHMED

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage



*Influence de la vapeur stripping sur la qualité de naphta
issu de la colonne de préflash de la raffinerie d'ALGER*

Devant le jury :

SAOUD Abdessalem	MCA	UMBB	Président
BELAMIRI Laid	MCA	UMBB	Examineur
BEDDA Kahina	MCA	UMBB	Examineur
HAMMADOU Souad	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Resumé

Le présent mémoire porte sur l'étude de l'influence de la vapeur stripping et des paramètres opératoires de la colonne de préflash sur la qualité du naphta dans la raffinerie d'Alger. L'objectif principal de cette étude était d'optimiser ces paramètres afin de réduire la présence d'eau dans le naphta et d'améliorer sa qualité selon les normes requises. Pour atteindre cet objectif, une méthodologie a été suivie, comprenant la simulation de l'unité 100 et le ballon du préflash à l'aide du logiciel HYSYS, l'analyse des résultats et l'interprétation des données de simulation obtenues. Les résultats ont révélé que le débit d'injection de la vapeur stripping, la température et la pression sont des paramètres clés influençant la qualité finale du naphta. En ajustant ces paramètres de manière appropriée, il est possible d'obtenir une réduction significative de la présence d'eau à des teneurs inférieures à 15 ppm et d'améliorer la qualité globale du naphta produit.

Abstract

The present study focuses on studying the influence of vapor stripping and operational parameters of the preflash column on the quality of naphtha in the Alger refinery. The main objective of this study was to optimize these parameters in order to reduce the presence of water in the naphtha and improve its quality according to the required standards. To achieve this objective, a methodology was followed, which included the simulation of Unit 100 and the preflash column using HYSYS software, analysis of the results, and interpretation of the simulation data obtained. The results revealed that the vapor stripping injection rate, temperature, and pressure are key parameters influencing the final quality of the naphtha. By adjusting these parameters appropriately, it is possible to achieve a significant reduction in water content to levels below 15 ppm and improve the overall quality of the produced naphtha.

ملخص

يركز البحث على تأثير بخار الماء وإعدادات التشغيل لعمود التقطير الأولي على جودة النافطا في مصفاة الجزائر الهدف الرئيسي من هذه الدراسة هو تحسين هذه الإعدادات وتخفيض كمية بخار الماء للحد من وجود الماء في النافطا و تحسين جودتها وفق المعايير المطلوبة

لتحقيق هذا الهدف تم اتباع منهجية تتضمن محاكاة وتحليل النتائج باستخدام برنامج HYSYS لوحدة التقطير للعمود الأولي أثبتت النتائج أن معدل حقن بخار الماء و الضغط و الحرارة هي إعدادات رئيسية تؤثر على جودة النافطا النهائية . من خلال ضبط هذه الإعدادات بشكل مناسب يمكن تحقيق تقليل كبير في كمية المياه الموجودة في النافطا إلى أقل من 15 جزء من المليون و تحسين جودة وخصائص النافطا المنتجة

Dédicace

Plusieurs obstacles auraient été insurmontables sans l'aide du Tout Puissant, le soutien et l'appui dont j'ai bénéficié au cours de l'élaboration de ce travail.

Je remercie Mes parents : Ma mère, qui a œuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude. Mon père, qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie.

Puisse Dieu faire en sorte que ce travail porte son fruit ; Merci pour les valeurs nobles, l'éducation et le soutien permanent venu de toi.

A toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce mémoire : Merci.

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier le bon Dieu pour avoir usé de sa bonté afin de nous donner le courage, la volonté, la force, la patience ainsi que les idées percutantes pour accomplir ce travail. Nos sincères gratitude s'adressent à notre encadreur HAMMADOU SOUAD pour son suivi durant la période de préparation de ce travail, son aide, précieux conseils, ses remarques pertinentes et surtout pour son caractère laborieux qui nous a été de grande utilité en matière de motivation et de respect des délais.

et nous tenons à remercier le chef service de l'unité de distillation atmosphérique M. Hadj Messaoud REBIHA pour son suivi durant la période de préparation de ce travail dans la raffinerie d'alger.

Nous tenons à remercier tous les enseignants du département de Génie des Procédés et spécialement mme KAHINA BEDDA qui nous ont aidé par le fruit de leur connaissance pendant toute la durée de notre cursus.

Nos vifs remerciements à tous ceux qui nous ont soutenu de près ou de loin dans nos études.

Table des matières

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction générale12

Chapitre I : présentation de la raffinerie d'Alger

1	Présentation de la raffinerie d'alger	14
1.1	Historique et Situation Géographique.....	14
1.2	Principales installations de la raffinerie	15
1.2.1	La section MS BLOC:.....	15
1.2.1.1	Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500)	16
1.2.1.2	Unité d'isomérisation des naphthas (U-510).....	16
1.2.1.3	Unité de reforming CCR (U-520).....	16
1.2.1.4	La section Sulfure BLOC.....	16
1.2.1.5	Les utilités	16
1.3	L'Unité de distillation atmosphérique (Unité 100).....	18
1.3.1	Description du procédé	18
2	Partie théorique.....	27
2.1	Généralité sur le pétrole	27
2.1.1	Origine de pétrole	27
2.1.2	L'origine organique du pétrole	27
2.1.3	Composition du pétrole brut.....	28
2.1.3.1	Les hydrocarbure paraffiniques (C_nH_{2n+2})	28
2.1.3.2	Les Hydrocarbures Naphténiques	28
2.1.3.3	Les hydrocarbures aromatiques(C_nH_{2n-6})	28
2.1.3.4	Composés Sulfurés	29
2.1.3.5	Composés Azotés	29
2.1.3.6	Composés Oxygènes.....	29
2.1.4	Classification du pétrole.....	30
2.1.4.1	Classification selon la densité.....	30
2.1.4.2	Classification selon la teneur en soufre.....	30
2.1.4.3	Classification selon la composition chimique	30

2.2	Généralités sur le naphta	30
2.2.1	Classification du naphta :	31
2.2.2	Proédes d'obtention du naphta	31
2.2.2.1	La distillation Initiale du pétrole brut	31
2.2.2.2	Hydrocraquage	32
2.2.2.3	Cokéfaction	33
2.2.3	Utilisation du naphta.....	35
2.2.4	Caractéristique et spécification du naphta.....	37
2.3	Généralités sur la distillation.....	41
2.3.1	Introduction	41
2.3.2	Définition de la distillation	41
2.3.3	Principe de distillation.....	41
2.3.4	Les types de distillation de pétrole.....	42
2.3.4.1	Distillation à l'échelle du laboratoire	42
2.3.4.2	Distillation à l'échelle industrielle.....	42
2.3.5	Types d'installation de distillation de pétrole	43
2.3.6	Classification des colonnes de distillation	44
2.3.6.1	Colonne à garnissage	44
2.3.6.2	Colonne à plateaux	44
2.4	généralité sur la colonne de préflash.....	45
2.4.1	Définition	45
2.4.2	L'objectif de la colonne de préflash.....	45
2.4.3	Avantages de la colonne de préflash.....	46
3	Généralité sur la similation par Aspen Hysys	47
3.1	Historique	47
3.2	Généralité	47
3.3	Définition du logiciel HYSYS	47
3.4	Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS.....	48
3.5	Concepts de base du simulateur HYSYS	48
3.6	Les modèles thermodynamiques de HYSYS.....	49
3.6.1	Les équations d'état	49
3.6.2	Equation de REDLICH-K WONG (RK).....	49
3.6.3	Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK).....	49

3.6.4	Equation de PENG-ROBINSON (PR)	50
3.7	Domaine d'utilisation de HYSYS	50
3.8	Utilisation de la simulation.....	51
4	Partie expérimentale	52
4.1	Problématique	52
4.1.1	Causes du problème.....	52
4.2	Démarche globale du travail	53
4.3	Méthodologie.....	53
4.4	Etapas de la simulation par le logiciel HYSYS :	57
5	Résultats et Discussions	67
5.1	Résultats de la simulation :	67
5.1.1	Influence des paramètres opératoire de la colonne préflash sur la qualité de naphta	67
➤	Cas d'étude :	67
➤	Cas manuelle	68
5.1.1.1	Discussions des résultats	69
5.1.2	Influence de la vapeur stripping sur la qualité de naphta	75
5.1.2.1	Influence de la vapeur stripping sur la densité.....	75
5.1.2.2	Effet vapeur stripping sur de Débit massique du naphta	76
5.1.2.3	Effet de la vapeur stripping sur le point final du naphta	78
5.1.2.4	Effet de la vapeur stripping sur la température de tête	80
5.2	Conclusion.....	81

Liste des abréviations

ADU: Atmospheric distillation unit
API: American petroleum institute
ASTM: American society for testing and materials
BP: Basse pression
BTS: Basse teneur en soufre
CPP: Centrale de production propre
CPU: Unité de polissage des condensats
EAC : Eau alimentaire des chaudières
ECS: Système de contrôle électrique
ETP: Unité de traitement des effluents
GTG : Turbine à gaz génératrice
HGO: Gasoil lourd
HP: Haute pression
HTS: Haute teneur en soufre
LGO: Gasoil léger
LPG: liquefied petroleum gas
MON: Motor Octane number
MP: Moyenne pression
MS BLOC: Motor Spirit BLOC
MTS: Moyenne teneur en soufre
PF: Point final
PI: Point initial
Ppm: Partie par million
PTE : Plomb Tétra Ethyle
PTM : Plomb Tétra Méthyle
RAT : Résidu Atmosphérique
D.S.V : Distillation Sous-Vide

CO₂ : dioxyde de carbone

C_nH_{2n+2} : les hydrocarbures paraffiniques

C₁ : Méthane

C₄ : Butane

C₅ : Pentane

C_nH_{2n-6} : les hydrocarbures aromatiques

H₂S : Hydrogène Sulfuré

R-SH : Mercaptan

H₂SO₄ : Acide Sulfurique

Liste des tableaux

Table 1-1 Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger.	15
Table 1-2 Points d'ébullition des produits de l'unité 100	18
Table 2-1 Spécifications du naphta	40
Table 4-1 Différentes opérations réalisées pour analyser le pétrole brut [24]......	54
Table 4-2 Caractéristiques physico-chimiques du brut.	55
Table 4-3 Distillation TBP du pétrole brut.	56
Table 4-4 Composition de la fraction légère utilisée	57
Table 4-5 Les conditions d'alimentation.....	57
Table 4-6 Spécification de la colonne préflash.....	66
Table 5-1 Caractéristiques du naphta	68
Table 5-2 Spécification de la colonne préflash après la modification.....	68
Table 5-3 caractéristique des naphta après ajustement des paramètres.	69
Table 5-4 L'influence de la vapeur stripping sur les plateaux de la colonne.	72
Table 5-5 Modification des paramètres de colonne	73
Table 5-6 Effet de débit d'injection de la vapeur stripping sur la densité du naphta.	76
Table 5-7 Effet de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta.....	77
Table 5-8 Effet de la vapeur stripping sur le point final du naphta.	79
Table 5-9 Effet de la vapeur stripping sur la température de tête.	80

Liste des figures

Figure 1-1	Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger.....	17
Figure 2-1	schéma du procédé de distillation atmosphérique.....	32
Figure 2-2	schéma du procédé d'hydrocraquage à deux étages.....	33
Figure 2-3	schéma de procédé cokéfaction différée.....	34
Figure 2-4	schéma du procédé de cokéfaction en continue.....	35
Figure 2-5	schéma du procédé de reforming catalytique.....	36
Figure 2-6	schéma du procédé d'isomérisation C4.....	37
Figure 2-7	indice d'octane de différentes familles hydrocarbure.....	38
Figure 4-1	Fenêtre de démarrage de logiciel HYSYS.....	58
Figure 4-2	Introduction des compositions.....	59
Figure 4-3	choix de model thermodynamique (Package properties).....	60
Figure 4-4	Introduction des propriétés du pétrole brut.....	60
Figure 4-5	Introduction des propriétés du pétrole brut.....	61
Figure 4-6	Introduction des propriétés du pétrole brut.....	62
Figure 4-7	Introduction des propriétés du pétrole brut.....	63
Figure 4-8	Schéma de l'installation de prétraitement.....	64
Figure 4-9	Schéma de distillation atmosphérique (partie 1).....	65
Figure 4-10	Schéma de distillation atmosphérique avec un colonne de préflash (partie 2).....	65
Figure 4-11	l'injection de la vapeur stripping dans la colonne de préflash.....	66
Figure 4-12	les paramètre de la colonne de préflash introduite.....	67
Figure 5-1	Plateaux de la colonne de pré distillation.....	70
Figure 5-2	phénomène de l'engorgement.....	71
Figure 5-3	Phénomène de pleurage.....	71
Figure 5-4	le plateau après l'ajustement des paramètres.....	75
Figure 5-5	Densité de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	76
Figure 5-6	débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	78
Figure 5-7	Point finale en fonction de la vapeur stripping.....	79
Figure 5-8	Température de tête en fonction de la vapeur stripping.....	81

Introduction générale

Le pétrole brut, en tant que ressource naturelle précieuse, est soumis à divers processus de raffinage pour obtenir des produits pétroliers valorisables. Parmi ces produits, le naphta revêt une importance particulière en raison de ses multiples applications dans l'industrie pétrochimique. Il est utilisé comme matière première dans les procédés de reformage catalytique et d'isomérisation pour produire des bases de formulation des essences à haut indice d'octane. Cependant, au cours du processus de raffinage, la qualité du naphta peut être affectée par différents facteurs, tels que la présence d'impuretés, notamment l'eau.

Une technique couramment utilisée dans les opérations de raffinage pour améliorer la qualité et le rendement du naphta est le stripping par la vapeur. Ce processus implique l'injection de vapeur ou de gaz dans la colonne de préflash afin d'améliorer la séparation des composants volatils, y compris l'eau, du flux de naphta. En augmentant le débit de vapeur, le stripping vise à éliminer les impuretés et à améliorer la qualité finale du naphta.

Comprendre l'influence de la vapeur de stripping sur la qualité du naphta constitue une étape importante pour les opérateurs et les ingénieurs des raffineries. Cela leur permet d'optimiser les paramètres opérationnels de la colonne de préflash et du processus de stripping afin d'obtenir la qualité souhaitée du naphta. En réduisant au minimum les impuretés, telles que la teneur en eau, ainsi le naphta obtenu peut respecter les spécifications requises et être adapté à diverses applications industrielles ultérieures.

Depuis la mise en service de l'unité de topping après sa réhabilitation, il a été constaté que le naphta produit par cette unité présente une teneur en eau très élevée, dépassant les exigences de l'unité d'hydrotraitement des naphthas. Cette teneur en eau excessive peut entraîner une détérioration du catalyseur utilisé dans le processus d'hydrotraitement.

Le présent mémoire a pour objectif de trouver des solutions efficaces pour résoudre le problème de qualité du naphta signalé à la raffinerie d'Alger. L'objectif principal de cette étude est d'examiner l'influence du stripping par la vapeur sur la qualité du naphta. Pour ce faire, nous analyserons les paramètres opérationnels de la colonne de préflash et évaluerons l'impact du stripping par la vapeur afin d'identifier les conditions optimales pour maximiser la qualité du naphta via la simulation par le logiciel HYSYS. Cela permettra de recueillir des informations claires et précises sur les effets

du stripping par la vapeur sur la qualité du naphta, tout en optimisant les paramètres de fonctionnement de l'unité concernée. L'objectif ultime est de proposer des solutions efficaces pour résoudre le problème rencontré à la raffinerie d'Alger.

Le mémoire sera structuré de manière à fournir une introduction générale précisant la problématique et les objectifs de l'étude. Ensuite, nous présenterons une synthèse bibliographique comprenant des informations sur la raffinerie d'Alger, le pétrole brut et le naphta, ainsi que les bases théoriques de la simulation par HYSYS. Dans la deuxième partie, nous décrirons les paramètres opérationnels et les outils expérimentaux utilisés dans notre travail, et nous présenterons les résultats obtenus, suivis d'une discussion approfondie pour améliorer la qualité du naphta. Enfin, nous conclurons notre travail par une conclusion générale et nous aborderons les perspectives futures envisagées.

1 Présentation de la raffinerie d'alger

1.1 Historique et Situation Géographique

La raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien, le chantier fut ouvert en janvier 1960, le démarrage de la raffinerie n'a eu lieu que le 19 janvier par un groupe de compagnies étrangères participantes en projet qui sont :

- Société Shell Algérie 24%.
- Compagnie française de pétrole 20%.
- ESSO méditerranéen Inc 17,6%.
- Total S.a.h.m 12%.
- Société française de pétrole BP 10,4%.
- SN Repal 10%.

La raffinerie d'Alger s'étend sur une superficie de 182 hectares (bâti et clôturé 96 Hectares). Elle est située à 5 km au sud d'EL-Harrach et à 20 km à l'est d'Alger ; cet emplacement a été choisi après étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel. En plus, elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40% à 50% de la demande intérieure. Il apparaît clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.



Figure 1-1 : Vue aeriennne de la raffinerie d'alger RAIG.

La capacité de traitement de la raffinerie d'Alger a augmenté après réhabilitation de 2.7 à 3.6 millions tonnes par an de pétrole brut de Hassi-Messaoud. Les capacités annuelles de production des différentes unités sont représentées dans le tableau 1-1.

Table 1-1 Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger.

Produit	Produits annuelle (tonne)
Réformat	603333
Isomerat	603333
Naphta (exportation)	364333
Fuel oil	60000
Propane	69333
Butane	209667
Essance normal	600000
Wssance super	757000
Essance RFCC	376000
Kérosène	620666
Gazoil	1261667

1.2 Principales installations de la raffinerie

La raffinerie comporte les installations de production suivante :

-Unité de distillation atmosphérique (Unité 100)

-Unité de gaz-plant (unité 300)

-Parc de stockage.

-Unité de craquage catalytique (RFCC) : conçue pour traiter 1MT par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100), à l'aide d'un procédé de craquage catalytique à haute température.

-La section MS BLOC.

-Les utilités.

1.2.1 La section MS BLOC:

Elle se compose de trois unités :

1.2.1.1 Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500)

L'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphthas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphta débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfinés, le mercure, l'arsenic, etc. pouvant altérer l'efficacité des catalyseurs utilisés dans les unités aval d'isomérisation et de reforming CCR.

1.2.1.2 Unité d'isomérisation des naphthas (U-510)

Cette unité sert à l'isomérisation des naphthas, c'est-à-dire à la transformation des C₅ et C₆ en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie.

1.2.1.3 Unité de reforming CCR (U-520)

L'unité de Reforming CCR sera installée en vue de remplacer l'unité de reforming catalytique, car elle permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé. A l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphta à haut indice d'octane, afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane.

1.2.1.4 La section Sulfure BLOC

Elle se compose de quatre unités :

a-Unité de traitement des gaz acide (fuel-gaz) à l'amine (Unité-560-FGATU)

b-Unité de stripage des eaux acide (Unité-570-SWS)

c-Unité de régénération de l'amine (Unité-580-ARU)

d-Unité de récupération du Soufre (Unité-590-SRU)

1.2.1.5 Les utilités

Elle se compose des unités suivantes :

-Unité de l'eau brute (unité 701)

-Les tours de refroidissement (Unité 710/711)

-Unité d'eau déminéralisée (unité 720) : d'Unité d'eau anti incendie (Unité 741).

-Unité 751 : Les systèmes de vapeur et d'eau d'alimentation de chaudière font partie des nouvelles installations pour la raffinerie d'Alger, et sont désignés sous l'appellation d'unité CPP 751 (centrale de production propre, ou centrale électrique dédiée, c'est-à-dire de production d'électricité pour consommation propre). Cette unité est conçue pour fournir de la vapeur aux consommateurs dans les installations des unités de procédés et pour produire une eau d'alimentation de chaudière (EAC) de qualité utilisée en interne par les nouvelles chaudières mais aussi fournie sous forme d'EAC haute pression (HP) à différentes unités de la raffinerie.

En outre, le complexe est équipé d'un turbogénérateur à gaz (Gas Turbine Generator, GTG) et d'un turbogénérateur à vapeur (Steam Turbine Generator, STG) raccordés au système de contrôle-commande électrique (Electrical Control System, ECS) et qui couvrent les besoins électriques de l'ensemble de la raffinerie.

- Unité de production d'air (Unité 781) ;
- La torche (Unité 791) ;
- Unité de production d'azote (unité810) ;
- Unité de polissage des condensats (unité 830) ;
- Unité de soude caustique et acide chlorhydrique (unité 840).

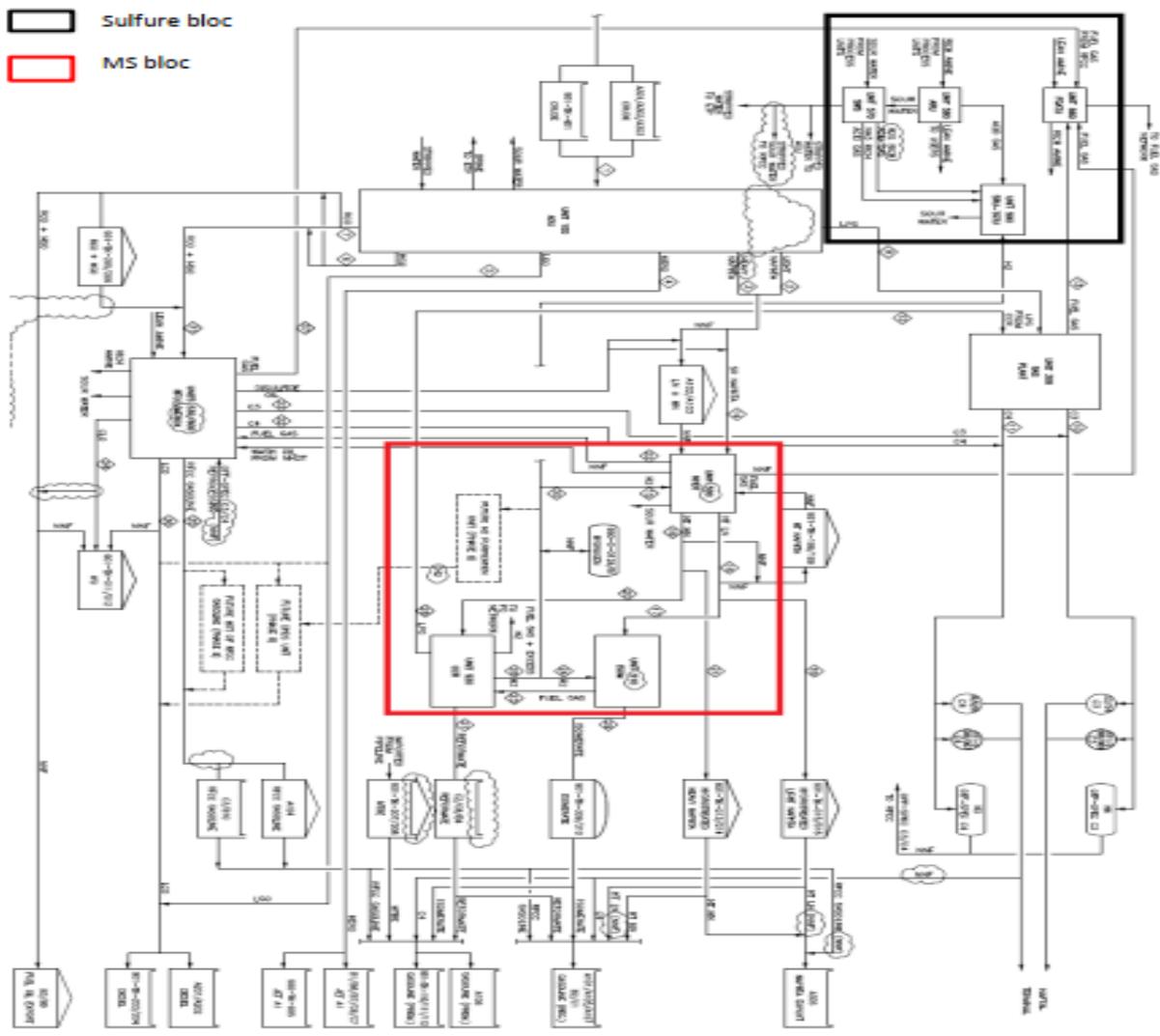


Figure 1-1 Schéma synoptique de la raffinerie d'Alger.

