

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITÉ 08 MAI 1945 GUELMA

Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme de master en Génie des Procédés
Option: Génie Chimique

Conception et Simulation d'une Colonne de distillation du Pétrole brut

Présenté par:

MONGBENDE Aubin José Autriche
MOUANDA NZOUSSI Rabit Merveil

Encadreur:

Dr. KSOURI Rabah

Juillet 2019

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 Dr. KSOURI Rabah 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.

Nous tenons à remercier tous les enseignants du département de Génie des Procédés 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.

Dédicaces

Nous dédions ce mémoire à la femme la plus chère à mes yeux, ma mère OKO Nono Viviane, la femme qui grâce à elle et ses prières je suis ce que je suis aujourd'hui et que nulle dédicace ne puisse exprimer le profond sentiment que j'éprouve à son égard.

A ma grand-mère IPONGO Henriette, à qui revient une pluie de dédicaces résultant du travail accompli de ce mémoire, et à mon père Joseph MONGBENDE pour m'avoir incarné un caractère hors du commun semblable au sien.

Nous dédions également ce mémoire à ma chère mère KOUYELE Bernadette la femme la plus importante de ma vie celle qui m'a donné la vie grâce à la volonté de DIEU.

Cette dédicace s'adresse également à mon paternel le nommé MOUANDE Paul pour le soutien multiforme qu'il m'a accordé depuis ma naissance jusqu'aujourd'hui; nous ne pouvons finir sans pour au tant citer le nom de mon grand frère le Dr Alain MOUNKENI pour son aide inconditionnelle tout au long de mon cursus universitaire.

Résumé :

Ce travail consiste en premier lieu à maîtriser l'un des outils puissants de simulation des procédés utilisé à l'heure actuelle dans les industries des procédés en l'occurrence Aspen Plus.

En deuxième lieu, faire une conception puis une simulation d'une colonne de distillation du pétrole brut dans un environnement de simulation statique, ensuite entamer une brève introduction de la simulation dynamique permettant d'assurer le contrôle de la colonne et enfin terminer par une étude de comparaison des résultats obtenus avec ceux de la réalité industrielle en ce qui concerne les débits et qualités des produits (ASTM D86-95 et Gap) jugeant le choix des données de conception de la colonne à savoir: le nombre de plateaux, la géométrie des internes, la hauteur et le diamètre de la colonne ainsi que les matériaux de construction, etc.

Mots clés: Simulation, Conception, Pétrole brut, Distillation et Colonne.

Abstract

First of all, the main goal of this cutting-edge work entails to master one of the powerful and groundbreaking process simulation tools currently used within process industries namely Aspen Plus. Secondly to perform a design followed by a simulation of crude oil distillation column through an environment of steady-state simulation, then bring in a brief introduction of dynamic simulation allowing to perform column control. And at last ending by a comparison study of obtained results with those of real-life industry regarding flowrates and products' quality (ASTM D86-95, Gap) in order to judge our choice over design input data of the column such as : Number of stages, tray geometry, column height and diameter, construction material, etc.

Keywords: Simulation, Design, Crude Oil, Distillation, Column.

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1	Exemple d'aromatiques par classe	5
Tableau I.2	Molécules organiques soufrées	6
Tableau I.3	Classification des bruts en fonction de la teneur en soufre	6
Tableau I.4	Conversion de la TBP en ASTM	9
Tableau I.5	Valeurs du Kuop et nature du brut	10
Tableau I.6	Extrait des caractéristiques du brut d'Hassi Messaoud	12
Tableau I.7	TBP du brut d'Hassi Messaoud	12
Tableau III.1	Valeurs typiques de gap et overlap	32
Tableau III.2	Points de coupe des fractions pétrolières	33
Tableau V.1	Données TBP de la matière première	45
Tableau V.2	Données API de la matière première	45
Tableau V.3	Fractionnement de la coupe légère	46
Tableau V.4	Extrait des pseudo-constituants générés	49
Tableau V.5	Profil des débits par plateau de la CPR	59
Tableau V.6	Profil des débits par plateau de la CP	64
Tableau VI.1	Performance du condenseur de la CPR	69
Tableau VI.2	Performance du fond de tour de la CPR	70
Tableau VI.3	Bilan matière et enthalpique de la CPR	70
Tableau VI.4	Résultats de la chaudière de la CPR	71
Tableau VI.5	Caractéristiques des produits de la CPR	71
Tableau VI.6	Performance du condenseur de la CP	75
Tableau VI.7	Performance du fond de tour de la CP	75
Tableau VI.8	Bilan matière et enthalpique de la CP	76
Tableau VI.9	Performance de la chaudière de la CP	76
Tableau VI.10	Caractéristiques des produits de la CP	77
Tableau VI.11	Valeurs de gap de séparation entre fractions	78
Tableau VI.12	Gain et temps intégral des régulateurs de débits	84