1.3 L'Unité de distillation atmosphérique (Unité 100)

L'unité de distillation dans une raffinerie est l'unité mère qui permet de fractionner le brut en produits finis destinés à la commercialisation et produits semi finis alimentant d'autres unités afin d'être traités. Dans ce chapitre, la présentation de l'unité topping de la raffinerie d'Alger est détaillée.

L'objectif de l'unité de distillation atmosphérique (U100) est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats (après procédés de traitement appropriés en aval) et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval.

Les produits de l'unité de distillation sont :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de l'unité gas plant
- Le naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT)
- Le kérosène pour stockage
- Le gasoil léger pour stockage
- Le gasoil lourd et le résidu atmosphérique pour l'alimentation de l'unité RFCC

Les points d'ébullition des produits sont représentés sur le tableau 1.3.

Table 1-2 Points d'ébullition des produits de l'unité 100

Produit	Pi-Pf (°C)
Naphta stabilisé	C5-140
Naphta lourd	140-165
Kérosène	165-240
Gazoil léger	240-345
Gazoil lourd	345-365
Résidu atm	365+

1.3.1 Description du procédé

Les installations principales dans la limite de zone de l'unité incluent le train de préchauffage section I, le dessaleur, le train de préchauffage section II, le ballon de pré-vaporisation, le train de préchauffage section III, la section de pré-vaporisation, le train de préchauffage section IV, le

réchauffeur atmosphérique, la colonne atmosphérique, le circuit de tête de la colonne atmosphérique, la rectification de la colonne atmosphérique, le stabilisateur de naphta et le système de vide.

a. Charge en brut et train de préchauffage I

Le pétrole brut provenant d'un stockage extérieur est reçu à la limite de zone de l'usine ADU à la pression atmosphérique et à 27 °C au niveau de l'aspiration des pompes de charge de brut dans la limite de zone (100-P-101 A/B/C/D), où le brut est pompé vers le dessaleur sous contrôle de la pression. Le contrôle de la pression au niveau de la sortie du dessaleur permet de maintenir le pétrole brut avec l'eau libre en phase liquide à la température d'exploitation. Le train de préchauffage du brut I se compose d'échangeurs de tête brut/colonne de pré-vaporisation 100-E-501 A/B (deux enveloppes en parallèle) et d'échangeurs brut/RC haut 100-E-101 A-F avec deux x trois enveloppes en série. Le flux de brut se trouve côté tube et est préchauffé jusqu'à une température de 100-105 °C par les vapeurs de tête de pré-vaporisation et le RC haut respectivement passant côté enveloppe. Le brut préchauffé est envoyé au dessaleur afin d'enlever des sels et de l'eau. Le but de l'échangeur de chaleur initial est de chauffer le flux de brut (afin de diminuer sa viscosité) jusqu'à la température d'entrée du dessaleur souhaitée de 101°C environ.

b. Dessaleur

La cuve de dessalage (100-M-101) est prévue pour enlever des sels et de l'eau du pétrole brut jusqu'au niveau souhaité. La cuve de dessalage est conçue pour traiter une teneur en sel de 72 ppmw en entrée avec un rendement d'élimination des chlorures solubles dans l'eau de 95% afin d'obtenir 3,6 ppmw de sel dans le brut dessalé. Selon les performances de design, la phase aqueuse insoluble (eau et sédiments basiques) dans le pétrole brut dessalé, à la température d'exploitation, ne dépassera pas 0,2% en volume (prévision <0,1% vol.). Le principe de l'opération de dessalage nécessite de mélanger l'eau de lavage préchauffée et le brut préchauffé dans la vanne mélangeuse (permettant d'émulsionner de manière homogène le mélange huile/eau) et d'extraire les impuretés. Le degré d'émulsion est ajusté et contrôlé au moyen d'un contrôle de la pression différentiel. Le mélange eau/brut est ensuite décomposé par coalescence dans un champ électrique haute tension, puis séparé dans le dessaleur. Une pression suffisante est maintenue au niveau du dessaleur pour s'assurer que le pétrole brut reste en phase liquide et qu'aucune vaporisation n'a lieu. Pour cela, une vanne de contrôle de la pression est placée au niveau du refoulement de la pompe de charge de brut (100-P 101 A/B/C/D). Une quantité suffisante d'eau est mélangée au brut en amont du

dessaleur afin de dissoudre les sels présents dans le brut. En règle générale, l'eau acide rectifiée provenant du rectificateur d'eau acide est utilisée pour le dessalage. Des dispositions ont également été prises afin d'utiliser l'eau traitée/l'eau déminéralisée. Le débit d'injection d'eau acide rectifiée, d'eau traitée ou d'eau déminéralisée est soumis au contrôle du niveau de liquide inférieur du ballon d'eau (100-D-114). L'eau de dessalage est pompée dans 100-D-114 par l'intermédiaire des pompes de charge d'eau du dessaleur (100-P-160 A/B) sous contrôle du débit vers l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100-E-164 A/B).

L'eau est chauffée jusqu'à une température de 80-85 °C avant d'être mélangée avec le pétrole brut entrant dans le dessaleur (100-M-101). Le mélange du brut et de l'eau est amélioré au moyen de robinets mélangeurs situés à l'entrée du dessaleur.

Le dessaleur est doté de réseaux électriques et d'électrodes créant un champ électrique à l'intérieur de la cuve. Ce champ électrique provoque la coalescence des gouttelettes d'eau afin de créer des gouttelettes plus grandes. Les gouttelettes d'eau, qui ne sont pas soumises à une force externe, ont une forme sphérique et sont à l'état énergétique le plus bas possible. Lorsqu'elles sont soumises à un champ électrostatique haut tension, les gouttelettes se déforment et forment un dipôle. Les charges positives dans la gouttelette sont attirées par l'électrode négative et les charges négatives sont attirées par l'électrode positive. Deux gouttelettes adjacentes sont attirées l'une par l'autre. La force d'attraction mutuelle a tendance à les regrouper si elle est suffisante pour rompre le film stabilisant l'émulsion. Par conséquent, le pétrole brut dessalé flotte sur le haut de la cuve, tandis que l'eau salée décante vers le fond. La phase grasse (brut traité) obtenue en haut du dessaleur est envoyée sous sa propre pression vers le train de préchauffage du brut II pour la suite du traitement. La phase aqueuse riche en sels (saumure) issue du dessaleur est retirée sous contrôle du niveau de l'interface huile-eau et envoyée à l'usine de traitement des effluents après refroidissement jusqu'à 40°C dans l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100E-164 A/B) et le refroidisseur d'eau saumâtre (100-E-165). Pour favoriser le rendement de déshydratation et d'élimination des sels du dessaleur et améliorer la teneur en huile dans l'effluent d'eau, un produit chimique désémulsifiant est pompé grâce à 100-P-125 A dans le ballon 100-D-115 et est injecté au niveau de l'aspiration de 100-P-101 A/B/C/D.

c. Train de préchauffage du brut II

Le train de préchauffage du brut II désigne la section entre le dessaleur et le ballon de pré-vaporisation (100-D-102). Cette section comprend des échangeurs brut/RC intermédiaire (100-E-

102 A/B/C), le flux de brut étant côté tube et le RC int côté enveloppe. Dans cette section, la température de préchauffage du brut atteinte est d'environ 133°C en amont de la vanne de réglage. Le brut préchauffé est envoyé vers le ballon de pré-vaporisation (100-D-102) sous contrôle du niveau dans le ballon. Une pression de brut adéquate est maintenue en amont de la vanne de contrôle de niveau pour éviter toute vaporisation. La température d'exploitation dans le ballon de pré-vaporisation est de 127°C.

d. Ballon de pré-vaporisation

Le ballon de pré-vaporisation est une cuve verticale, fonctionnant à une pression fixe de 3,8kg/cm²g, la pression du ballon étant en équilibre avec celle de la colonne de pré-vaporisation 100-C-501 (les vapeurs vaporisées sont dirigées vers l'entrée de la colonne de pré-vaporisation). Le liquide séparé dans le ballon de pré-vaporisation est pompé par les pompes de brut pré-vaporisé (100-P-152 A/B) vers le train de préchauffage de brut III.

e. Train de préchauffage du brut III

Le train de préchauffage de brut III désigne la section de préchauffage entre le ballon de pré-vaporisation (100-D-102) et la colonne de pré-vaporisation (100-C-501). Le brut est équitablement divisé en deux trains parallèles d'échangeurs. Une partie du train d'échangeurs de chaleur comprend le préchauffage du brut par le produit kérosène II dans l'échangeur brut/produit kérosène (100-E-103), le brut se trouvant côté tube. Dans l'autre partie, le préchauffage du brut est obtenu par le produit gazoil lourd dans l'échangeur brut/gazole lourd (100-E-104), le brut se trouvant côté tube. La chute de pression étant identique dans les deux parties, aucun régulateur de débit n'est prévu (comme actuellement).

Le brut est ensuite mélangé et à nouveau divisé entre deux trains parallèles d'échangeurs, le brut étant préchauffé côté tube. Une partie du train d'échangeurs comprend un échangeur brut/RC bas (100-E-106), l'autre partie se composant d'un échangeur brut/gazole léger (100-E-105 A/B) et d'un échangeur II brut/pétrole brut réduit, ou RCO (100-E-107 A/B). Le réglage du débit est assuré par une vanne de contrôle de débit située sur la partie échangeur brut/RC bas (100-E-106). La température combinée du brut provenant du train de préchauffage III est d'environ 184 °C en amont de la vanne de contrôle. Le brut préchauffé est dirigé vers la colonne de pré-vaporisation (100-C-501).

La température d'entrée de la colonne de pré-vaporisation est contrôlée via une vanne de contrôle de débit RCO située en aval de l'échangeur de chaleur 100-E107A/B, côté enveloppe.

f. Section de pré-vaporisation

Le brut chauffé et partiellement vaporisé pénètre dans la colonne de pré-vaporisation avec la vapeur pré-vaporisée provenant du ballon de pré-vaporisation (100-D-102) sous contrôle du niveau. La colonne de pré-vaporisation possède 20 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. Le brut préchauffé entre au-dessus du plateau 6. La vapeur MP est utilisée comme vapeur de distillation.

g. Circuit de tête de la colonne de pré-vaporisation

Le système de tête de la colonne de pré-vaporisation comprend des échangeurs brut/de pré-vaporisation de tête 100-E-501 A/B, un refroidisseur à air de tête de colonne de pré-vaporisation (100-EA-501) et un ballon de reflux de colonne de pré-vaporisation (100-D-501). Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Le ballon de reflux de la colonne de pré-vaporisation (100-D-501) assure la séparation de la vapeur, des hydrocarbures et de l'eau.

L'eau acide séparée dans le ballon de reflux de la colonne de pré-vaporisation (100-D-501) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau d'interface par les pompes d'eau acide de la colonne de pré-vaporisation (100-P-503 A/B).

Les hydrocarbures totaux provenant du ballon de reflux de la colonne de pré-vaporisation (100-D-501) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur (100-P-501 A/B) vers la colonne de débutanisation (100-C-104) sous contrôle en cascade du niveau du ballon et du débit d'alimentation du débutaniseur, où le GPL et le naphta non stabilisé sont récupérés.

Le reflux vers la colonne de pré-vaporisation est assuré par contrôle du débit en aval des pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-501 A/B.

La pression de la colonne de pré-vaporisation est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut du ballon de reflux de la colonne de pré-vaporisation (100-D-501). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-501, un dégagement de gaz est libéré dans 100-D-501 vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

h. Train de préchauffage du brut IV

Le niveau dans la colonne de pré-vaporisation est contrôlé via une vanne de contrôle de niveau à l'entrée de la colonne de pré-vaporisation. Le produit de fond de colonne de pré-vaporisation est pompé par les pompes de brut de la colonne de pré-vaporisation (100-P-502 A/B) et pénètre dans

le train de préchauffage de brut IV. Le train de préchauffage IV désigne la section de préchauffage entre la colonne de pré-vaporisation et le réchauffeur atmosphérique (100-F-501).

Le préchauffage de brut est d'abord accompli par le produit gazole léger dans l'échangeur brut prévaporisé/gazole léger rectifié (100-E-502) suivi par le RC bas dans les échangeurs brut prévaporisé/RC bas (100-E-503 A/B) et par le produit RCO dans l'échangeur brut prévaporisé/RCO (100-E-504 A/B), le brut étant préchauffé côté tube. La température du brut provenant du train de préchauffage IV est d'environ 213°C pour le brut RA1G (données d'essai 48/99) et 221°C (pour les données d'essai du brut RA1G 07/0276). Le brut préchauffé est dirigé vers le réchauffeur atmosphérique (100-F-501).

i. Réchauffeur atmosphérique

Le brut préchauffé est encore chauffé et partiellement vaporisé dans le réchauffeur atmosphérique (100-F-501). L'alimentation du réchauffeur est répartie sur quatre passes parallèles dans le réchauffeur en entrée du réchauffeur afin d'obtenir une température de sortie de serpentin uniforme.

La température est contrôlée par action sur le fuel-gas et/ou une vanne de régulation de débit de fioul. La température de design de sortie du réchauffeur pour le brut :

RA1G est de 346°C. La vapeur BP sera surchauffée dans la section de convection, la vapeur BP sera utilisée comme vapeur de distillation dans la colonne de distillation atmosphérique, (100-C-101), le rectificateur de gazole léger (100-C-102C) et le rectificateur de gazole lourd (100-C-103C).³²

j. Colonne atmosphérique

Le brut chauffé et partiellement vaporisé provenant du réchauffeur (100-F-501) pénètre dans la colonne atmosphérique (100-C-101). L'alimentation en brut pénètre dans la zone de détente au-dessus du plateau 6. La colonne atmosphérique possède 49 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. La vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 est utilisée comme vapeur de distillation. Elle possède quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd, qui sont tous recueillis au moyen de strippers de coupe latérale. La colonne possède également trois reflux circulants (RC) pour la récupération de chaleur, à savoir le RC haut, le RC intermédiaire et le RC bas. Le RCO provenant du fond est extrait sous contrôle de niveau et est acheminé comme alimentation chaude

du craquage catalytique des fluides résiduels ou du stockage hors de la limite de zone après récupération de chaleur.

k. Circuit de tête de la colonne atmosphérique

Le système de tête de la colonne atmosphérique comprend un échangeur de chaleur aéroréfrigérante (100-EA-102) et un accumulateur de tête (100-D-101) dont 50% des ventilateurs du refroidisseur à air de tête de colonne de brut (100-EA-102) sont dotés de variateurs de fréquence pour un contrôle efficace de la température de sortie. Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Les effluents provenant de 100-EA-102 sont acheminés jusqu'à l'accumulateur de tête (100-D-101) afin de séparer la vapeur, les hydrocarbures et l'eau. L'eau acide séparée dans l'accumulateur de tête (100-D-101) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau de l'interface par les pompes d'eau acide (100-P-162 A/B). Des dispositions ont également été prises pour acheminer l'eau acide vers le réservoir tampon d'eau de dessaleur (100-D-114), si nécessaire. Les hydrocarbures totaux provenant de l'accumulateur (100-D-101) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-158 A/B sous contrôle du débit d'alimentation en cascade avec le niveau dans le réservoir, puis mélangés avec le naphta stabilisé (provenant de la colonne de débutanisation) avant d'être refroidis et envoyés vers le NHT ou le stockage.

La pression de la colonne atmosphérique est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut de l'accumulateur de tête (100-D-101). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-101, un dégagement de gaz dans 100-D-101 est libéré vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel-gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

l. Rectification et refroidissement des produits de la colonne atmosphérique

Un épousement de coupe latérale des produits de la colonne atmosphérique (100-C-101) est prévu pour les quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd. De plus, des installations d'élimination de l'humidité sous vide sont prévues pour les produits gazole léger et gazole lourd. Des strippers de coupe latérale et des sécheurs sous vide sont empilés dans deux colonnes. Les stripper de coupes latérales de kéro I et kéro II sont deux colonnes de chauffage (100-C-103A et 100-C-102A respectivement) possédant chacune 8 plateaux. Le système est conçu pour atteindre les spécifications de point éclair du kérosène total et les «ASTM gap specifications» de naphta total/kérosène total. Le kéro I et le kéro II sont ensuite

mélangés et envoyés vers stockage. Les strippers de coupe latérale de gazole léger et gazole lourd sont deux colonnes de distillation à la vapeur (100-C-102C et 100-C-103C respectivement) utilisant de la vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 et possédant chacune 5 plateaux.

Le système est conçu pour répondre à la spécification de point éclair du gazole et la qualité de fractionnement entre la coupe de kéro total et le gazole léger. Le gazole léger et gazole lourd sont ensuite envoyés vers les colonnes de séchage (100-C-102B et 100-C-103B respectivement) sous contrôle du niveau de sécheurs.

Ceux derniers sont des colonnes sous vide possédant 2 plateaux et destinées à éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers (non condensables) du gazole. Le gazole léger sera ensuite envoyé vers stockage tandis que le gazole lourd sera mélangé avec le résidu atmosphérique avant d'être envoyé vers stockage.

La tête de la colonne de séchage du gazole léger (100-C-102B) et celle du gazole lourd (100-C-103B) sont mélangés, puis dirigée vers le système de vide.

Le résidu atmosphérique (RCO) provenant de la section de rectification de la colonne atmosphérique (100-C-101) est soutiré sous contrôle du niveau bas par des pompes. Puis il est refroidi et mélangé avec le gazole lourd pour être envoyé vers:

- L'unité de craquage catalytique des fluides résiduels à 157°C
- Le stockage hors de la limite de zone à 85°C

m. Reflux circulants de la colonne de brut

La colonne de brut dispose de trois reflux circulants (RC) afin d'optimiser la circulation interne vapeur-liquide et la récupération de chaleur.

•**RC haut** : Le RC haut est soutiré du plateau n°45 et envoyé vers les échangeurs brut/CR haut pour récupération de chaleur. Il est ensuite refroidi afin d'atteindre la température de retour souhaitée pour le reflux circulant, puis dirigé vers le haut de la colonne (plateau 49). Des dispositions ont été prises pour refroidir le RC haut au moyen d'un refroidisseur à air. Le RC permet de maintenir la température de tête de 100-C-101 au niveau requis.

•**RC intermédiaire** : Le RC intermédiaire est soutiré du plateau n°34 et envoyé vers les échangeurs brut/CR intermédiaire (100-E-102 A/B/C) pour récupération de chaleur. Il est ensuite acheminé vers la colonne atmosphérique sur le plateau n°36, sous contrôle du débit.

•**RC bas** : Le RC bas est extrait du plateau n°18 avec le flux de soutirage de gazole lourd vers le stripper (100-C-102 C). Il est divisé en trois flux pour récupération de chaleur avant d'être renvoyé vers la colonne atmosphérique (100-C-101) sur le plateau n°20.

n. Colonne de débutanisation/stabilisateur de naphta

Le naphta non stabilisé (composé de tous les composants du gazole combustible, du GPL et du naphta) provenant du ballon de tête de la colonne de pré-vaporisation (100-D-501) est envoyé vers la colonne de débutanisation (100-C-104). Il est préchauffé avec les fonds du stabilisateur puis alimente la colonne de débutanisation. La colonne possède 39 plateaux avec une alimentation normale sur le plateau n°25. L'alimentation peut également se faire sur les plateaux n°24 ou 20 pour davantage de flexibilité.

Les produits de tête sont condensés avant d'être dirigés vers le ballon de reflux du débutaniseur (100-D-103) grâce à un contrôle de la pression. L'eau présente dans les produits de tête est séparée dans le ballon de reflux et envoyée vers l'unité de rectification de l'eau acide. Le GPL provenant de 100-D-103 est envoyé vers l'unité gas-plant (unité 300). Le reflux du débutaniseur alimente le plateau n°39 de la colonne de stabilisation.

Le produit naphta stabilisé provenant du bas de la colonne de stabilisation est refroidi puis mélangé avec le naphta lourd provenant de l'accumulateur de tête de la colonne atmosphérique (100-D-101). Le naphta stabilisé est encore refroidi jusqu'à une température de 38°C. Le naphta TOTAL est envoyé vers l'alimentation du MS block vers le réservoir tampon NHT et le stockage hors de la limite de zone de naphta direct.

2 Partie théorique

2.1 Généralité sur le pétrole

2.1.1 Origine de pétrole

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides entre les roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondant à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège. Le pétrole a pour origine la substance des êtres, animaux ou végétaux, vivant à la surface du globe et particulièrement en milieu aquatique. La matière organique ainsi produite se dépose au fond des mers et des lacs et est incorporée aux sédiments, au fur et à mesure que ceux-ci sont enfouis, les constituants organiques se transforment, principalement sous l'action de la température, en hydrocarbures dont une partie vient progressivement se concentrer dans les pièges des réservoirs poreux [1].

Si la composition élémentaire globale des pétroles est relativement fixe, la structure chimique de leurs constituants varie plus largement, ce qui entraîne une grande diversité des propriétés physiques (densité, viscosité) ainsi que des teneurs très variables dans les différents types de produits obtenus par raffinage. En particulier, la présence de soufre dans certains pétroles pose des problèmes de corrosion et de pollution atmosphérique, tant au stade du raffinage qu'à celui de l'utilisation industrielle ou domestique de leurs dérivés [2].

2.1.2 L'origine organique du pétrole

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIX^{ème} siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires. De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y

trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants ; on y trouve également : des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine ; des isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle ; des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt » [2].

2.1.3 Composition du pétrole brut

Les éléments composant le pétrole sont : le carbone, environ de 87 % et de l'hydrogène (jusqu'à 14%). On retrouve parmi les éléments : le soufre, l'azote, le chlore...etc. On peut rencontrer les métaux, tels que : Na, Ca, Fe, Al, ...etc. La quantité de ces éléments varie largement d'un pétrole à un autre [2]. La teneur en azote, soufre, CO₂, peut varier de 1 à 7%.

Les hydrocarbures composant le pétrole peuvent être classés en trois familles :

- Les hydrocarbures paraffiniques.
- Les hydrocarbures naphthéniques.
- Les hydrocarbures aromatiques.

2.1.3.1 Les hydrocarbures paraffiniques (C_nH_{2n+2})

Ce sont :

- des gaz : de C1 à C4
- des liquides : de C5 à C16
- des solides : de C17 et plus [3].

2.1.3.2 Les Hydrocarbures Naphthéniques

Les premiers membres de cette famille sont le cyclopentane et le cyclohexane. Le pétrole à base naphthénique est surtout utilisé pour l'obtention des huiles, car ils possèdent un grand indice de viscosité ; mais aussi sont de bons composants des carburateurs, à cause de leur grand pouvoir calorifique [3]. Les propriétés des naphthènes sont intermédiaires entre celle des paraffiniques et des aromatiques.

2.1.3.3 Les hydrocarbures aromatiques (C_nH_{2n-6})

Les premiers de cette famille sont le benzène et le toluène. Le benzène se concentre principalement dans l'essence, car il améliore sa principale caractéristique qui est l'indice d'octane. Les aromatiques à plus grande masse moléculaire se retrouvent dans le kérosène, le gasoil et le majeur parti dans les huiles. Avec l'augmentation du point d'ébullition de la fraction pétrolière, la teneur en aromatique augmente. Ces hydrocarbures sont caractérisés par un mauvais indice de viscosité

et c'est pourquoi ils ne sont pas désirables dans les huiles. Pendant la combustion ils sont à la base de la formation de la suie qui altère le bon fonctionnement du moteur. L'aromatique peut donner naissance au coke et peut favoriser une destruction rapide de certaines pièces du moteur. Et c'est pour cela que les huiles subissent un traitement d'extraction d'aromatique par solvant sélectif [4].

2.1.3.4 Composés Sulfurés

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés, et leur teneur varie largement d'un pétrole à un autre (ex : le pétrole de Hassi Messaoud contient 0,14% de soufre), les composés sulfurés sont très corrosifs pour les appareils et les machines. Ce sont aussi de puissants poisons pour les catalyseurs, ils diminuent l'indice d'octane de l'essence, ils forment des gommages dans les essences. Les composés sulfurés peuvent être classés de la manière suivante :

- Les composés à base d'acide (H_2S et $R-SH$) : ils peuvent se dissoudre dans l'eau et former de l'acide $R-SH$ (mercaptans).
- Les sulfites et les polysulfites ($R-S-R-$, $-(R-S-S-R)-n$) : avec l'augmentation de la température, il y a formation de H_2S et de $R-SH$;
- Les thiofènes : comme précédemment avec l'augmentation de la température il y a formation de H_2S et de $R-SH$.
- Les composés sulfurés à grande masse moléculaire : que l'on retrouve principalement dans le mazout et le goudron [4].

2.1.3.5 Composés Azotés

Comme pour le soufre et les composés sulfurés, les composés azotés sont indésirables et sont éliminés ou même titrés que les composés sulfurés au cours de l'épuration par solvant sélectif ou par H_2SO_4 ou par l'éther [4].

- Le pétrole algérien en contient approximativement 1,4%
- Les composés sulfurés, azotés et oxygénés en grande majorité se concentrent dans les asphaltées (matières premières pour la fabrication des bitumes) [4].

2.1.3.6 Composés Oxygènes

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des acides naphthéniques $R-COOH$ ou les homologues du phénol, ils se concentrent principalement dans les fractions de gasoil et les acides naphthéniques à deux noyaux se retrouvent généralement dans les huiles. Les composés oxygénés sont aussi très corrosifs [4].

2.1.4 Classification du pétrole

A la découverte d'un gisement du pétrole, ce dernier subit une série d'analyse, permettant sa classification. La classification du pétrole est d'une extrême importance car elle nous permet de connaître les méthodes de traitement de ce même pétrole, l'assortiment et les qualités des produits à obtenir [1].

On distingue trois types de classification :

2.1.4.1 Classification selon la densité

- pétrole léger "light" : le degré API est supérieur à 31.1 ; $API > 31.1$
- Pétrole moyen "medium" : °API compris entre 22.3 et 31.1 ; $22.3 < API < 31.1$
- Pétrole lourd ("heavy") : °API compris entre 10 et 22.3 ; $10 < API < 22.3$
- Pétrole extra lourd ("extra heavy") : °API inférieur à 10 ; $API < 10$

Les pétroles les plus légers sont les plus demandés par les raffineurs, car ils donnent directement beaucoup de coupes légères de grande valeur (diesel, essence, naphtha). À l'inverse, les pétroles lourds donnent plus de produits, tels que des bitumes et du fioul résiduel, qu'il faut soit vendre tels quels à bas prix, soit convertir en coupes plus légères, notamment par hydrocraquage (ajout d'hydrogène) [4].

2.1.4.2 Classification selon la teneur en soufre

Les pétroles avec une faible teneur en soufre (inférieure à 0,5% en poids) sont qualifiés de « sweet » ou « doux » ; au-delà, les pétroles sont qualifiés de « sour » ou « soufrés ». Ceci est important car le soufre est un « polluant-corrosif et poison » que les raffineurs doivent retirer. Ceci a un coût et il diminue donc la valeur du brut [1].

2.1.4.3 Classification selon la composition chimique

- Les pétroles paraffiniques : le pourcentage des hydrocarbures paraffiniques est supérieur à 50%.
- Les pétroles naphthéniques : le pourcentage des hydrocarbures naphthéniques est supérieur à 50% dans le brut.
- Les pétroles aromatiques : le pourcentage des hydrocarbures benzéniques est supérieur à 35% [1].

2.2 Généralités sur le naphtha

Le naphtha est un liquide d'un mélange d'hydrocarbures légers issus de la distillation du pétrole brut, Le naphtha est donc un des intermédiaires industriels qui n'ont aucune utilisation pour la consommation finale , sert de matière a la pétrochimie, la composition du naphtha est assez proche de celle de l'essence, allant de C4 à C10 , à des température (35°C à 180°C) ,le naphtha peut être

incolore ou de couleur brune , il permet notamment de produire de l'éthylène, propylène, qui permettent lui-même de produire des matières plastiques . Au totale 15 à 30 % du pétrole brut est transformé en naphtha dans les raffineries.

2.2.1 Classification du naphtha :

En distingue 3 types de naphtha :

- **naphtha léger** : de point final 80 °C ou 100 °C et sa température initial de distillation pouvant descendre en dessous de 42 °C, sert dedans la composition des essences, et aussi utilisé comme carburant dans certaines centrales thermiques.
- **naphtha lourd** : est utilisé comme charge de reformage catalytique de point initial 80 à 100 °C et point final 150 à 220 °C
- **naphtha total** : qui est la somme des deux premières, qui est peut servir de charge pour le vapocraquage. [5]

2.2.2 Proédes d'obtention du naphtha

2.2.2.1 La distillation Initiale du pétrole brut

Dans les raffineries, le brut partiellement vaporisé est transféré dans la zone éclair de la colonne située à un point plus bas dans la colonne et au-dessus de ce qu'on appelle la section de décapage. La colonne principale mesure généralement 50 m (164 pi) de hauteur et est équipé d'environ 30 à 50 plateaux à clapets. La vapeur fait monter énormément de quantités et à un débit élevé, nécessitant une colonne de grand diamètre au-dessus la zone flash. Au bas de la section de décapage, de la vapeur est injectée dans la colonne pour éliminer du résidu atmosphérique tout hydrocarbure léger et abaisser la pression partielle des vapeurs d'hydrocarbures dans la zone flash pour avoir un point d'ébullition plus bas des hydrocarbures et les faire monter dans la colonne pour être éventuellement condensé et retiré sous forme de flux latéraux. Au fur et à mesure que les vapeurs chaudes de la zone flash augmentent à travers les plateaux en haut de la colonne, ils sont mis en contact avec un reflux plus froid. Dans le condenseur de tête, les vapeurs seront condensées au sommet de la tour. Le produit liquide est appelé naphtha léger de distillation directe. Le naphtha fait partie des coupes dite légère, il se retrouve en haut de la colonne de distillation.

Le schéma présenté sur la figure 2.1, décrit une colonne de distillation atmosphérique avec les différentes coupes pétrolières

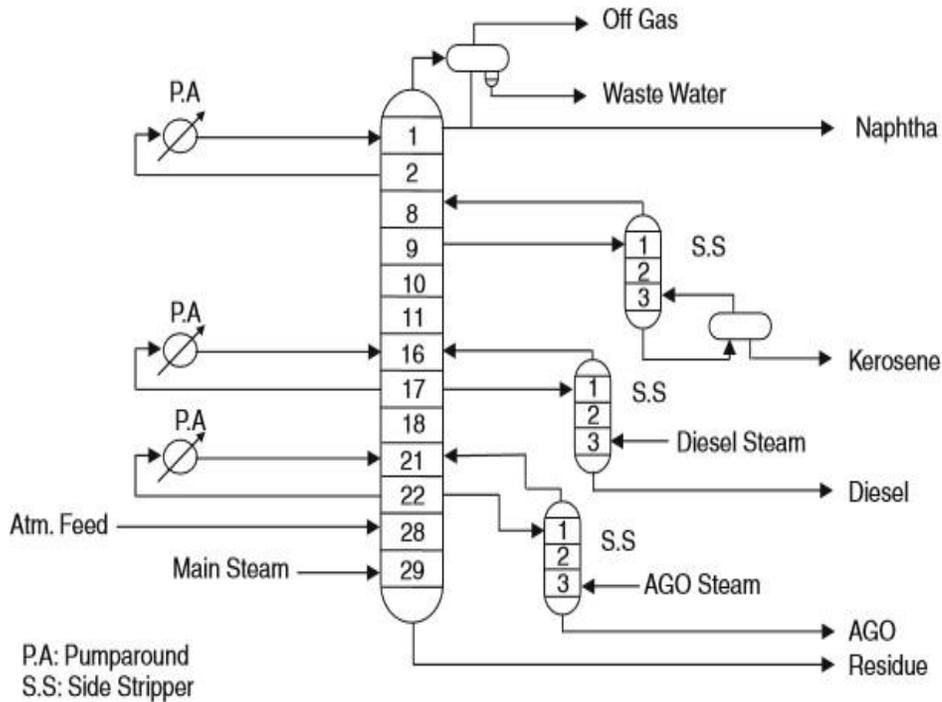


Figure 2-1 schéma du procédé de distillation atmosphérique.

La distillation atmosphérique permet d'obtenir les fractions suivantes :

- Le naphta léger
- Le kérosène
- Le gazole léger et lourd
- Le résidu atmosphérique (fond de colonne) [6]

2.2.2.2 Hydrocraquage

L'hydrocraquage est un procédé d'hydrogénation catalytique dans lequel les charges d'alimentation de poids moléculaire élevé sont converties et hydrogénées pour réduire le poids moléculaire. Ce procédé se déroule en présence d'hydrogène et de catalyseurs spéciaux bifonctionnels, comprenant :

-**Une fonction acide** : à base de nickel ou de platine qui favorise l'hydrogénation, et caractérisé par une faible résistance au soufre et l'azote.

- **Une fonction métallique** pour éliminer les impuretés dans l'alimentation tels que le soufre, l'azote et les métaux.

La charge de substance aromatique lourde est convertie en produit plus légers (naphta) à très forte pression et à des températures assez élevées. La réaction d'hydrocraquage est exothermique. Le procédé contient deux catalyseur, L'effluent du premier réacteur à étages est envoyé vers un séparateur. Le produit de fond de ce dernier est envoyé au deuxième réacteur, comme c'est illustré sur la figure 2.2. Dans les deux configurations, l'hydrogène est séparé dans le séparateur à haute pression et recyclé vers le réacteur. Le catalyseur dans la première étape a un rapport d'hydrogénation / acidité élevé, provoquant l'élimination du soufre et de l'azote. Dans le deuxième réacteur, le catalyseur utilisé est de faible rapport hydrogénation / acidité dans lequel la production de naphta est maximisée. [7]

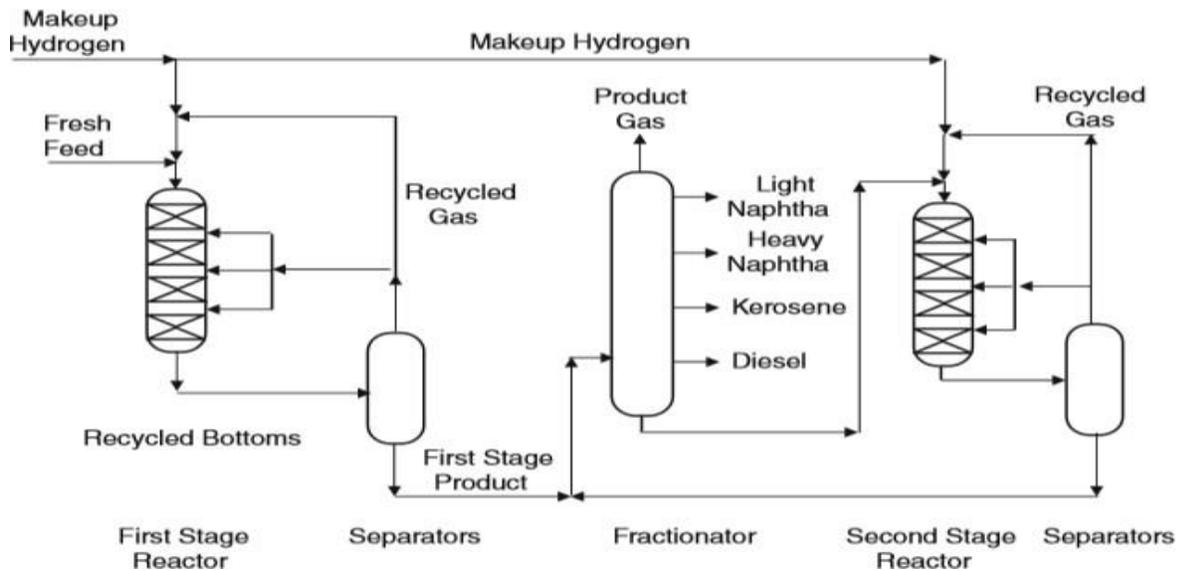


Figure 2-2 schéma du procédé d'hydrocraquage à deux étages.

2.2.2.3 Cokéfaction

La cokéfaction est un craquage thermique poussé permettant d'obtenir de l'essence de distillation directe (naphta de cokéfaction) et divers distillats moyens qui sont envoyés dans les unités de craquage catalytique. Ce procédé réduit si complètement l'hydrogène contenu dans les molécules d'hydrocarbure que le résidu est constitué de carbone presque pur appelé coke. Les deux procédés de cokéfaction les plus courants sont la cokéfaction différée et la cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) qui, selon le mécanisme de réaction, la durée du procédé, la température et le brut traité, produisent trois types de coke spongieux, alvéolaire et aciculaire.

- **Cokéfaction différée** : dans la cokéfaction différée, le produit passe d'abord dans une colonne de fractionnement, pour la séparation des hydrocarbures légers, puis est combiné à de l'huile lourde de recyclage. Les fractions lourdes sont envoyées au four de cokéfaction et portées à des températures élevées à basse pression pour empêcher la cokéfaction prématurée dans les tubes du réchauffeur, ce qui donne une vaporisation partielle et un craquage modéré. Le mélange liquide/vapeur est envoyé, par pompage, du réchauffeur vers un ou plusieurs ballons de cokéfaction où la matière chaude est maintenue pendant environ vingt-quatre heures à une basse pression, jusqu'à ce qu'elle soit transformée par craquage en produits plus légers. Lorsque le coke atteint un niveau prédéterminé dans le ballon, on oriente le mélange vers un autre ballon pour maintenir la continuité du procédé. On renvoie les vapeurs provenant des ballons dans la tour de fractionnement pour séparer les gaz, le naphta et les gazoles et pour recycler les hydrocarbures les plus lourds dans le four. On traite à la vapeur le ballon plein pour en extraire les hydrocarbures non craqués, on refroidit en injectant de l'eau, puis on procède mécaniquement au décokage grâce à une tarières'levant à partir du fond du ballon ou hydrauliquement en fracturant le lit de coke avec un jet d'eau injectée sous haute pression et l'assistance d'un couteau rotatif.

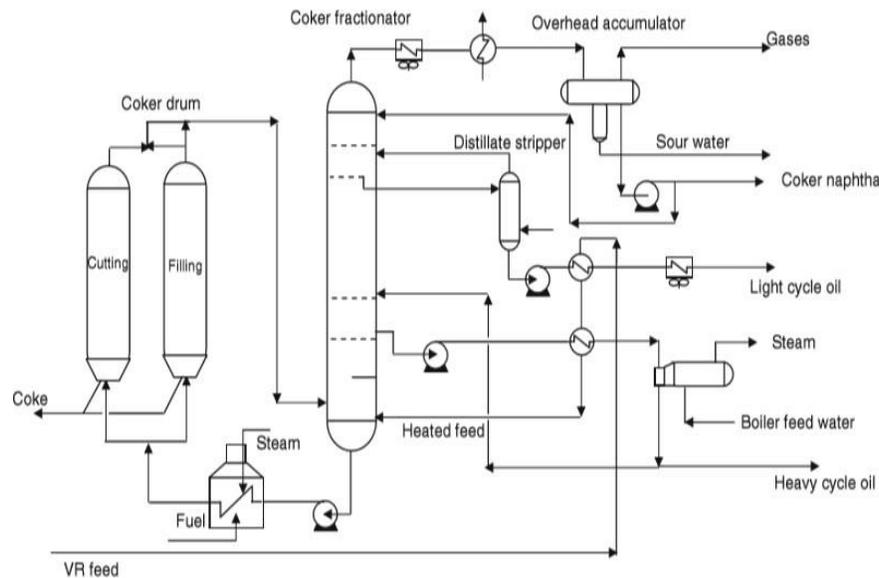


Figure 2-3 schéma de procédé cokéfaction différée.

- **Cokéfaction en continu** : la cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) est un procédé réalisé sur lit mobile à des pressions plus basses et à des températures plus élevées

que la cokéfaction différée. Dans la cokéfaction en continu, le craquage thermique est réalisé grâce à la chaleur transférée à la charge dans un mélangeur radial, appelé réacteur, à partir des particules chaudes de coke recyclé. Les gaz et les vapeurs sont soutirés du réacteur et refroidis pour arrêter la réaction, puis fractionnés. Le coke obtenu est acheminé vers un ballon tampon, puis vers un distributeur et un trieur où les plus grosses particules sont éliminées. Le coke restant est envoyé dans le préchauffeur du réacteur où il est recyclé avec le produit d'entrée. Il s'agit d'un procédé automatique où le coke et la charge circulent en continu et où la cokéfaction a lieu tant dans le réacteur que dans le ballon tampon. [12]

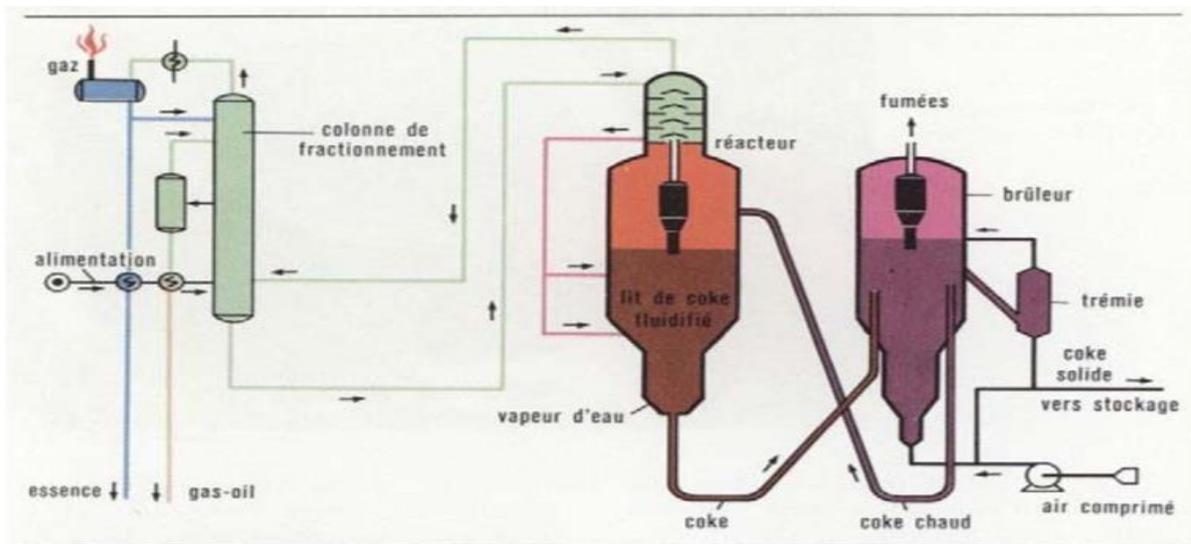


Figure 2-4 schéma du procédé de cokéfaction en continu.

2.2.3 Utilisation du naphta

a- Reformage Catalytique (RC)

Le naphta lourd est utilisé comme charge dans le reformage catalytique. Ce procédé consiste à la transformation des hydrocarbures C7 – C10 avec un faible indice d'octane aux aromatiques et aux iso-paraffines qui ont un haut indice d'octane. Le processus peut être exploité en deux modes, un mode de gravité élevé pour produire principalement des aromatiques (80–90 vol%) et un milieu mode de gravité pour produire de l'essence à indice d'octane élevé (70% de teneur en aromatiques). Le naphta de distillation directe de l'unité de distillation brute est hydrotraité pour éliminer le soufre, l'azote et l'oxygène qui peuvent tous désactiver le reformage catalyseur. Lors de la combustion. Les réactions de déshydrogénation sont la principale source de produit de reformat et sont considérées comme les réactions les plus importantes dans le reformage. Celles-ci sont des

réactions hautement endothermiques et nécessitent une grande quantité de chaleur pour maintenir la réaction.