LISTE DES FIGURES

Figure I.1	Exemple de TBP d'un brut	9
Figure I.2	Exemple d'ASTM D86 d'un brut	9
Figure II.1	Assistant d'Aspen Hysys pour le choix de la méthode	19
Figure II.2	Assistant d'Aspen Plus pour le choix de la méthode	19
Figure III.1	Limites de fonctionnement d'une colonne	24
Figure III.2	Condenseur intermédiaire de l'unité de topping	26
Figure III.3	Stripper latéral de l'unité de topping	27
Figure III.4	Exemple de régulation de pression et de niveau d'une colonne atmosphérique	28
Figure III.5	Configuration de Tedder et Rudd	30
Figure III.6	Diagramme de sélection du schéma selon l'indice de facilité	31
Figure III.7	Fractionnement du naphta total	34
Figure III.8	Diagramme TQ	35
Figure IV.1	Plateau à coutants croisés	36
Figure IV.2	Possibilités de circulation du liquide	37
Figure IV.3	Disposition des éléments de barbotage	38
Figure IV.4	Plateaux perforés et assimilés	38
Figure IV.5	Model de clapets de quelques constructeurs	39
Figure IV.6	Plateau à contre-courants	40
Figure IV.7	Régimes d'écoulement sur plateaux	41
Figure IV.8	Grandeurs caractéristiques du plateau	41
Figure V.1	Constituants du mélange	47
Figure V.2	Spécification de la charge	48
Figure V.3	Sélection de Chao-Seader comme méthode thermodynamique	48
Figure V.4	PFD du projet	50
Figure V.5	Configuration de l'échangeur E1	52
Figure V.6	Configuration de l'échangeur E2	53
Figure V.7	Configuration de l'échangeur E3	53
Figure V.8	Configuration de l'échangeur E4	54
Figure V.9	P&ID du projet	66
Figure VI.1	Courbe ASTM D86 du naphta	72
Figure VI.2	Courbe ASTM D86 de "Lights"	73
Figure VI.3	Profil de température le long de la CPR	74
Figure VI.4	Profil de température le long de la CP	79
Figure VI.5	Tableau de bord de PC1	80
Figure VI.6	Tableau de bord de PC2	80
Figure VI.7	Tableau de bord de S1PC	81
Figure VI.8	Tableau de bord de S2PC	81
Figure VI.9	Tableau de bord de S3PC	82
Figure VI.10	Tableau de bord de LC1	82
Figure VI.11	Tableau de bord de WLC	83
Figure VI.12	Tableau de bord de LC2	83
Figure VI.13	Tableaux de bord de FC1, FC2 et FC3	84
Figure VI.14	Tableau de bord de TC	84

NOMENCLATURE

Abréviations et acronymes	Indices
<p>API American petroleum institute Asph Asphaltène ASTM American society for testing and material Bbl/day Baril par jour BR Brut réduit BTS Basse teneur en soufre CLe Clé légère CLo Clé lourde CP Colonne principale CPR Colonne de préflash D86-95 ASTM ddL Degré de liberté dm Densité moyenne Eog Efficacité locale FC Flow controller Gap, overlap Ecart de température HGO Heavy gas oil HTS Haute teneur en soufre KRZN Kérosène Kuop Facteur de caractérisation LC Level controller(régulateur de niveau) LGO Light gas oil Lights Gaz légers MTS Moyenne teneur en soufre NUT Nombre d'unité de transfert OP Out put (signal) PB Pétrole brut PC Pressure controller (régulateur de pression) Pds Poids PFD Process Flow Diagram PID À action proportionnelle, intégrale et dérivée P&ID Process and Instrumentation Diagram Ppm Parties par million PV Process variable RAT Résidu atmosphérique RZE Reflux dans la zone d'expansion SP Set point (valeur initiale) SP.gr Specific gravity Stripper Colonne de désorption TBP True boiling point TBTS Très basse teneur en soufre TMP Température moyenne pondérée TQ Température en fonction de la chaleur THTS Très haute teneur en soufre Vf Vapeur de fond de tour VI Vapeur initiale VLE Equilibre Liquide-Vapeur Vol volume WLC Water level controller Wt Weight</p>	<p>C Critique D Distillat éb Ebullition eng À l'engorgement F Relatif au fluide G Gaz i,j Relatif au constituaif i,j L Côté liquide m Moyenne, molaire max Maximum min Minimum, minute O Orifice ou bulle P Relatif aux pseudo-constituants ,relatif au plateau R Résidu r Réduit,relatif aux constituants réels rosée Relatif à la rosée th Théorique V Côté vapeur 4 Eau à 4°C 5,10,...95 Pourcentage en volume distillé</p> <p>Exposants</p> <p>* A l'équilibre, corps pur L Liquide L1 Phase liquide 1 L2 Phase liquide 2 o État idéal, état standard V Vapeur 15 A 15°C (1) Etat non standard</p> <p>Lettres grecques</p> <p>v Vitesse superficielle Δ Gradient hydraulique ρ Masse volumique σ Tension de surface ω Facteur acentrique δ Paramètre d'interaction binaire φ Coefficient de fugacité γ Coefficient d'activité ψ Fraction vaporisée α Volatilité relative μ Potentiel chimique β Pseudo-volatilité relative Λ Facteur d'absorption ϕ Flux de chaleur dû au transfert θ Volatilité (winn) ou pseudo-volatilité (underwood)</p>