Pour cette raison, trois réacteurs sont généralement utilisés dans le procédé de reformage avec chauffage du produit de chaque réacteur avant d'entrer dans l'autre, les réactions de déshydrogénation sont réversibles. L'effluent de chaque réacteur est envoyé à un four commun pour le chauffage. Le catalyseur se déplace vers le bas par gravité du premier réacteur (R1) au quatrième réacteur (R4). Le catalyseur est envoyé au régénérateur pour brûler le coke puis renvoyé au premier réacteur R1. Le produit final de R4 est envoyé au stabilisateur et section de récupération de gaz. Les réactions de reforming ont lieu dans les réacteurs catalytiques à lit mobile, desquels le catalyseur est retiré, puis régénéré et recyclé, s'effectuent sur une base continue à température élevée (500°C) pour favoriser les réactions chimiques, qui améliorent l'indice d'octane et à basse pression. [8]

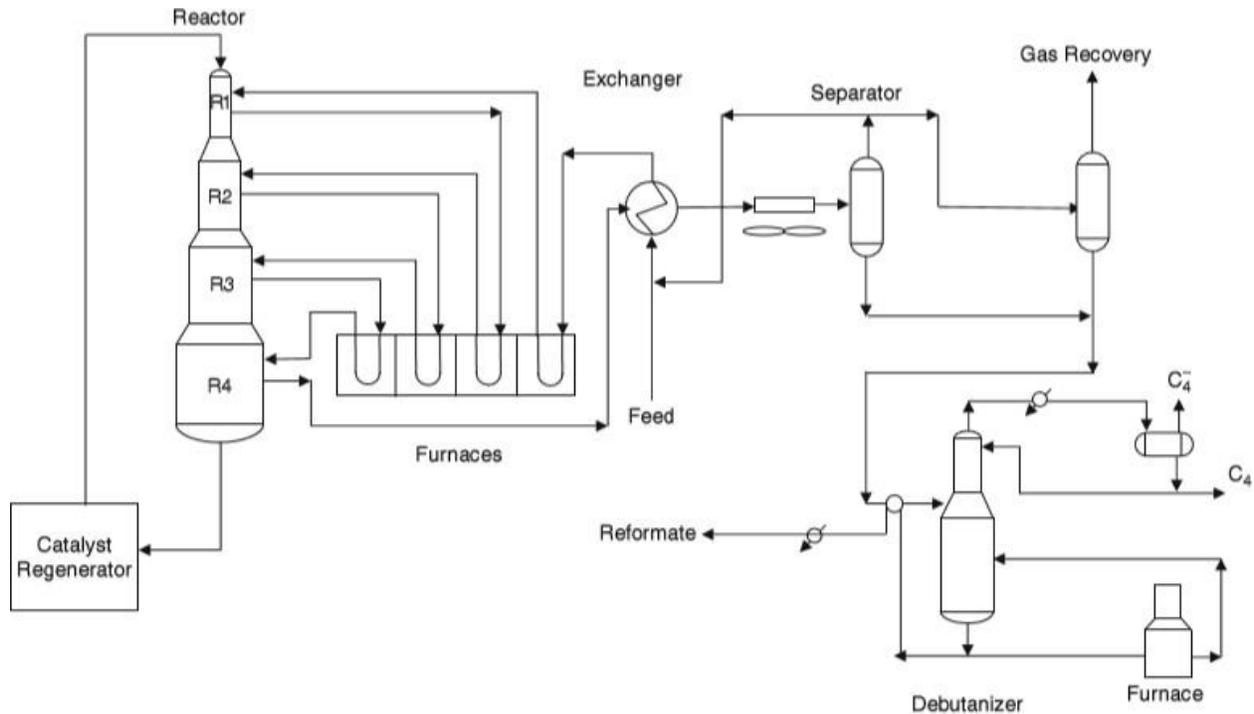
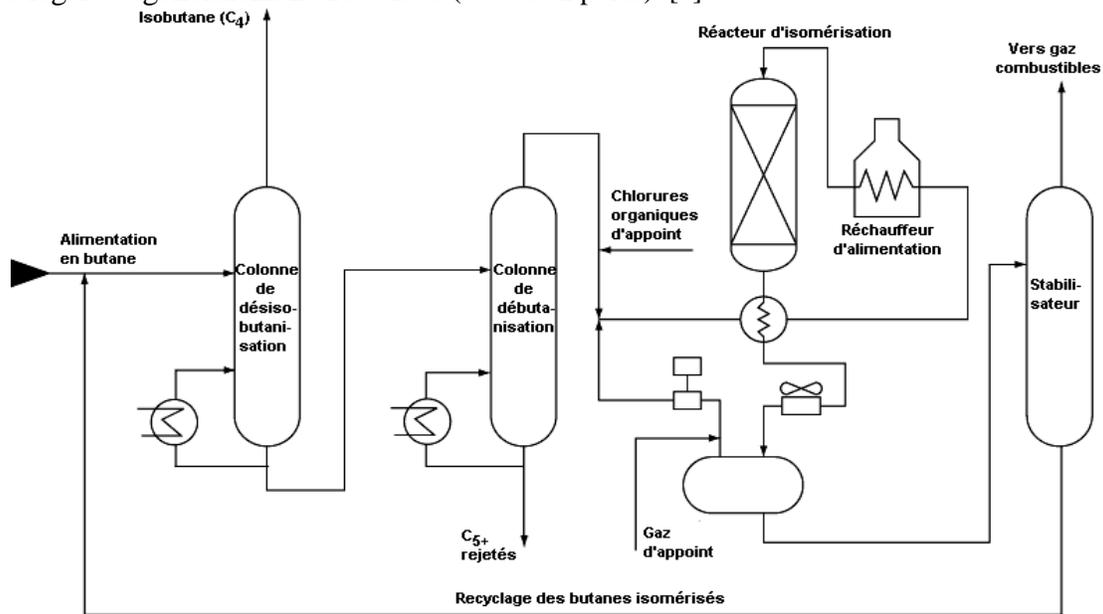


Figure 2-5 schéma du procédé de reforming catalytique.

b- Isomérisation du fraction légère :

L'isomérisation des alcanes connaît un nouvel intérêt, depuis que la législation a prévu, par souci de protection de l'environnement, la suppression des alkyls de plomb dans les essences. Cette réaction catalytique permet, en partant de n-paraffines de faible indice d'octane, issues du réformage catalytique ou de la distillation directe, d'obtenir des iso-paraffines présentant un indice

d'octane beaucoup plus élevé [13]. Les réactions d'isomérisation sont légèrement exothermiques et réversibles, (n-paraffine \leftrightarrow I-paraffine). Le réacteur fonctionne en mode d'équilibre. Il n'y a pas de changement dans le nombre de moles et donc la réaction n'est pas affectée par le changement de pression. De meilleures conversions sont atteintes à une température plus basse. Fonctionnement du réacteur à 130 C (260 F) donnera de bons résultats. Il existe deux types de catalyseurs d'isomérisation : le Pt standard / chloré l'alumine à haute teneur en chlore, considérée comme assez active, et le catalyseur Pt / zéolithe. Le rendement en reformat de l'isomérisation du naphta léger est généralement très élevé (> 97% en poids). [9]



Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

Figure 2-6 schéma du procédé d'isomérisation C4

2.2.4 Caractéristique et spécification du naphta a- Indice d'octane

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente. Le taux de compression détermine le rendement du moteur : c'est le rapport entre le volume du cylindre lorsque le piston a été repoussé vers le bas par la détente des gaz, et le volume lorsque le piston est en haut du cylindre. Plus le taux de compression du moteur est élevé, plus celui-ci est performant. Toutefois, le phénomène de cliquetis ou autoallumage du carburant limite le taux de compression, et sa manifestation peut fortement endommager les différents éléments du moteur. Une solution consiste à augmenter

l'indice d'octane du carburant. Un supercarburant est caractérisé par l'indice d'octane recherche (RON), mesuré dans des conditions de vitesse et d'accélération faibles, et l'indice d'octane moteur (MON), déterminé dans des conditions d'essais plus sévères. Les isoparaffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphthènes ont un indice d'octane bas comme le montre la figure suivante.

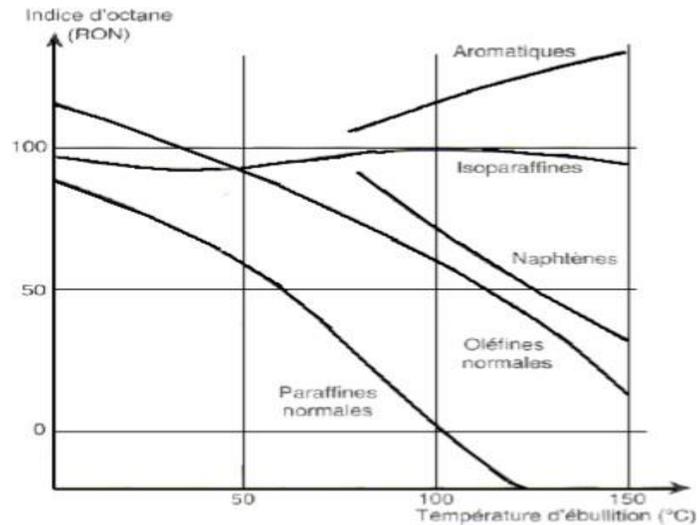


Figure 2-7 indice d'octane de différentes familles hydrocarbure.

b- Tension de vapeur

La tension de vapeur d'un hydrocarbure pur mesure la tendance des molécules à s'échapper de la phase liquide pour construire une phase vapeur en équilibre avec la phase liquide, la tension de vapeur est une fonction de la température. La tension de vapeur Reid (T.V.R) mesure la teneur en fractions légères dans l'essence (naphta) et caractérise sa volatilité et les pertes au cours du transport et de stockage, Elle est mesurée en bar ou en kg/cm^2 . ($1\text{bar}=0,981\text{kg/cm}^2$).

c- La densité

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température au poids du même volume d'eau à une température standard. La densité ne caractérise pas la qualité de produit léger mais, elle règle dans une certaine mesure la puissance et la consommation du moteur. Si la densité diminue, l'essence est légère, le flotteur descend dans le liquide et le niveau de l'essence augmente au niveau de gicleur, ce qui entraîne une augmentation de la consommation. Le mélange

carburé trop riche donc, il y a des hydrocarbures qui n'ont pas brûlé, c'est-à-dire mauvaise combustion et la puissance du moteur diminue avec un encrassement des bougies. Généralement les flotteurs sont tarés pour des densités entre 0.730 et 0.770.

d- Distillation ASTM

La distillation ASTM (American Society of Testing Material) s'effectue au laboratoire, est utilisée pour les fractions pétrolières (naphta, kérosène, gasoil, fuel) ; L'appareil comporte un ballon qui est chauffé par un bec Bunsen ou par une résistance électrique, les vapeurs de la fraction sont condensées par un mélange d'eau et de glace puis recueillies dans une éprouvette graduée. Au début, on note la température d'apparition de la première goutte du condensat (point initial de la distillation) ensuite les températures sont relevées lorsque 5, 10, 20...90 et 95%. Enfin la température maximale enregistrée (point final), en connaissant les pourcentages de distillat et du résidu qui permet de tracer la courbe : température en fonction du % total du distillat, à pression atmosphérique, le plus souvent on définit sur cette courbe quelque repère tels que le point initial PI et le point final PF. La différence entre la température finale et initiale permet de comparer les qualités des produits distillés.

e- Teneur en gomme dans produit léger

Ce sont des molécules condensées par oxydation des oléfines. La conséquence serait la formation d'un point chaud dans les tubulures d'admission et sur les tiges des soupapes. Le réservoir peut se tapisser d'une pellicule plus au moins importante qui, en se détachant risque de boucher les conduites d'essence. La teneur en gommes actuelles qui doit être inférieure à 10 mg / 100 cm³ (inférieure à 4 mg pour l'essence aviation et inférieure à 5 mg pour l'essence auto.

f- Teneur en soufre

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H₂SO₄ qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle : (Pb (C₂H₅)₄) qui améliore l'indice d'octane de l'essence. [10]

g- Teneur en plomb (PTE et PTM)

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H_2SO_4 qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle : $(Pb(C_2H_5)_4)$ qui améliore l'indice d'octane de l'essence. [10]

-Le PTE est un liquide toxique et polluant, insoluble dans l'eau avec une $T_{eb} = 200^\circ C$ et densité = 1,6.

-Le PTM : C'est un composé plus léger dont l'action est plus sensible sur les parties légères de l'essence ce qui permet un meilleur équilibrage de N O. Sa température d'ébullition $T_{eb} = 100^\circ C$.

Les spécifications du naphta sont réunies dans le tableau 2.1 suivant :

Table 2-1 Spécifications du naphta

Caractéristiques		Limites	Méthode D'essai
Densité à 15 ° C	//	0,690 — 0,740	ASTM D 1298
Couleur	//	+ 30	ASTM D 156
Distillation	//		ASTM D 86
Point Initial	//	35 Min	//
Point Final	//	175 Max	//
Corrosion Lame de Cuivre	//	1 a Max	ASTM D 130
Teneur en Plomb	PPB	50 Max	UOP 350
Teneur en Soufre	PPM	50 Max	UOP 357
Doctor test	//	Négatif	ASTM D 484
Paraffines	(% vol)	60 Min	ASTM D 5443
Oléfines	(% vol)	Traces	//
Naphtènes +Aromatiques	(% vol)	40 Max	//
Tension de Vapeur à 100 °F	(bar)	0,75 Max	ASTM D5191
Teneur en eau	ppm	15 max	

2.3 Généralités sur la distillation

2.3.1 Introduction

Que ce soit pour préparer les charges ou séparer les effluents en produits valorisables, tous les procédés industriels utilisent des opérations, dont la finalité est d'isoler des constituants tout en respectant des contraintes sur le taux de récupération et sur la composition, exprimée en fraction molaire, fraction massique ou fraction volumique. De nombreuses techniques sont utilisables : l'absorption, l'adsorption, l'extraction...etc ; ont toutes leur domaine particulier d'utilisation. Seule la distillation est la plus fréquente employée et nous pourrions la qualifier de technique universelle car elle permet à l'aide d'une cascade d'équilibres liquide-vapeur de séparer quasiment tous les mélanges dans l'ordre des températures d'ébullition. [14]

2.3.2 Définition de la distillation

La distillation est un procédé qui consiste à séparer les différents composants d'un mélange liquide en fonction de leur température d'ébullition. Quand on chauffe un liquide constitué de plusieurs produits, la vapeur qui s'échappe au commencement de la distillation comporte une majorité du produit le plus volatil, appauvrissant ainsi le mélange initial. Cette vapeur est collectée, et en se refroidissant, se retrouve sa forme liquide : ce liquide est enrichi en composants les plus volatils, mais il n'est pas pur. Le pétrole est constitué du mélange d'un nombre très élevé de produits ; on ne cherche donc pas à obtenir des produits purs, mais plutôt des « coupes » c'est-à-dire des mélanges plus simples, constitués de produits aux caractéristiques homogènes, qui par la suite subiront un traitement adapté à leur famille, en vue de fabriquer un certain type de produits. C'est donc l'opération essentielle et initiale que subit le pétrole brut en arrivant à la raffinerie. [15]

2.3.3 Principe de distillation

La distillation est une méthode de séparation basée sur la différence de température d'ébullition des différents liquides qui composent un mélange. Dans certains cas, mieux qu'une séparation, il s'agit d'une méthode de purification. Si on chauffe un mélange de liquides, c'est le liquide le plus volatil, celui qui a la température d'ébullition ($T_{éb}$) la plus basse qui s'échappera le premier. Pour recueillir les vapeurs de ce produit, il faut le condenser. Ceci est fait par un réfrigérant à eau. [15]

2.3.4 *Les types de distillation de pétrole*

2.3.4.1 Distillation à l'échelle du laboratoire

- a- **La distillation TBP (True boiling point)** : Elle est réalisée dans un appareillage représentant un nombre important d'étages ou de plateaux théoriques, c'est-à-dire un appareillage à très haute sélectivité, équivalent à la succession de très grands nombres de distillations simples élémentaires. La courbe TBP est obtenue en notant la température de la vapeur en fonction du pourcentage distillé. [17]
- b- **La distillation ASTM (American society for testing materials)** : est utilisée pour fournir les spécifications de distillation des produits pétroliers. En effet, la courbe de distillation ASTM fournit à l'utilisateur de précieux renseignements sur la composition du pétrole brut. Son principal avantage est le temps court qu'elle nécessite. Son mode d'utilisation est simple.
- c- **La distillation par la méthode de flash** : cette distillation est un procédé continu dans lequel la séparation des vapeurs à partir de liquide s'effectue à température voulue et dans les conditions d'équilibre. La distillation par la méthode de flash prend beaucoup de temps, il existe de méthodes grapho-analytiques permettant de tracer la courbe de flash uniquement en connaissant la courbe TBP (méthode d'Obryachicov-Semidovitch, méthode de Nelson-Kharvi,) [17]

2.3.4.2 Distillation à l'échelle industrielle

Cette dernière peut être réalisée à pression atmosphérique ($P=1 \text{ atm}$), ou sous vide (quelques dizaines de millimètres de mercure).

- a) **La distillation atmosphérique** : est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maîtresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement. La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm, et possédant des soutirages latéraux.
- b) **La distillation sous vide** : est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique. Elle permet en effet :

- la fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales.

- la redistillation de ces huiles après traitements au solvant,

- la redistillation de certaines essences spéciales, la préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gas-oil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique. [18]

2.3.5 Types d'installation de distillation de pétrole

a- Installation de distillation dans une seule colonne

Ce type d'installation ne peut pas être employé pour la distillation de pétrole léger, c'est à dire renfermant en gaz et d'essences, car dans ce cas une grande pression est créée au niveau de la pompe d'alimentation et pratiquement dans tout l'appareillage de l'unité. Le pétrole à traiter dans ce type peut être peu sulfureux pour éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très complexe et coûteuse. Ainsi il est impossible d'obtenir des essences avec des bas points finaux, c'est à dire il est difficile de maintenir le régime de la colonne si la teneur en essences et en eau varie dans le pétrole. Le taux de vaporisation dans une seule colonne peut être élevé et par conséquent il y a un risque de dépôts des sels dans les tubes de four.

b)-Installation de distillation avec une pré-distillation des fractions légères

Ce type d'installation de distillation permet de traiter un pétrole avec une teneur élevée de gaz dissous jusqu'à 3% massique, riche en fraction d'essence jusqu'à 15% massique. La probabilité de dépôt de sels dans les tubes est beaucoup plus petite car la quantité de phase liquide dans le four est plus grande que dans l'installation en une seule colonne. Cette installation présente plusieurs avantages :

-Pression plus faible dans les échangeurs et dans les tubes de four,

-Le four et la colonne fonctionnent sans surcharge,

-Possibilité de traiter de pétrole non stabilisé avec une teneur élevée en composés sulfurés,

-Possibilité d'obtenir des fractions d'essence avec des bas points finaux.

Cette installation présente certains inconvénients :

-La nécessité d'utiliser des grandes températures dans le four car il y a une évaporation préalable des légers dans la colonne de pré-distillation,

-Une plus grande consommation en combustibles,

-Complexité de l'unité ; avoir une colonne supplémentaire, deux pompes...Ect

c)Installation de distillation avec évaporation préalable des fractions légères : Ce type d'installation de traitement se compose de ballon de flash et une colonne de distillation.

Cette installation présente les avantages suivants :

-Possibilité de traiter des pétroles légers en grande capacité,

-Absence de pression exagérée dans le système (four, pompe...).

Cette installation présente aussi des inconvénients :

-L'impossibilité de traiter les pétroles riches en composés sulfureux,

-Complexité de l'unité. [19]

2.3.6 Classification des colonnes de distillation

La séparation est effectuée dans une colonne à garnissage ou à plateaux assurant le meilleur contact possible entre la vapeur ascendante et le liquide descendant. [20]

2.3.6.1 Colonne à garnissage

Les colonnes garnies diffèrent nettement des colonnes à plateaux, tant par leur construction que par leur fonctionnement. Les fluides y circulent à contre-courant et non plus à courants croisés. Les transferts de matière entre liquide et vapeur ont lieu de façon continue sur toute la hauteur de la colonne. Les colonnes à garnissage ont une faible retenue de liquide et une faible perte de charge, mais, elles sont peu souples, c'est-à-dire qu'on ne doit pas trop s'écarter des conditions opératoires pour lesquelles elles ont été choisies et dimensionnées afin de ne pas avoir baisser leurs performances.

2.3.6.2 Colonne à plateaux

Le plateau, qui est la partie active de la colonne et sur lequel sont disposés les éléments de barbotage, a pour rôle la mise en contact de deux phases en mouvement, de manière à les

rapprocher le plus possible de l'état d'équilibre. Le mouvement des phases peut se faire de deux façons :

- à contre-courant, sur un plateau constitué exclusivement par des trous où le liquide et la vapeur s'écoulent par ces orifices ;
- à courants croisés, sur un plateau où la phase vapeur traverse une couche de liquide se déplaçant horizontalement.

Il existe plusieurs types de plateaux aux multiples variantes de détails suivant les constructeurs ainsi que la disposition des éléments de barbotage :

- plateau à calottes,
- plateau perforé à déversoir,
- plateau à clapets,
- plateau uniflux,
- plateau à jets directionnels,
- plateau sans déversoir.

2.4 généralité sur la colonne de préflash

2.4.1 Définition

La colonne de préflash, également appelée colonne de préévaporation, est une unité utilisée dans les procédés de distillation pour préchauffer et éliminer les composants volatils à faible point d'ébullition du mélange d'alimentation avant de l'introduire dans la colonne principale de distillation. Le préflash est généralement réalisé en utilisant une colonne à plateaux ou une colonne à garnissage, similaire à la colonne principale de distillation. Le mélange d'alimentation est introduit en haut de la colonne de préflash, tandis que la vapeur ou le liquide de fond de la colonne principale de distillation est utilisé comme agent de chauffage dans le bas de la colonne de préflash.[21]

2.4.2 L'objectif de la colonne de préflash

L'objectif principal de la colonne de préflash est d'éliminer les composants légers, tels que les gaz et les liquides à faible point d'ébullition, du mélange d'alimentation. Cela permet de réduire la

charge sur la colonne principale de distillation, d'améliorer l'efficacité globale de la distillation et de faciliter la séparation des composants plus lourds dans la colonne principale. La colonne de préflash est souvent utilisée dans les raffineries de pétrole et les unités de distillation chimique pour prétraiter le pétrole brut ou les mélanges d'alimentation complexes avant de les envoyer dans les colonnes de distillation principales. Cela permet d'éliminer les fractions légères indésirables et de concentrer les composants souhaités pour une distillation plus efficace. [22]

2.4.3 Avantages de la colonne de préflash

- **Efficacité de séparation améliorée** : les colonnes de préflash éliminent les composants légers à bas point d'ébullition du mélange d'alimentation, permettant à la colonne de distillation principale de se concentrer sur la séparation des composants plus lourds. Cela conduit à une meilleure efficacité de séparation et à une plus grande pureté du produit.
- **Capacité et débit accrus** : en éliminant les composants volatils au début du processus, les colonnes de préflash aident à augmenter la capacité et le débit du système de distillation. Cela permet des taux d'alimentation plus élevés et un fonctionnement plus efficace.
- **Flexibilité dans la gestion des matières premières** : les colonnes Preflash permettent le traitement d'une large gamme de matières premières avec des compositions variables. Ils peuvent gérer des mélanges d'aliments avec des concentrations élevées de composants légers, ce qui les rend polyvalents pour différentes applications. [22]

3 Généralité sur la simulation par Aspen Hysys

3.1 Historique

HYSYS a d'abord été conçu et créé par la société canadienne Hyprotech, fondée par des chercheurs de l'Université de Calgary. Le volume de référence HYSYS Version 1.1 a été publié en 1996. En mai 2002, AspenTech a acquis Hyprotech, y compris HYSYS. À la suite d'une décision rendue en 2004 par la Commission fédérale du commerce des États-Unis, AspenTech a été contrainte de céder ses actifs Hyprotech, y compris le code source de HYSYS, pour les vendre finalement à Honeywell. Honeywell a également pu embaucher un certain nombre de développeurs de HYSYS, mobilisant finalement ces ressources pour produire UniSim. L'accord de cession spécifiait qu'Aspentech conserverait les droits de commercialisation et de développement de la plupart des produits Hyprotech (y compris HYSYS) sans redevance. À la fin de 2016, Aspentech continue de produire HYSYS [31].

3.2 Généralité

Généralement, la simulation est un outil utilisé dans divers domaines de l'ingénierie et de la recherche. Elle permet d'analyser le comportement du système avant sa mise en œuvre, et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions de fonctionnement. Il est basé sur le développement du modèle de système, et peut exécuter le programme et en déduire le comportement du système physique analyse. Le modèle n'est pas une représentation précise de la réalité physique, mais il ne peut que restaurer les caractéristiques les plus importantes du système analysé. Il existe plusieurs types de modèles de systèmes physiques : des modèles de représentation basés uniquement sur des relations mathématiques reflétant ses caractéristiques opérationnelles aux modèles de connaissances complexes qui dépendent principalement des objectifs poursuivis. [23]

3.3 Définition du logiciel HYSYS

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de simulation en régime permanent, conception, surveillance, optimisation et planification des performances des produits chimiques, des spécialités chimiques, de la pétrochimie, de l'industrie et de la métallurgie. [24]

3.4 Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS

Pour effectuer des simulations dans HYSYS, les étapes à suivre sont comme suit :

- Dans la première étape, il faut ouvrir une nouvelle page puis entrer la liste des composants dont nous avons besoin dans « components ».
 - Dans la deuxième étape, nous choisissons l'équation d'état dans « Fluid Pkgs ».
 - Après ces deux étapes on peut démarrer la simulation en appuyant sur « Enter simulation environment ».
 - Lorsque on démarre la simulation on doit faire entrer les différents équipements, matières et/ou énergie de l'installation ainsi que les valeurs d'entrée de chaque équipement dans « conditions » et sans oublier les fractions molaires des composants de la matière dans « composition ».
- Ces étapes seront bien montrées avec plus de détails au cours de la présentation de la partie simulation dans le chapitre qui suit.

3.5 Concepts de base du simulateur HYSYS

Afin de bien maîtriser l'outil de simulation HYSYS, nous allons définir les principaux concepts de base et le vocabulaire associé utilisés dans l'étape de construction du modèle de simulation :

- « **Flowsheet** » : il s'agit d'un ensemble d'objets "élément process"(matériaux, énergie, opérations unitaires, courants variables de fonctionnement), qui constituent tout ou une partie du processus de simulation, et utilisent la même base de données thermodynamique "fluide package". Il comporte de nombreuses entités spécifiques : "process flow diagram"(PFD), "Workbook".
- « **Fluid Package** » : il peut définir les composants chimiques et leurs effets dans le processus de simulation, ainsi que les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des substances pures. Il peut également définir des modèles thermodynamiques permettant de calculer les propriétés du mélange et de définir la cinétique des réactions chimiques impliquées dans le processus.
- « **Process Flow Diagram** » : cette partie graphique est utilisée pour visualiser le courant et le fonctionnement unique, représenté par les symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les opérations unitaires courantes et la table attributaire courante.
- « **Workbook** » : permet d'accéder aux informations de flux et de fonctionnement de l'unité sous forme de tableaux de données.
- « **Desktop** » : il s'agit de l'espace principal permettant à HYSYS d'afficher la fenêtre pendant la conception.

- « **Property view** » : contient des informations décrivant l'objet (opération ou courant).
- « **Simulation Case** » : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle. [24]

3.6 Les modèles thermodynamiques de HYSYS

3.6.1 *Les équations d'état*

Les modèles basés sur des équations d'état (RK, SRK, PR, etc.) sont souvent utilisés pour calculer les systèmes d'hydrocarbures et les systèmes proches des idéaux. Par rapport à d'autres modèles, leur avantage réside dans l'utilisation de coefficients d'interaction binaire. Habituellement, l'équation d'état est utilisée pour calculer toutes les caractéristiques du produit en termes de température et de fraction molaire. [23]

3.6.2 *Equation de REDLICH-K WONG (RK)*

Considérée comme l'équation d'état la plus simple, elle est largement utilisée pour prédire l'état de la phase gazeuse. [23]

$$P = \frac{RT}{V-b} - a / \sqrt{T} \frac{1}{V(V+b)}$$

3.6.3 *Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK)*

Cette équation modifie l'équation REDLICH-KWONG et introduit une fonction $a(T)$, qui dépend du facteur d'incitation [23]. L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation

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

SOAVE a introduit la relation suivante pour exprimer la fonction (T) :

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

Avec :

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

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

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

3.6.4 Equation de PENG-ROBINSON (PR)

La différence entre l'équation PENG-ROBINSON et l'équation SOAVE réside dans l'expression du terme d'attraction. Il a été introduit pour améliorer les résultats obtenus grâce à l'équation SAOVE, notamment dans le calcul de la densité de la phase liquide, sans modification du nombre de paramètres :

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

Le terme a(T) est défini comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} a(T_R)$$

Le terme a(T_R) a la même forme générale que l'équation SOAVE. Elle suit la relation (II.4), mais la fonction qui associe le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

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

Ces équations sont largement utilisées dans les modèles de simulation, la production et le traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour le système d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle peut résoudre le problème d'équilibre plus précisément que d'autres équations et prédire la densité du liquide plus en adéquation avec la valeur réelle. [23]

3.7 Domaine d'utilisation de HYSYS

HYSYS a été développé spécifiquement pour l'industrie du gaz et de pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour l'établissement des plans de circulation des fluides de procédé (en anglais PFD : Process Flow Diagram). Pour réaliser une

simulation avec le HYSYS, les étapes nécessaires sont comme suit :

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

3.8 Utilisation de la simulation

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

➤ Dans la conception (engineering) :

- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé
- L'optimisation du procédé

➤ Dans le suivi des procédés :

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

4 Partie expérimentale

4.1 Problématique

Après avoir subi les étapes de prétraitement et de préchauffage, le pétrole est introduit dans la colonne de préflash pour une séparation optimale. Cependant, l'injection élevée de la vapeur stripping dans cette colonne de préflash, visant à augmenter le débit de naphta en sortie, entraîne la présence d'eau dans le naphta final ainsi que la formation des points noirs, ce qui entraîne une diminution de sa qualité.

Par conséquent, il est crucial d'identifier les causes de ce problème et de proposer des solutions permettant de garantir que le naphta satisfait aux normes. Pour résoudre ce problème, il est nécessaire de mener une analyse approfondie des causes et de proposer des solutions appropriées. Il faudra donc identifier :

-l'impact de la vapeur stripping

Il est important d'étudier l'effet de l'injection élevée de vapeur stripping sur la séparation des composants dans la colonne de préflash. Une analyse détaillée peut révéler si la quantité de vapeur stripping est excessive et entraîne une rétention d'eau dans le naphta final. Cette analyse peut également évaluer les interactions entre les différents composants et identifier les conditions optimales pour maximiser l'efficacité de la séparation tout en minimisant la présence d'eau.

-la nature des formations de points noirs

L'apparition de points noirs dans le naphta final peut indiquer la présence de contaminants ou de réactions indésirables. Une analyse approfondie doit être menée pour comprendre les mécanismes de formation de ces points noirs. Cela peut impliquer l'identification des contaminants potentiels, l'évaluation des réactions chimiques indésirables ou des conditions de température et de pression propices à la formation de ces impuretés. Cette analyse permettra de déterminer les mesures nécessaires pour prévenir ou minimiser la formation de points noirs.

4.1.1 Causes du problème

Les causes possibles du problème de présence d'eau dans le naphta dans la colonne de préflash peuvent être les suivantes :

- 1- **Les paramètres opératoires** : La température et pression et le reflux au niveau de la colonne de préflash peuvent avoir un effet sur la qualité du naphta.

- 2- **Injection excessive de vapeur stripping** : L'une des causes principales peut être une injection excessive de vapeur stripping dans la colonne de préflash. L'objectif de cette injection est d'augmenter le débit de naphta en sortie, mais un excès de vapeur stripping peut entraîner une rétention d'eau dans le naphta final et diminue sa qualité.

4.2 Démarche globale du travail

L'objectif de notre travail est d'identifier les causes qui ont entraîné une teneur élevée en eau dans le naphta et de trouver des solutions pour que cette spécification soit conforme aux normes. Une solution envisageable consiste à réduire le stripping par la vapeur dans la colonne de préflash afin d'améliorer la qualité du naphta. Pour cela, notre étude comprendra les étapes suivantes :

-La simulation et l'optimisation des paramètres de fonctionnement (température, pression et débit) du ballon préflash à l'aide du logiciel HYSYS. Cette étape permettra d'identifier les paramètres optimaux qui réduisent la nécessité d'une injection élevée de vapeur stripping.

-La simulation de l'unité 100 pour recueillir les informations nécessaires, telles que la teneur en eau et les autres propriétés du naphta (densité, point final, indice d'octane, etc.), dans le but d'améliorer sa qualité.

L'objectif final sera de trouver les combinaisons optimales de ces paramètres qui permettent de réduire la quantité d'eau dans le naphta et d'améliorer sa qualité, tout en maintenant une efficacité de production élevée.

4.3 Méthodologie

4.3.1 Préparation du brut

Les différentes propriétés du pétrole brut, en l'occurrence sa masse volumique, sa tension de vapeur Reid, sa viscosité, son indice d'acidité ainsi que les points d'éclair, d'écoulement et de congélation, ont été mesurées au laboratoire de la raffinerie conformément à la norme ASTM en vigueur (Voir le tableau 4-1).

4.3.2 Méthode d'analyse

La composition chimique du pétrole brut et ses dérivés a été identifié en utilisant la chromatographie phase gazeuse.

Table 4-1 Différentes opérations réalisées pour analyser le pétrole brut [24].

Nature des opérations	Intitulé des opérations	Normes des essais
Échantillonnage	Échantillonnage des pétroles bruts	Méthode TOTAL 547 / 76
Essais	Distillation TBP des produits pétroliers	ASTM D2892-13
	Détermination de la densité par la méthode du tube en U oscillant	ASTM D4052-11, ASTM 1250-80, ISO 12185-96
	Mesure de la viscosité cinématique manuelle	ASTM D445-06, ISO 3104-94
	Détermination de la teneur en eau dans les produits pétroliers (méthode de distillation)	ASTM D95-05, ISO 3733-99
	Détermination de la teneur totale en soufre méthode par fluorescence ultraviolette (UV) et (RX)	ASTM D5453-09, ISO 20 846-11
	Détermination de l'indice d'acide dans les pétroles bruts et produits pétrolier, méthode par titrage en présence d'indicateur coloré	ASTM D974-04, ISO 6618-97
	Point d'éclair en vase clos -	Méthode TAG ASTM D56-10
	Détermination de l'indice de réfraction	ASTM D1218-12, ISO 566-83
	Détermination de la tension de vapeur Reid	ASTM D323-08, NF M 07-007
	Détermination de la teneur en eau et sédiment par centrifugation.	ASTM D97-11, ASTM D2500-11, ISO 3016- 95
	Détermination de la teneur en résidu Conradson - Méthode	Micro ASTM D1500-04, ISO 2049-96
	Distillation manuelle des produits pétroliers à pression atmosphérique	ASTM D4530-11, ISO 10370-93
	Détermination du point d'écoulement du pétrole brut	ISO 12156-1/06
	Détermination du point d'écoulement et de trouble des produits pétroliers	ASTM D5853
	Détermination des éléments métalliques	ASTM D6595, ASTM D6728
Détermination de la Teneur en paraffines	Méthode UOP 46-64	
Calculs	Calcul du Poids moléculaire	Abaque UOP 375-59

4.3.2 Paramètres essentiels pour la simulation

Cette partie consiste à réaliser une simulation du cas réel, en utilisant les données réelles *de l'unité*. Il est essentiel de mener une étude approfondie sur le fonctionnement réel de l'unité afin d'améliorer ses performances de manière significative.

- Propriétés physicochimiques du pétrole brut

Dans le tableau ci-dessous, nous présentons les principales caractéristiques du pétrole brut étudié dans le tableau 4-2.

Table 4-2 Caractéristiques physico-chimiques du brut.

Caractérisation	Résultats
Masse volumique à 20 °C	0.7996
SpGr 60°F/60°F	0.8042
°API	44.5
Specific gravity	0.8
Viscosité cinématiques en cSt à :	
- 20 °C	3.179
- 37,8 °C	2.355
Tension de vapeur Reid (Kg/cm ²)	0.639
Teneur en eau par extraction (% Vol)	/
Teneur en eau et sédiments, BSW (% Vol)	0.1
Point d'éclair	<5
Point de congélation (°C)	-36
Point d'écoulement (°C)	-33
Indice d'acidité (mg KOH/g)	1.125
Facteur de caractérisation Kuop	12.35
Teneur en soufre (ppm)	709
Teneur en Mercure (ppb)	3.7
Teneur en Nickel (ppm)	0.6
Teneur en Vanadium (ppm)	0.9
Teneur en Calcium (ppm)	0.2
Pouvoir calorifique supérieur (Kcal/Kg)	11125
Poids moléculaire (g/mole)	

L'échantillon du pétrole brut prélevé est un pétrole selon la valeur de sa densité ($d_{4\ 15} = 0.7996$). Son point d'éclair bas et la valeur de sa TVR, montrent qu'il contient une proportion assez importante en hydrocarbures légers. La faible variation de la viscosité mesurée à 20°C et à 37,8°C, la valeur de son KUOP et celle du point d'écoulement indiquent qu'il est à tendance paraffinique. Aussi la valeur de son poids moléculaire élevée s'explique par la prédominance des paraffines. Ce pétrole se caractérise aussi par l'absence d'eau et une faible teneur en sédiments ainsi qu'une faible

teneur en soufre. Il est également très peu acide et la valeur de son pouvoir calorifique calculée montre que les produits énergétiques présents dans ce pétrole possèdent une meilleure qualité de combustion.

- La distillation TBP du pétrole brut :

Les différents distillats récupérés sont présentés dans le tableau 4.3.

Nous remarquons Les fractions acquises deviennent d'autant plus denses ou lourdes à mesurer que la distillation du pétrole brut approche la fin du processus. Cette tendance est généralement due à l'augmentation d'une part des hydrocarbures lourds et d'autre part à la diminution continue des hydrocarbures légers dans les fractions pétrolières du pétrole brut. En premier lieu, nous avons recueilli les gaz non condensables qui représentent 3,34% volumique du volume total. Après une distillation à pression atmosphérique, jusqu'à 260°C, nous avons récupéré 08 fractions pétrolières dont le pourcentage volumique représente 50.83% par rapport à la charge. C'est ce qui montre que le brut est riche en produits légers.

Table 4-3 Distillation TBP du pétrole brut.

% vol.	% Poids	Températures °C
13.07	10.36	75
20.93	17.46	105
27.44	22.51	135
34.24	30.05	165.5
39.61	35.27	190.5
44.38	39.98	215
51.12	46.76	240
55.11	50.83	260
60.51	56.41	290
64.09	60.14	310
68.76	65.05	340

- Composition de la fraction légère :

Il nous a semblé important de connaître la composition qualitative et quantitative de la fraction légère issues du pétrole brut. Le tableau ci-dessous présente la composition massique de la fraction obtenue par chromatographie en phase gazeuse.

Table 4-4 *Composition de la fraction légère utilisée*

Constituants	% Poids	% Volume
C2	0.00	0.00
C3	0.19	0.31
i C4	0.33	0.47
n C4	2.1	2.87
i C5	0.52	0.65
n C5	0.18	0.23
Total	3.32	4.53

- Les conditions d'alimentation :

Afin de résoudre le problème de contamination du naphta par l'eau, il est nécessaire de déterminer les données suivantes concernant la charge d'alimentation regroupées dans le tableau 4.3.

Table 4-5 *Les conditions d'alimentation*

Paramètre	Valeur
Température (°C)	27
Pression (bar g)	1
Débit (tonne/ h)	455.625

4.4 Etapes de la simulation par le logiciel HYSYS :

La procédure de démarrage de la simulation HYSYS comprend les étapes suivantes :

- Créer un nouveau cas en ouvrant un nouveau projet dans le programme (New Case) comme indiqué dans la figure 4-1.

- Ajouter une nouvelle liste de composants en créant une nouvelle liste de composants (New Component List). Dans notre exemple, nous incluons les composants suivants : éthane, i-Butane, n-Butane, i-Pentane, n-Pentane.etc (Voir figure 4-2).
- Sélectionner le modèle thermodynamique requis en accédant à l'icône "Fluid Pkgs". Cela ouvrira une nouvelle fenêtre où l'on peut choisir le modèle souhaité. Dans le domaine du raffinage, le modèle thermodynamique le plus couramment utilisé est le modèle de Peng-Robinson. Par conséquent, pour ce travail, nous avons opté pour le modèle de Peng-Robinson.
- Après avoir choisi le modèle thermodynamique, il est nécessaire de préciser le domaine du travail, ainsi on passe à ‘’oïl environnement’’ , ainsi on sera sur notre page de corrélation, et applique le deux types de la distillation désirée (ASTM ou TBP).

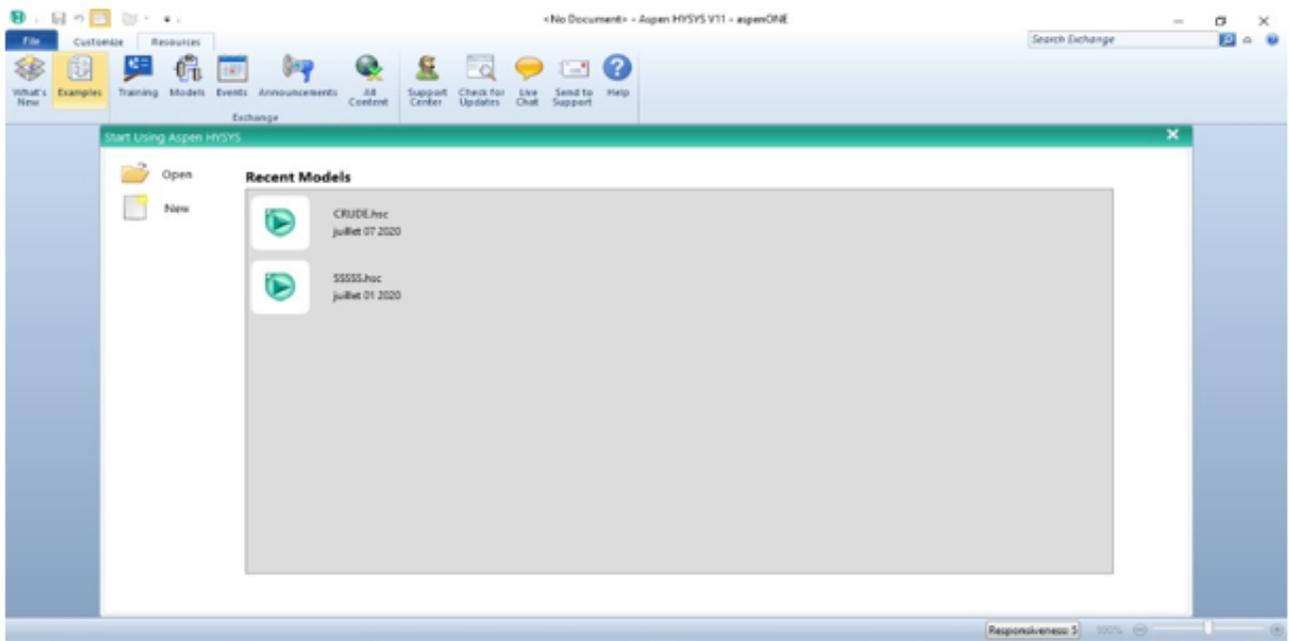


Figure 4-1 Fenêtre de démarrage de logiciel HYSYS.

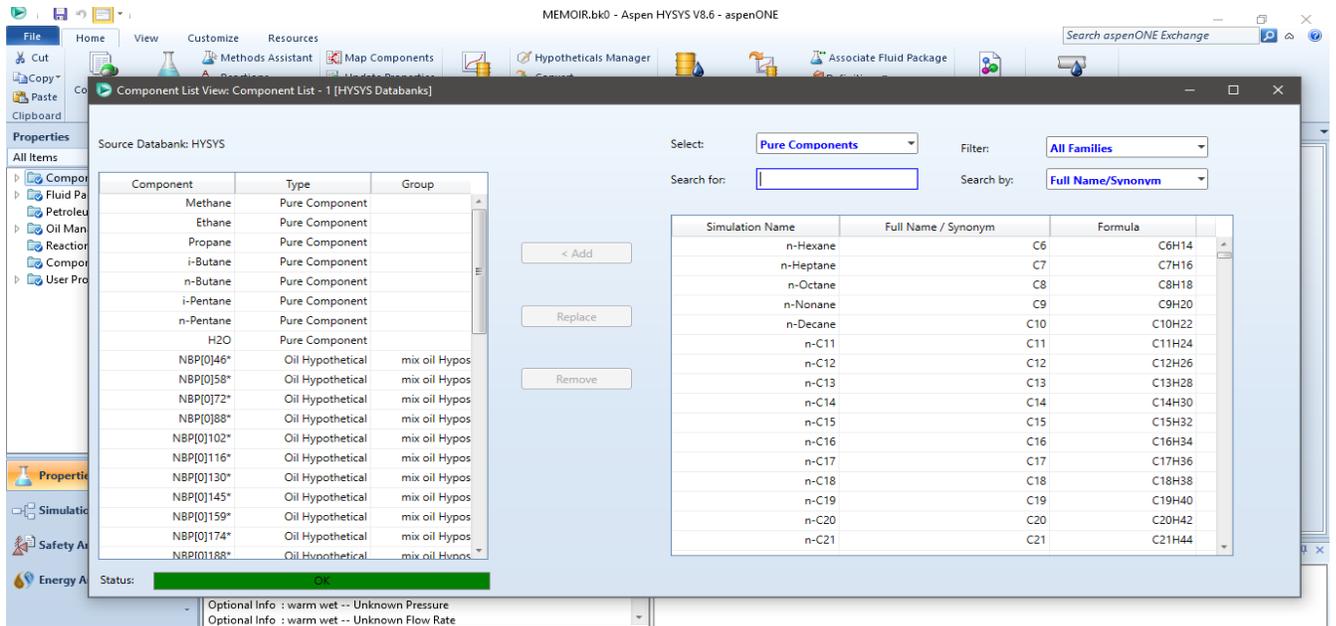


Figure 4-2 Introduction des compositions.

Lorsqu'il s'agit de choisir un modèle thermodynamique pour les systèmes d'hydrocarbures, l'équation de PENG ROBINSON est largement recommandée. Cette équation a démontré sa capacité à résoudre correctement les problèmes d'équilibre et à prédire des densités liquides plus conformes aux valeurs réelles que d'autres équations. Elle contient les formules nécessaires pour traiter efficacement le problème. Ainsi, dans notre étude, nous avons sélectionné l'équation de PENG ROBINSON comme modèle thermodynamique pour obtenir des résultats précis et fiables.

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

Les paramètres a et b sont calculés à partir des coordonnées du point critique (mesurables expérimentalement) :

$$a = 0.45724 \cdot \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \quad b = 0.07780 \cdot \frac{RT_c}{P_c}$$

Avec: $\alpha(T) = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2$ et $m = 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992\omega^2$

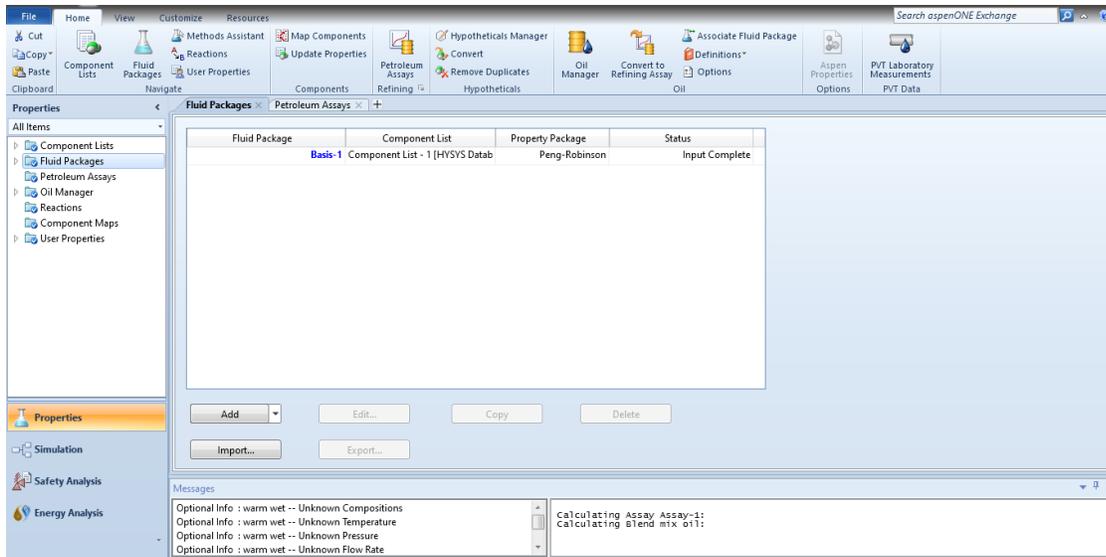


Figure 4-3 choix de model thermodynamique (Package properties).

Après avoir sélectionné le modèle thermodynamique, il est essentiel de définir le contexte spécifique de notre travail. Pour ce faire, nous nous dirigeons vers la section (Oil Environment) de HYSYS, où nous pouvons accéder à la page de corrélation. Sur cette page, nous configurons le type de distillation souhaité, tel que la distillation TBP (True Boiling Point), et nous spécifions la quantité des composés ainsi que leur densité.

Dans cette étape, nous introduisons les composants de la fraction légère du pétrole brut, qui comprennent : H₂O, éthane, méthane, i-butane, n-butane, i-pentane et n-pentane.

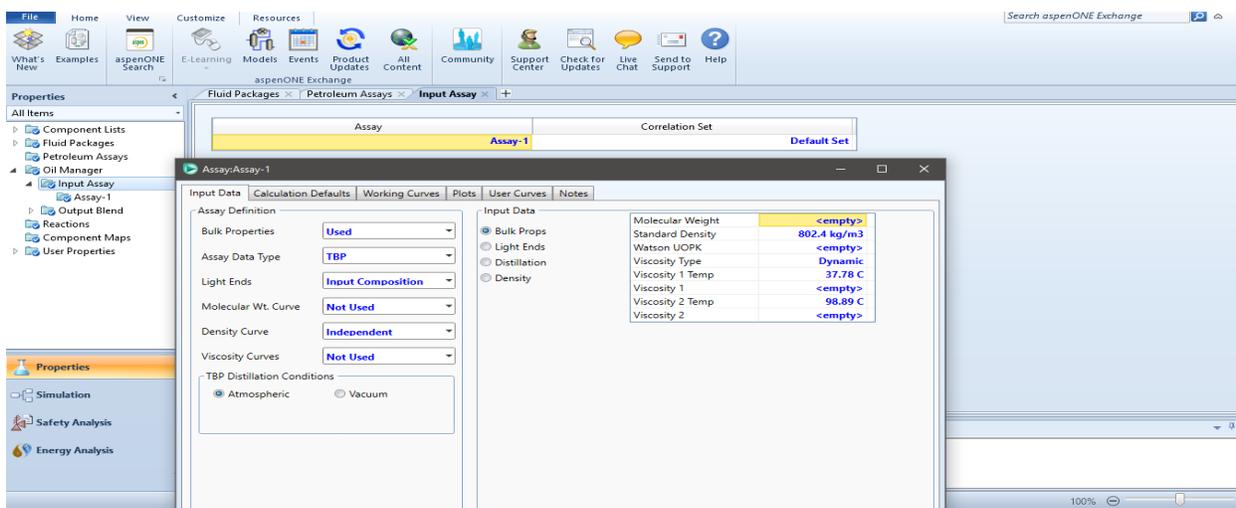


Figure 4-4 Introduction des propriétés du pétrole brut.

Afin d'introduire les données de distillation TBP, nous suivons les étapes suivantes :

- **Input Assay** : Nous sélectionnons l'option "Input Assay" dans HYSYS.
- **Input Data** : Nous saisissons les données pertinentes pour notre distillation TBP, telles que les températures et les fractions de distillation.
- **Assay Definition**: (--density curve: Independent)
- **Distillation-data** : Nous introduisons les valeurs correspondantes à chaque fraction de distillation, en fonction des températures de distillation et des fractions massiques.

Ces étapes nous permettent de fournir les données nécessaires pour la distillation TBP et de définir la répartition des composants en fonction de leur température d'ébullition réelle.

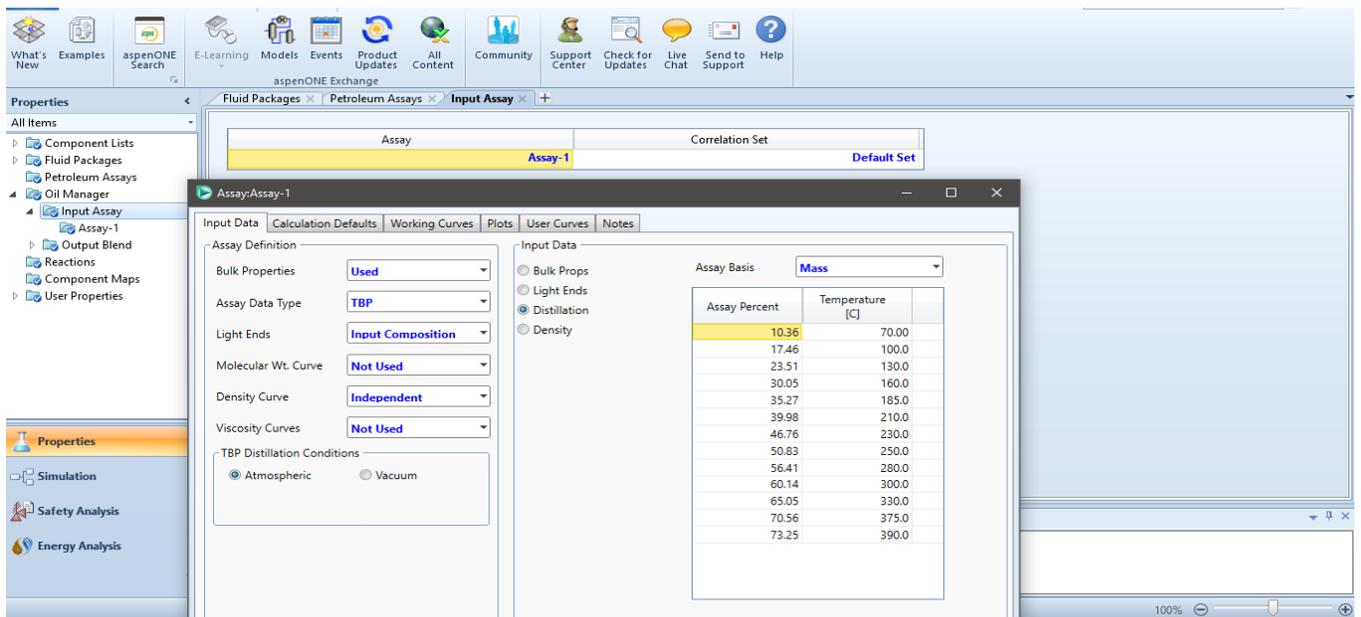


Figure 4-5 Introduction des propriétés du pétrole brut.

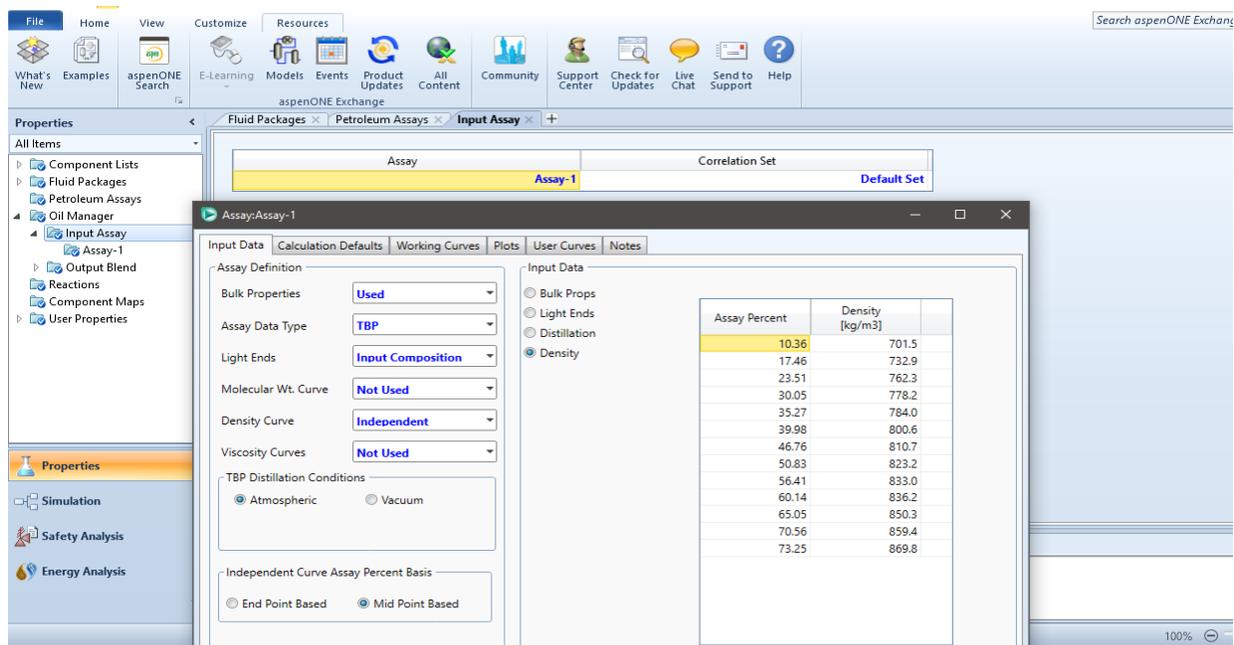


Figure 4-6 Introduction des propriétés du pétrole brut.

Pour introduire la composition de la fraction légère, les étapes sont les suivantes :

1. **Input Assay** : Nous sélectionnons l'option "Input Assay" dans HYSYS.
2. **Input Data** : Nous saisissons les données pour la composition de la fraction légère, telles que les pourcentages massiques des différents composants.
3. **Assay Definition** : Nous spécifions le type de données comme étant "Bulk Properties Used".
4. **Lights Ends** : Nous introduisons les valeurs correspondantes aux pourcentages massiques des composants de la fraction légère, tels que H₂O, éthane, méthane, i-butane, n-butane, i-pentane et n-pentane.

Ces étapes nous permettent d'entrer les données de composition pour la fraction légère du pétrole brut dans le logiciel, en spécifiant les pourcentages massiques des différents composants.

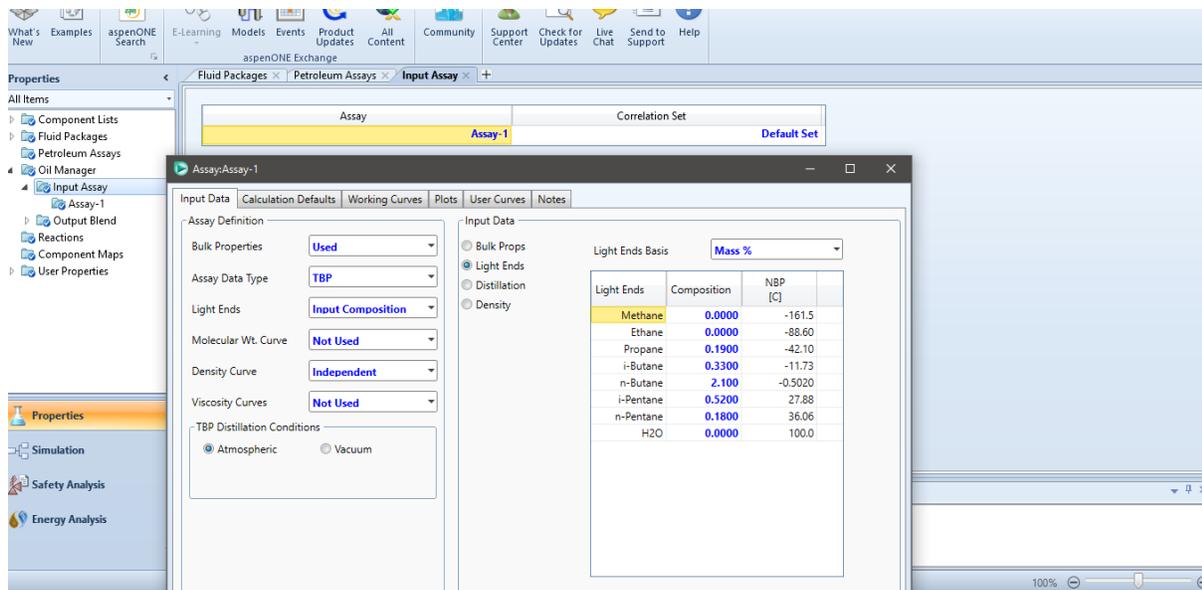


Figure 4-7 Introduction des propriétés du pétrole brut.

Après avoir introduit toutes les données nécessaires, on nomme le brut « Crude » et nous procédons à la configuration des conditions opérationnelles pour les différentes étapes de la simulation. Voici les conditions à mettre en place :

- Alimentation en pétrole brut (Crude Oil Feed) : Température de 37.78°C, pression de 21.70 Bar, débit de 669,1 m³/h.
- Sortie du premier réchauffeur (heater-1 outlet) : Température de 126.7°C, pression de 21.28 Bar.
- Sortie du dessaleur (Desalter outlet) : Température de 126.7°C, pression de 21.28 Bar, débit de 3.312 m³/h d'eau.
- Sortie du deuxième réchauffeur (heater-2 outlet) : Température de 101°C, pression de 9.5 Bar.

Ces conditions sont essentielles pour la simulation et permettent de définir les paramètres de fonctionnement nécessaires à chaque étape du processus.

Le logiciel Hysys nous a permis de générer le schéma synoptique suivant :

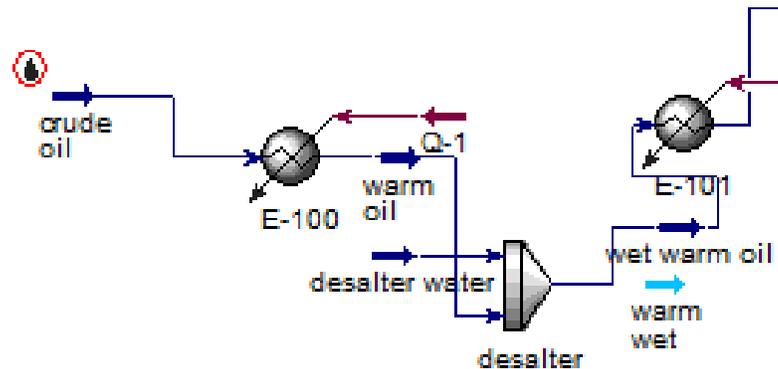


Figure 4-8 Schéma de l'installation de prétraitement

Description générale du processus

Le pétrole brut est d'abord chauffé dans le premier réchauffeur (heater 1). Ensuite, il est mélangé avec de l'eau dans le mélangeur. Après cette étape, le mélange passe par le deuxième réchauffeur (heater 2) où il est encore davantage chauffé. Enfin, le mélange chaud est envoyé dans le dessaleur pour séparer l'eau et les gaz du pétrole brut.

➤ *Zone de flash (balon de flash)*

Une fois l'eau éliminée, le pétrole brut est envoyé vers le ballon de flash avant d'entrer dans la colonne de préflash. Cette zone permet la séparation entre la phase vapeur et la phase liquide du mélange. La conception de cette zone est cruciale pour assurer une séparation efficace des phases et protéger les parois de la colonne contre les effets de l'érosion.

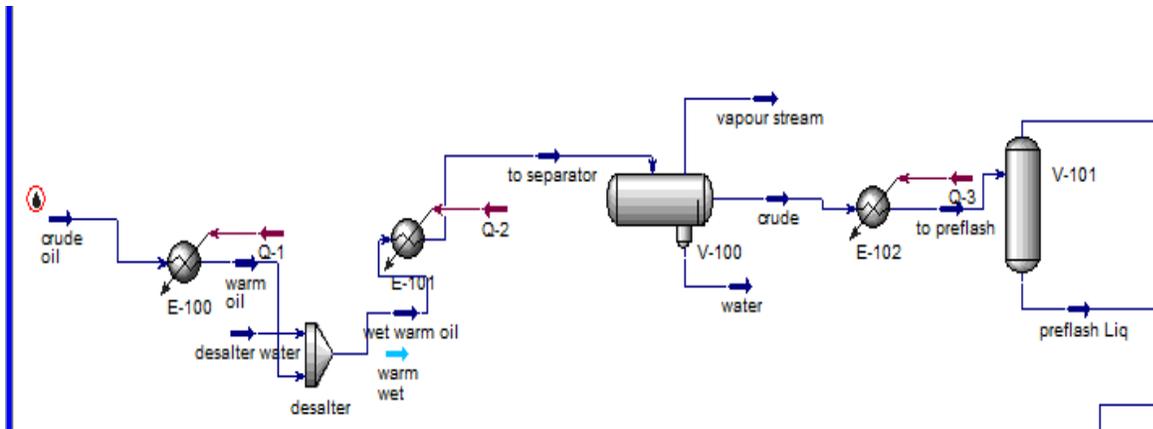


Figure 4-9 Schéma de distillation atmosphérique (partie 1)

➤ **Colonne de préflash**

Après la séparation du pétrole brut en phase vapeur et en phase liquide, le crude est malaxé dans le mélangeur avant d'être introduites dans la colonne de préflash.

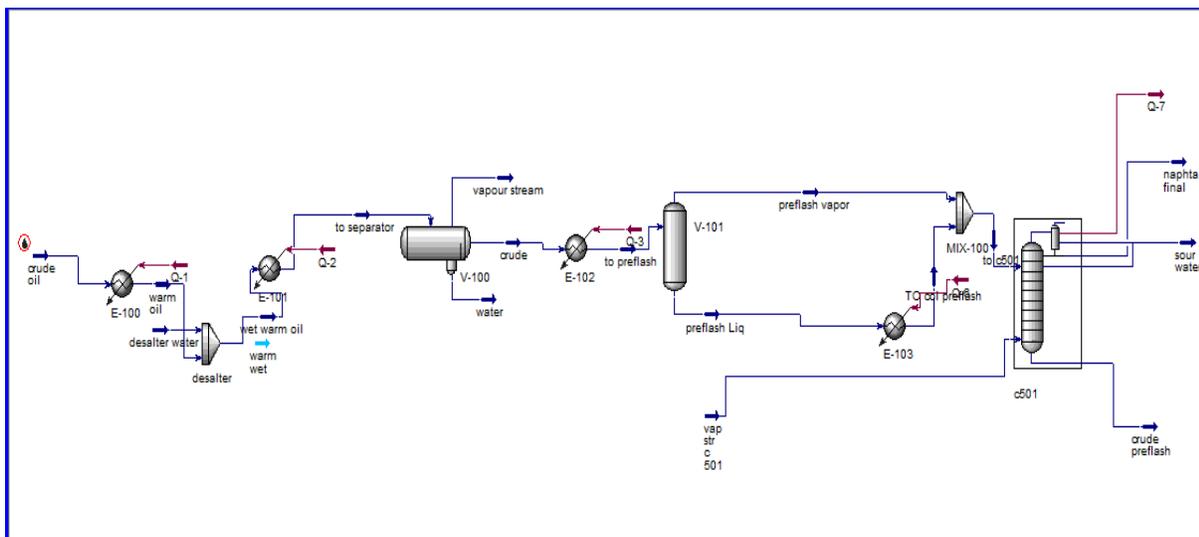


Figure 4-10 Schéma de distillation atmosphérique avec un colonne de préflash (partie 2)

➤ **La vapeur stripping**

Nous avons effectué une simulation pour évaluer l'impact de l'injection de vapeur de stripping dans la colonne de préflash sur le débit de naphta final. Dans cette simulation, nous avons utilisé les paramètres suivants : une température de 270°C, une pression de 16 bar et un débit de vapeur de stripping de 5,5 tonnes par heure. Ces valeurs ont été spécifiquement choisies pour analyser

les effets de l'injection de vapeur de stripping sur le débit et la qualité du naphta obtenu à la sortie de la colonne de préflash.

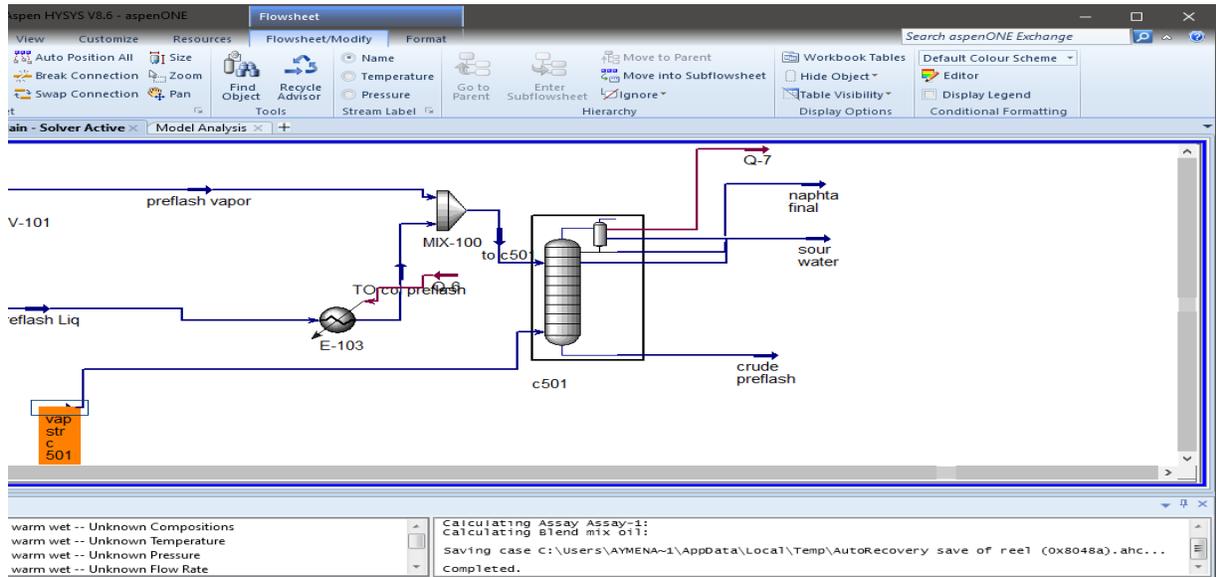


Figure 4-11 l'injection de la vapeur stripping dans la colonne de préflash

Les paramètres opératoires de la colonne préflash (Tableau 4.6)

Table 4-6 Spécification de la colonne préflash.

Paramètre	Valeur
Pression du condenseur (Bar)	2.7
Pression du fond (Bar)	3.5
Température du condenseur (°C)	170.5
Température du sommet (°C)	158.3
Température du fond(°C)	162.7

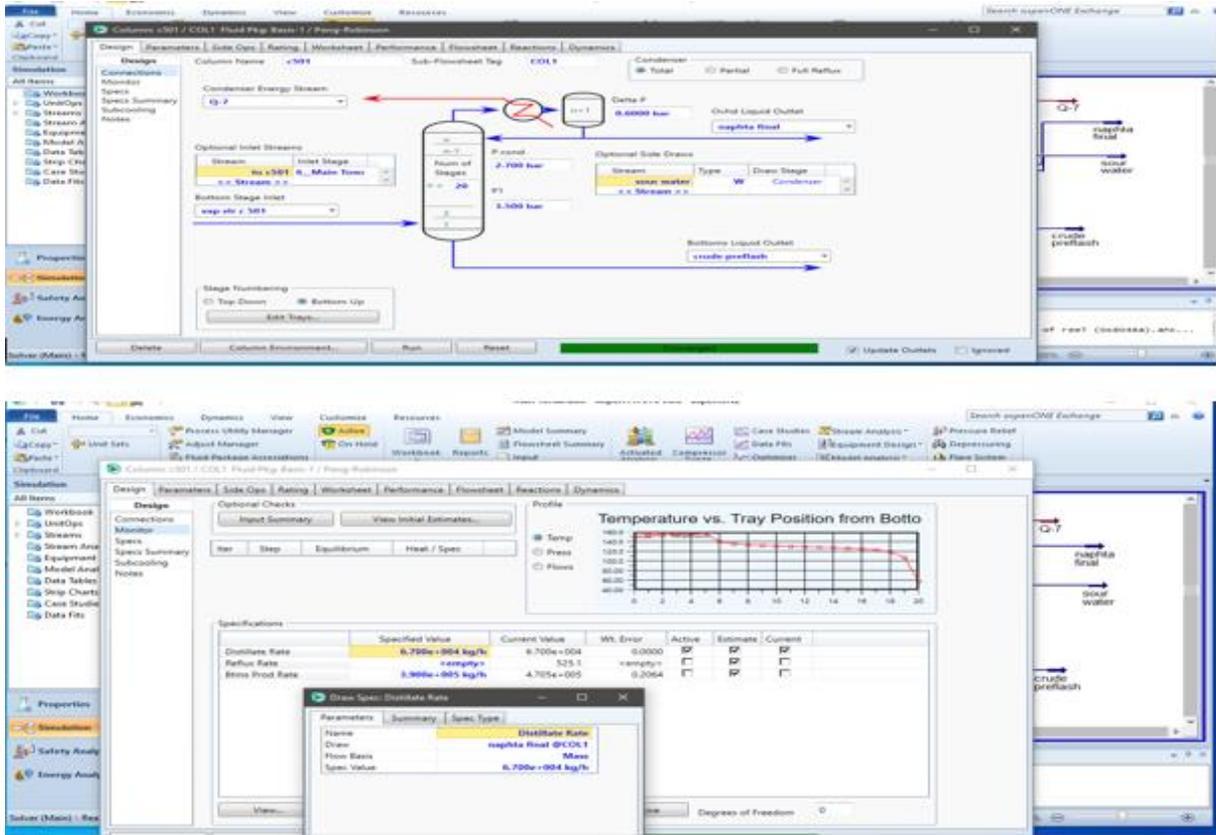


Figure 4-12 les paramètres de la colonne de préflash introduite

5 Résultats et Discussions

Ce chapitre est consacré aux interprétations des résultats issus de la simulation par HYSYS.

5.1 Résultats de la simulation :

5.1.1 Influence des paramètres opératoire de la colonne préflash sur la qualité de naphta

Dans cette partie de la simulation, nous avons analysé l'influence des paramètres opératoires de la colonne de préflash sur la qualité du naphta. Les paramètres opératoires étudiés comprenaient la température au sommet de la colonne, la pression de la colonne, le débit de reflux, et d'autres paramètres pertinents. Notre objectif était de déterminer comment ces paramètres affectent la qualité du naphta produit dans la colonne de préflash.

➤ Cas d'étude :

Les résultats de la simulation de l'unité 100 nous ont permis d'obtenir des informations précieuses sur les relations entre les paramètres opérationnels et la qualité du naphta dans la colonne de préflash. Les caractéristiques du naphta simulé sont présentées dans le tableau suivant :

Table 5-1 Caractéristiques du naphta

Paramètre	Valeur
Température sortie tête de colonne	107.1 °C
Pression sortie tête de colonne	3.3 bar
Débit massique	67 Tonne/h
Débit volumique du naphta	101.4 m ³ /h
Densité de naphta	627 kg/h
D86 FBP (point finale de naphta)	126.4 °C

➤ **Cas manuelle**

Nous avons également réalisé des expériences pratiques en modifiant manuellement les paramètres opérationnels de la colonne de préflash dans l'unité réelle. Nous avons ajusté la température de la tête de colonne, la pression, le débit de reflux et d'autres paramètres pour évaluer leur impact sur la qualité du naphta. Avant et après chaque modification, nous avons procédé à une analyse approfondie de la qualité du naphta, en prenant en compte des paramètres tels que la densité et le point final. Ces expériences pratiques nous ont permis de confirmer les résultats obtenus par la simulation et d'obtenir une meilleure compréhension de l'effet réel des modifications des paramètres opérationnels sur la qualité du naphta.

Les paramètres de fonctionnement de la colonne préflash après ajustement manuel sont présentés dans le Tableau 5-2.

Table 5-2 Spécification de la colonne préflash après la modification

Paramètre	Valeur
Pression du condenseur (Bar)	2.98
Pression du fond (Bar)	3.9
Température du condenseur (°C)	170.5
Température du sommet (°C)	158.3
Température du fond(°C)	162.6
Reflux	60 m ³ /h

Après avoir ajuster les paramètres de la colonne de préflash et introduit le vapeur stripping. Les caractéristiques du naphta sont mesurées et puis inscrit dans la tableau 5-3.

Table 5-3 caractéristique des naphta après ajustement des paramètres.

Paramètre	Valeur
Température sortie tête de colonne	133.6°C
Pression sortie tête de colonne	3.18 bar
Débit massique	39.85 Tonne/h
Débit volumique du naphta	60 m ³ /h
Densité de naphta	632.4 kg/m ³
D86 FBP (point finale de naphta)	170.8

5.1.1.1 Discussions des résultats

En analysant les résultats de la simulation, nous avons constaté que les paramètres opérationnels ont une influence significative sur la qualité du naphta final. Par exemple, nous avons observé qu'une augmentation de la température de la tête de colonne, de la pression de fond et de la pression de condensation peut entraîner une diminution de la densité du naphta et une amélioration du point final, ce qui se traduit par une meilleure qualité du naphta.

D'autre part, nous avons également observé qu'une réduction du reflux dans la colonne de préflash a un impact notable sur la qualité du naphta. Lorsque le reflux est réduit, la séparation des composants volatils et non volatils devient moins efficace. Cela peut entraîner une rétention accrue de contaminants indésirables tels que l'eau et les impuretés dans le naphta final. Par conséquent, la densité du naphta peut augmenter tandis que sa qualité diminue.

Ces observations soulignent l'importance de contrôler et d'optimiser les paramètres opérationnels de la colonne de préflash afin d'obtenir un naphta de haute qualité. Il est essentiel de trouver un équilibre entre les différentes variables afin de maximiser la séparation des composants indésirables et d'obtenir un produit final répondant aux spécifications requises.

➤ **Cas design :**

Après avoir introduit les paramètres de conception de la colonne dans le logiciel de simulation, nous avons remarqué que la colonne apparaît entièrement en rouge (Voir Figure 5-1), ce qui indique des problèmes de fonctionnement. En d'autres termes, nous constatons la présence de phénomènes tels que l'engorgement, le pleurage et d'autres problèmes.

Ces indications de problèmes de fonctionnement dans la colonne nécessitent une attention particulière. L'engorgement se produit lorsque la charge de la colonne dépasse sa capacité maximale, ce qui peut entraîner une mauvaise séparation des composants et une baisse de l'efficacité de la colonne (Voir Figure 5-2). Le pleurage, quant à lui, se produit lorsque le liquide s'accumule et coule le long des plateaux de la colonne, créant ainsi des perturbations dans le processus de séparation (Voir Figure 5-3).

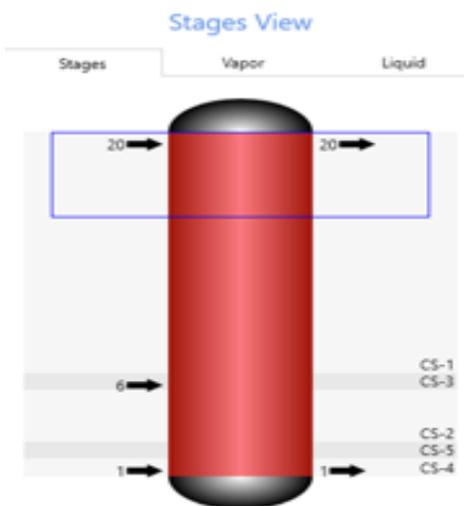


Figure 5-1 Plateaux de la colonne de pré distillation

Il est important de noter que l'engorgement peut entraîner une distribution inadéquate des fluides à travers les plateaux de la colonne. Cette distribution inefficace peut compromettre l'efficacité de la séparation des composants et entraîner une rétention accrue de contaminants dans le naphta final.

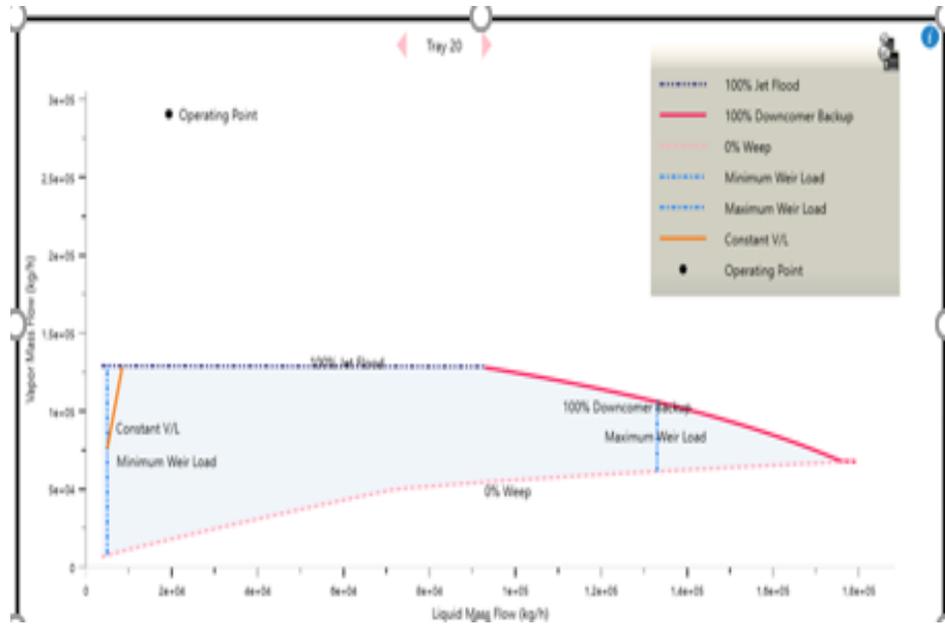


Figure 5-2 phénomène de l'engorgement

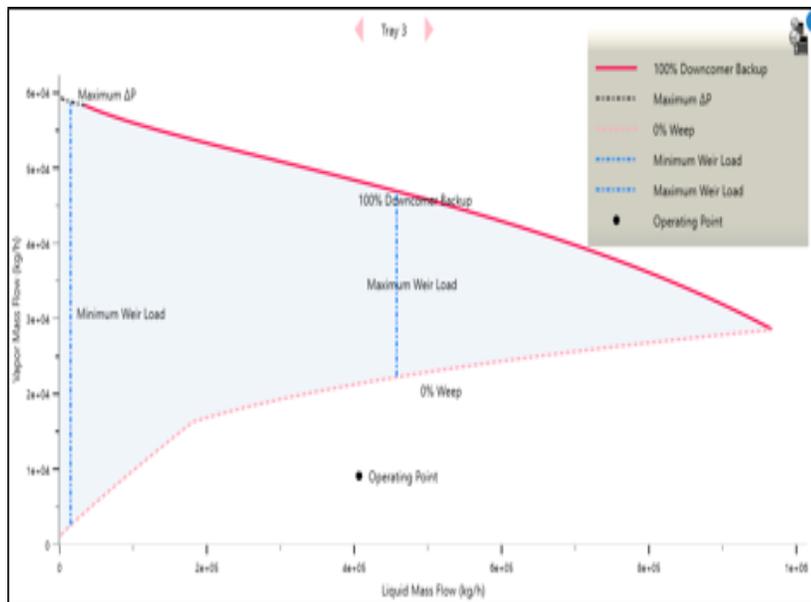


Figure 5-3 Phénomène de pleurage.

Face à ces problèmes, il est important de revoir les paramètres de la colonne et d'effectuer des ajustements pour résoudre les problèmes d'engorgement, de pleurage et d'autres problèmes identifiés. Cela peut inclure la modification des débits, des pressions, des températures, des reflux et d'autres paramètres opérationnels de la colonne afin de rétablir un fonctionnement optimal.

Le tableau suivant illustre l'effet de la vapeur stripping sur les plateaux de la colonne.

Table 5-4 L'influence de la vapeur stripping sur les plateaux de la colonne.

Nbre d'essai	Débit (Kg/h)	Vue des plateaux		
		Pleurage	Début d'engorgement ou pleurage	Engorgement
01	5500	1-6	/	7-20
02	5000	1-6	/	7-20
03	4500	1-6	/	7-20
04	4000	1-6	8-16	7 17-20
05	3500	1-6	8-20	7
06	3000	1-6	17-20	/
07	2500	1-6	/	/
08	2000	1-6	/	/
09	1500	1-6	/	/
10	1000	1-5	6	/
11	800	1-5	6	/

Pour remédier à ces problèmes, il est essentiel de revoir et d'ajuster les paramètres de fonctionnement de la colonne. Cela implique l'optimisation des débits de vapeur, l'amélioration de la répartition du liquide sur les plateaux, l'équilibrage des pressions et des températures, ainsi que l'évaluation des capacités de traitement de la colonne.

Une étude approfondie des paramètres opératoires permettra d'identifier les ajustements nécessaires pour optimiser le fonctionnement de la colonne. Il peut être indispensable d'augmenter ou de réduire les débits de vapeur pour assurer une bonne séparation des composants. Il faut avoir à une répartition homogène du liquide sur les plateaux, afin de maximiser la surface de contact entre les phases et améliorer l'efficacité de la séparation.

Parallèlement, l'ajustement optimal des pressions et des températures entre les différentes zones et tout au long de la colonne est essentiel pour assurer un fonctionnement fluide et éviter les problèmes d'engorgement ou de pleurage. Enfin, il est important d'évaluer les capacités de traitement de la colonne afin de s'assurer qu'elle fonctionne dans des limites acceptables. Cela peut nécessiter des tests supplémentaires et des analyses approfondies pour déterminer les capacités maximales de la colonne et éventuellement envisager des améliorations de sa conception ou ses paramètres de fonctionnement.

En mettant en œuvre ces ajustements et ces évaluations, il est possible de résoudre les problèmes rencontrés dans la colonne et d'optimiser son fonctionnement pour obtenir une meilleure qualité du naphta final.

Pour cela, nous avons procédé à une modification aux niveaux des plateaux. Le tableau suivant regroupe les modifications effectuées au niveau du chaque plateau.

Table 5-5 Modification des paramètres de colonne

Plateau	Les modifications
1 et 2	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Diminuer le nombre de valve (de 180 à 46 valves) ▪ Augmenter la charge maximale de déversoir (de 117 à 135 m³/h) ▪ Augmenter la largeur de déversoir : <p>-Largeur supérieure de tuyau de descente: coté (de 550 à 600 mm) milieu (de 626 à 700 mm)</p> <p>-Largeur du fond du déversoir : coté (de 450 à 500 mm) milieu (de 526 à 600 mm)</p>
3 à 5	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Diminuer le nombre de valve (de 180 à 63 valves) ▪ Augmenter la charge maximale de déversoir (de 117 à 130 m³/h) ▪ Augmenter la largeur de déversoir : <p>-Largeur supérieure de tuyau de descente: coté (de 550 à 650 mm) milieu (de 626 à 700 mm)</p> <p>-Largeur du fond du déversoir : coté (de 450 à 650 mm) milieu (de 526 à 600 mm)</p>
6	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Diminuer le multiplicateur de chute de pression (1 à 0.3) ▪ Augmenter la charge maximale de déversoir (de 117 à 140 m³/h) ▪ Augmenter la largeur de déversoir <p>-Largeur supérieure de tuyau de descente: coté (de 550 à 600 mm) milieu (de 626 à 700 mm)</p> <p>-Largeur du fond du déversoir : coté (de 450 à 500 mm) milieu (de 526 à 600 mm)</p>

Après avoir apporté les modifications nécessaires aux paramètres de la colonne de préflash et les avoir intégrées dans le logiciel de simulation, nous avons observé une uniformité de couleur bleue sur les plateaux, comme le montre la figure ci-dessous. Cela indique l'absence de problèmes d'engorgement et de pleurage dans la colonne.

En corrigeant les paramètres opératoires et en veillant à une distribution appropriée des fluides sur les plateaux, nous avons réussi à résoudre les problèmes antérieurs et à améliorer l'efficacité de la colonne de préflash. Cette uniformité de couleur bleue témoigne de la bonne répartition des phases et de l'absence de stagnation ou de fuite de liquide.

Ces résultats sont encourageants, car ils indiquent que les ajustements apportés aux paramètres opératoires ont permis de stabiliser le fonctionnement de la colonne de préflash et d'assurer une séparation efficace des composants. Cela contribue à garantir la qualité optimale du naphta final.

Il convient de souligner que ces résultats sont basés sur la simulation et des quelques essais pratiques et il faudra mener d'autres essais expérimentaux pour valider les performances réelles de la colonne. Cependant, ces observations préliminaires sont prometteuses et constituent un pas en avant vers l'amélioration du fonctionnement de l'unité de production réelle.

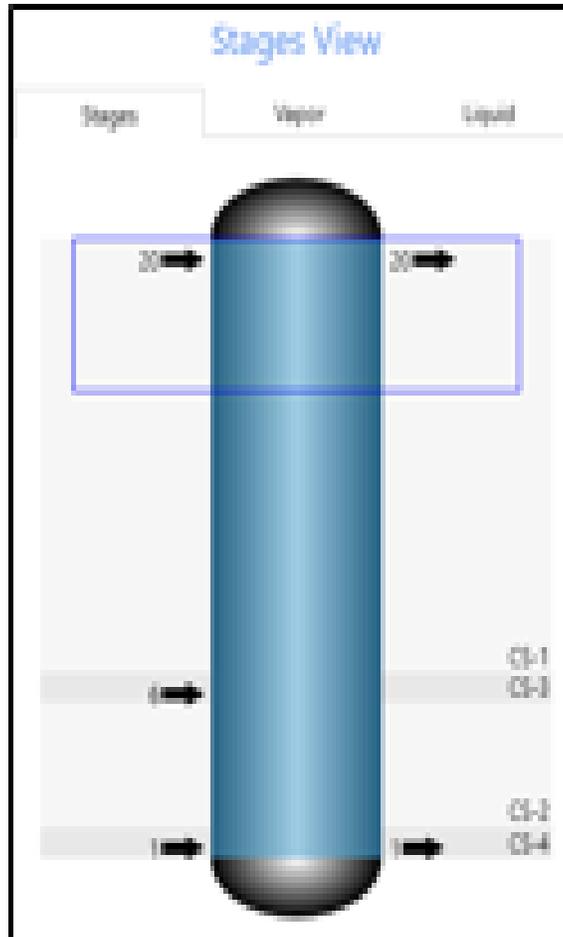


Figure 5-4 le plateau après l'ajustement des paramètres.

5.1.2 Influence de la vapeur stripping sur la qualité de naphta

Dans cette partie, nous nous concentrons sur l'impact de l'injection de vapeur de stripping sur la qualité finale du naphta, notamment sa densité, son débit massique, son point final, sa température et sa pression de tête. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableaux suivants.

5.1.2.1 Influence de la vapeur stripping sur la densité

Le tableau 5-6 présente les mesures de densité en fonction de débit de la vapeur de stripping. Les résultats démontrent clairement l'impact significatif de l'injection de vapeur de stripping sur la densité du naphta final. Il est observé que l'usage excessif de la vapeur de stripping entraîne généralement une diminution de la densité du naphta (Voir Figure 5-5). Ce phénomène peut être attribué à la volatilisation des composés plus lourds et à leur séparation de la phase liquide, ce qui réduit la densité globale du naphta. Il est cependant important de noter que cette diminution

dépend non seulement de débit de l'injection de vapeur mais aussi de la température et la pression de la colonne.

Table 5-6 Effet de débit d'injection de la vapeur stripping sur la densité du naphta.

vap stripping kg/h	5500	5000	4000	3000	2000	1000	750	500	250	100	50
densite kg/m ³	642.5	641.5	641.1	640.3	639.9	639.8	639.6	639.1	638.8	638.6	638.4

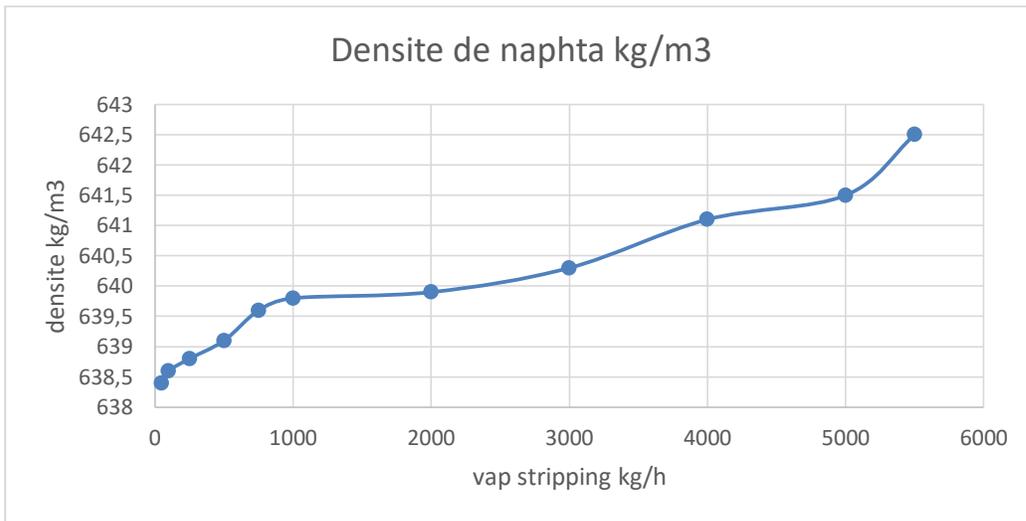


Figure 5-5 Densité de naphta en fonction de la vapeur stripping.

A partir de la figure 5-5, nous constatons que la densité du naphta varie linéairement avec le débit de la vapeur de stripping pour des valeur comprise entre 1 et 1000 kg/h, puis elle augmente d'une façon significative dans l'intervalle de 2000 à 6000 kg/h. Autrement dit, une diminution du débit de vapeur stripping dans la colonne de préflash entraîne une diminution de la densité du naphta final. Cette diminution de la densité peut être attribuée à la réduction de la quantité de composés lourds et non volatils présents dans le naphta, indiquant ainsi une amélioration de sa composition et une réduction des impuretés donc la qualité de naphta augmente.

5.1.2.2 Effet vapeur stripping sur de Débit massique du naphta

Le tableau 5-7 présente les résultats de mesure du débit massique du naphta en fonction de l'utilisation de la vapeur de stripping. Les données indiquent que l'injection de vapeur de stripping a un effet notable sur le débit massique du naphta. Il est observé que l'augmentation de la quantité

de vapeur de stripping entraîne généralement une augmentation du débit massique du naphta. Cela peut être attribué à l'effet de la vapeur de stripping qui favorise la volatilisation et l'évaporation des composés plus légers présents dans le naphta, augmentant ainsi le flux massique du produit final. Cependant, il convient de noter que dépend aussi de la température et la pression de la colonne.

Table 5-7 Effet de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta.

vap stripping kg/h	5500	5000	4000	3000	2000	1000	750	500	250	100	50
Débit massique kg/h	89420	87370	82860	77610	71210	62460	59470	55820	50920	46830	45250

Le graphique représentant le débit massique du naphta en fonction du débit d'injection de vapeur est illustré dans la figure 5-5. Il est clairement observé que le débit massique du naphta présente une relation exponentielle avec le débit d'injection de la vapeur. Autrement dit, si le débit d'injection de la vapeur de stripping dans la colonne de préflash augmente, le débit massique du naphta augmente également. Cette observation est cohérente avec le fait que la vapeur de stripping est utilisée pour augmenter le débit du naphta final en favorisant l'évaporation des composants volatils présents dans la colonne de préflash. Lorsque le débit de vapeur de stripping est réduit, moins de vapeur est injectée, ce qui diminue la capacité d'évaporation et, par conséquent, le débit de naphta obtenu à la sortie de la colonne est réduit.

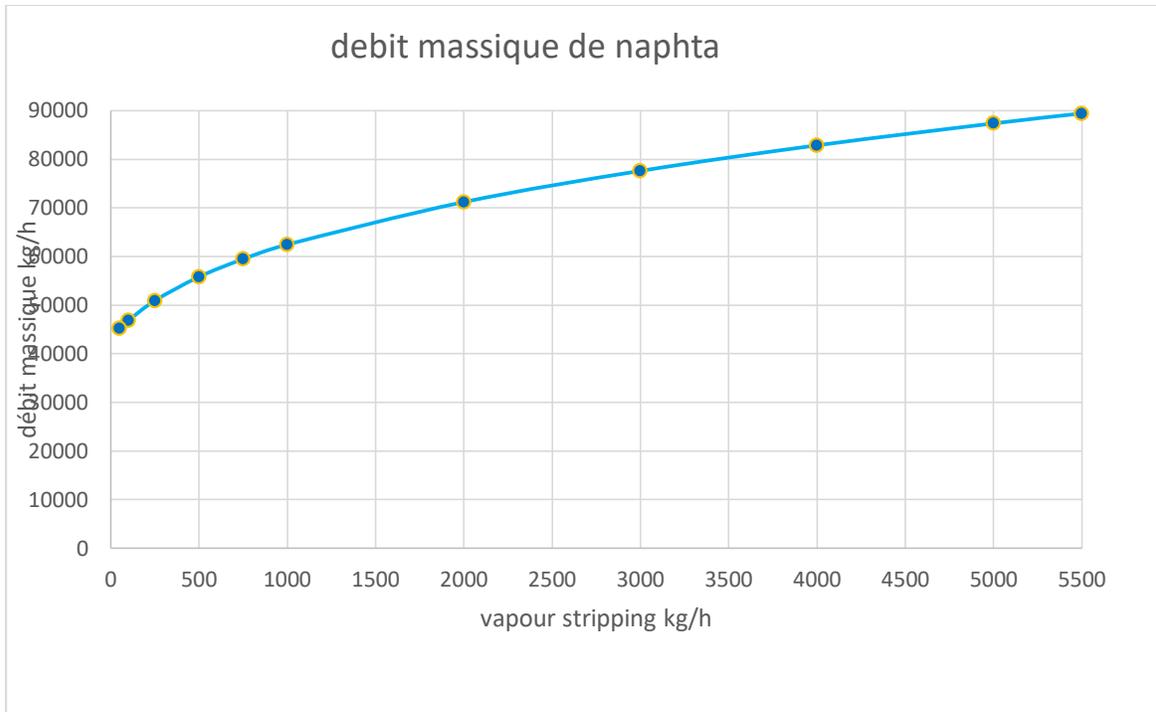


Figure 5-6 débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.

Il convient de souligner que la diminution du débit de naphta peut avoir des conséquences sur la productivité globale de l'unité de préflash, ce qui entraîne une dégradation de la qualité finale du naphta. Par conséquent, il est nécessaire de trouver un équilibre entre le débit de naphta souhaité et les caractéristiques requises pour répondre aux exigences du marché et aux spécifications des utilisateurs finaux.

5.1.2.3 Effet de la vapeur stripping sur le point final du naphta

L'effet de la vapeur stripping sur le point final du naphta est illustré dans le tableau 5-7. Les résultats démontrent que l'injection de vapeur de stripping a une influence significative sur le point final du naphta. En général, l'utilisation d'une quantité plus élevée de vapeur de stripping entraîne une augmentation du point final du naphta. Cela est dû à l'évaporation préférentielle des composés volatils lors du processus de stripping et l'accumulation des composés lourds dans le naphta final ce qui entraîne une augmentation de son point final.

Table 5-8 Effet de la vapeur stripping sur le point final du naphta.

Vap stripping kg/h	5500	5000	4000	3000	2000	1000	750	500	250	100	50
D86 FBP (c)	203.1	201.8	200.7	197.8	195.2	190.2	189.5	187.3	184.8	183	182

La figure ci-dessous représente l'influence de débit de l'injection de la vapeur stripping sur le point final du naphta. Lorsque nous avons réduit le débit de vapeur stripping dans la colonne de préflash, nous avons observé une diminution du point final du naphta. Cette diminution peut être interprétée comme une amélioration de la qualité du naphta.

Dans notre étude, la diminution du point final du naphta associée à la réduction du débit de vapeur stripping suggère une amélioration de la composition du produit final. Cela peut être bénéfique en termes de conformité aux normes de qualité requises et de réduction des composants indésirables dans le naphta.

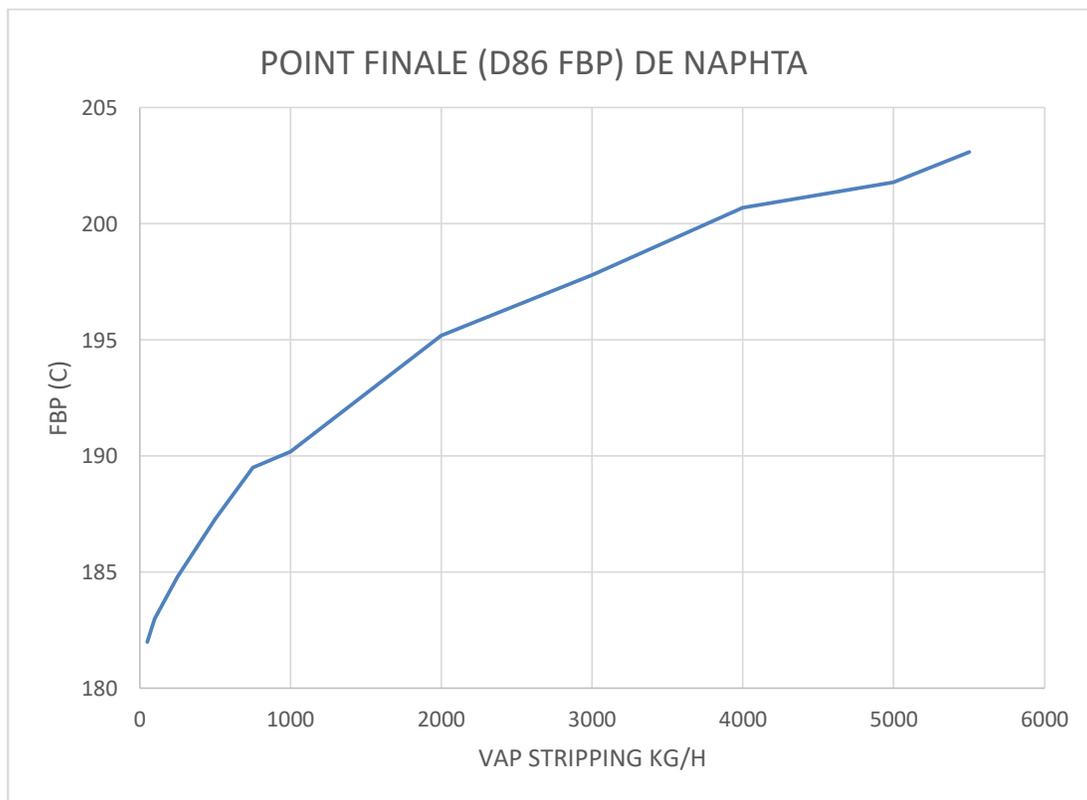


Figure 5-7 Point finale en fonction de la vapeur stripping.

5.1.2.4 Effet de la vapeur stripping sur la température de tête

L'effet de la vapeur stripping sur la température de tête de la colonne de traitement du naphta peut être observé dans le tableau 5-8. Les résultats indiquent que l'injection de vapeur de stripping influe sur la température de tête de la colonne. Il a été constaté que la température augmente avec l'augmentation du débit de la vapeur de stripping.

Table 5-9 *Effet de la vapeur stripping sur la température de tête.*

vap stripping kg/h	5500	5000	4000	3000	2000	1000	750	500	250	100	50
T De Tête	149.8	149.7	149.5	149.1	148.6	147.4	146.9	146.2	145.1	144.1	143.6

D'après la figure 5-8, nous remarquons que l'augmentation du débit de l'injection de la vapeur dans le ballon préflash entraîne une augmentation de que lorsque le débit de vapeur stripping est augmentation de la température de tête de la colonne. Donc, une diminution de la température de tête peut être interprétée comme une amélioration de la qualité du naphta.

La température de tête de la colonne de préflash est généralement associée à la volatilité des composants présents dans le naphta. Lorsque le débit de vapeur stripping est réduit, moins de composants volatils sont évaporés, ce qui se traduit par une diminution de la température de tête de la colonne.

Cette diminution de la température de tête peut indiquer une amélioration de la composition du naphta, avec une réduction de la présence de composants indésirables et une augmentation de la concentration des composants plus légers. Cela peut contribuer à une meilleure qualité du naphta en termes de densité, de point final et d'autres propriétés importantes.

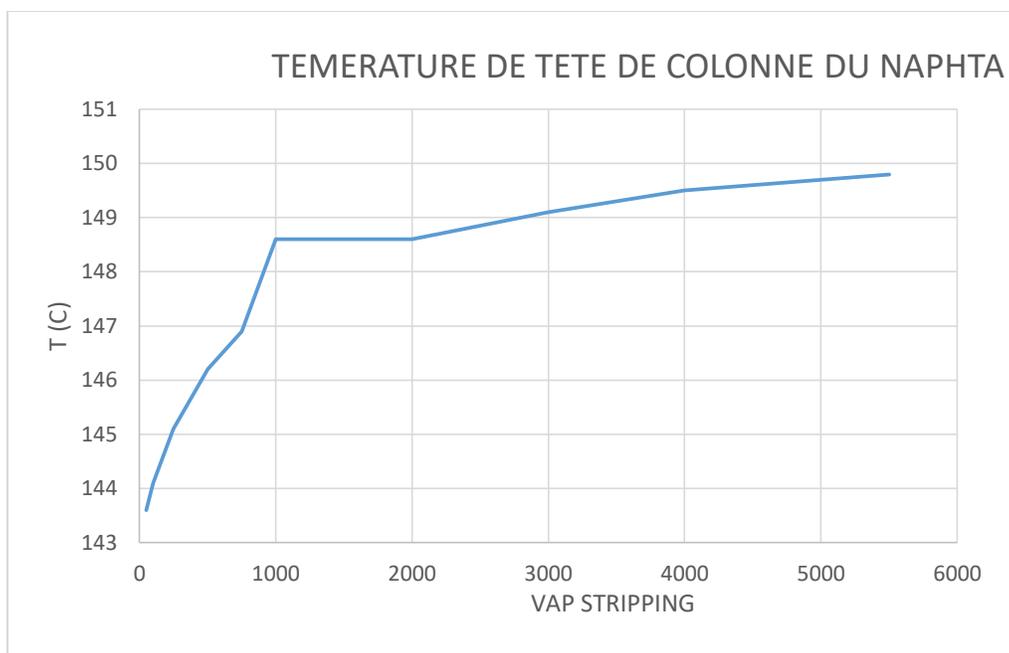


Figure 5-8 Température de tête en fonction de la vapeur stripping.

5.2 Conclusion

En résumé, lorsque le débit de vapeur stripping était réduit, la densité du naphta diminuait, ce qui indiquait une amélioration de sa qualité. De plus, la diminution du point final du naphta était également observée, ce qui témoignait d'une réduction des composants plus lourds. Cela suggère une augmentation de la qualité du naphta en termes de légèreté et de volatilité.

Parallèlement, le débit massique du naphta diminuait lorsque la vapeur stripping était réduite, ce qui indique une réduction de la production de naphta. Cependant, cela était compensé par une amélioration de la qualité du produit final.

En ce qui concerne la température de tête de la colonne, lorsque la vapeur stripping était réduite, une diminution de cette température était observée. Cela peut être attribué à une meilleure séparation des composants volatils, ce qui contribue à une meilleure qualité du naphta.

En conclusion, les résultats de cette partie de l'étude indiquent que la réduction de la vapeur stripping dans la colonne de préflash a un effet positif sur la qualité du naphta, en termes de densité, de point final et de légèreté.

Conclusion générale

En conclusion générale, notre mémoire a porté sur l'étude de l'influence de la vapeur stripping et des paramètres opératoires de la colonne de préflash sur la qualité du naphta, en utilisant la simulation avec HYSYS.

L'utilisation de la simulation avec HYSYS a été un outil précieux dans notre étude, permettant de modéliser et d'analyser le comportement de la colonne de préflash dans différents scénarios. Cela nous a permis d'explorer plusieurs configurations et de tester l'effet de différentes variables sur la qualité du naphta.

L'étude des paramètres opératoires de la colonne de préflash a révélé que des changements tels que la pression, la température de tête et le reflux peuvent avoir un impact significatif sur la qualité du naphta. Une optimisation minutieuse de ces paramètres est essentielle pour atteindre une qualité optimale du produit final. L'utilisation de la simulation avec HYSYS a été un outil précieux dans notre étude, permettant de modéliser et d'analyser le comportement de la colonne de préflash dans différents scénarios. Cela nous a permis d'explorer plusieurs configurations et de tester l'effet de différentes variables sur la qualité du naphta.

L'étude est basée sur le calcul d'ajustement du ballon préflash de l'unité de distillation atmosphérique (U100) afin d'optimiser ses paramètres de fonctionnements par les paramètres suivants :

- La pression et la température d'alimentation :
- La pression et la température au sommet du ballon :
- Le taux de reflux optimal :

L'analyse de l'influence de la vapeur stripping a montré que son débit joue un rôle critique dans la qualité du naphta. Une réduction du débit de vapeur stripping a été observée pour améliorer la densité, le point final et d'autres paramètres de qualité du naphta. Cela est dû à une réduction de la rétention de contaminants, y compris l'eau à des teneurs inférieures à 15 ppm, dans le produit final.

En conclusion, notre mémoire a contribué à une meilleure compréhension de l'influence de la vapeur stripping et des paramètres opératoires de la colonne de préflash sur la qualité du naphta. Les connaissances acquises peuvent être utilisées pour guider les efforts d'optimisation dans les raffineries, en visant à maximiser à la fois le débit de naphta et la qualité du produit final.

Refférence et Bibliographie

- [1] P, WUITHIER, "Le pétrole-Raffinage et génie chimique ", tome 1, Ed.Technip, 1972.
- [2] encyclopédie universalis version 10.
- [3] F. Z. RADJI, évaluation du potentiel hydrocarbonoclaste des bactéries marines isolées de la cole oranaise, Thèse Doctorat, université des d'Oran , 2015.
- [4] F. DJELTI, Contribution à l'étude des propriétés des asphaltènes, Mémoire de Magister, université ABOU-BEKR BELKAID-Tlemcen, 2012.
- [5] Durousset, M. « Le marché du pétrole », Paris : collection HISTEGE, 1999.
- [6] Ptak, C. Bonfils, P., and Marty .C « distillation absorption and stripping in the petroleum industry », 2000
- [7] Billon A, and Bigeard P.H « hydrocraking » 2001.
- [8] Antos G, J et al « catalytic Naphta Reforming » Marcel Dekker, New York, 1995.
- [9] Travers.C. « isomerization of light paraffins »2001.
- [10] P, WUITHIER ; « Raffinage et génie chimique » (tome 1 et 2), Edition Technip 1972.
- [11] «Manuel opératoire la raffinerie d'Alger »
- [12] Richard S. Kraus « Encyclopédie de sécurité et de santé au travail » 3ème édition française, Chapitre 78 : Le raffinage du pétrole.
- [13] M. Belloum, C. Travers et J. P. Bournonville, Isomérisation des paraffines de C4 à C7 sur catalyseurs zéolithiques. Revue bibliographique, IFP 1991.
- [14] P.WUITHIER « raffinage et génie chimique » tome I, Edition TECHNIP 1972.
- [15] "<http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=0510>"
- [16] Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité d'isomérisation du naphta léger-i (Unité N0 : 701) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la

raffinerie de Skikda (2013).

[17] Leçons commentées en ligne sur <http://www.grandjean-bpa.com/distil/>

[18] P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.

[19] Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité d'hydrotraitement du naphta léger-i (Unité N0 : 700) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda (2013).

[20] P. WUITHIER. Raffinage et génie chimie (Tome 1 et 2). Edition Technip, 1972.

[21] "Distillation Design" by Henry Z. Kister

[22] "Chemical Process Equipment - Selection and Design" by James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, and Stanley M. Walas

[23] DJEBBARI, 2014

[24] BOUDAA,2017