Symboles

a	Aire interfaciale	V	Vanadium, débit de vapeur ou volume
AA	Aire active	V	Vanne
a,b	Paramètres des équations d'états	\tilde{v}	Volume molaire partiel
AD	Aire du déversoir	X	Fraction molaire ou massique
D	Distillat, largeur du déversoir	Y	Fraction molaire en phase vapeur
d	Densité	Z	Facteur de compressibilité
do	Diamètres des bulles	\nearrow	Croissant
D _T	Diamètre de la colonne	ΔP	Perte de charge
e	Espacement entre déversoir et plateau inférieur		
E	Échangeur		
E _{i,M}	Éfficacité de Murphrée		
F	Débit d'alimentation		
g	Accélération de la pesanteur		
h	Enthalpie, hauteur du barrage sur le plateau		
\mathcal{H}	Coefficient de transfert de film		
h _{cl}	Hauteur du liquide dans le déversoir		
h _{od}	Hauteur du liquide sur le plateau		
H/C	Rapport du nombre d'hydrogènes sur le Nombre de carbone		
I	Indice de facilité de séparation		
K	Coefficient globale de transfert, volatilité absolue		
L	Débit de liquide		
L _c	Longueur de la colonne		
N	Flux de matière ou nombre de plateaux		
n _C	Nombre de carbone		
nd	Nombre de corps distribués		
Ni	Nickel		
P	Pression, pompe		
Q	Flux de chaleur apporté		
Q _{CI}	Chaleur du condenseur intermédiaire		
Q _E	Chaleur à fournir dans la chaudière (TQ)		
Q _m	Débit massique		
Q _S	Chaleur à enlever du condenseur (TQ)		
R	Constante des gaz pargait		
r	Reflux		
R _n	Nombre de cycles naphéniques		
S	Débit de soutirage		
T	Température, espacement entre plateaux		
U _G	Vitesse du gaz		

SOMMAIRE

Introduction.....	1
Partie I: Approche Théorique	
Chapitre I: Composition et Analyse Élémentaire du pétrole brut.....	3
I.1 Compostion.....	3
I.1.1 Hydrocarbures.....	4
I.1.2 Les composés autres que les hydrocarbures.....	6
I.1.3 Les asphaltènes.....	8
I.1.4 Les résines.....	8
I.2 Analyse élémentaire.....	8
I.2.1 Classification des pétroles bruts.....	8
I.2.2 Fractionnement analytique et préparatif.....	8
I.2.3 Facteur de caractérisation Kuop.....	10
I.2.3.1 Température moyenne pondérée.....;	10
I.2.4 Méthode (ndM).....	11
I.2.5 Dosage des éléments.....	11
I.3 Pétrole brut algérien en comparaison avec deux autres bruts.....	12
Chapitre II: Méthodes thermodynamiques et Approche de simulation utilisées dans le topping du brut.....	13
II.1 Méthodes thermodynamiques.....	13
II.1.1 Les équations d'états.....	13
II.1.1.1 Van der Waals.....	13
II.1.1.2 Soave-Redlich-Kwong (SRK).....	14
II.1.1.3 Peng Robinson.....	14
II.1.1.4 Braun K10.....	15
II.1.2 Règles de mélanges.....	15
II.1.3 Méthodes thermodynamiques avec les règles de mélanges avancées.....	15
II.1.3.1 Chao-Seader.....	16
II.1.3.2 Grayson-Streed.....	17
II.2 Approche de simulation.....	18
II.2.1 Simulation statique.....	18
II.2.2 Simulation dynamique.....	18
II.2.3 Les simulateurs.....	18
Chapitre III: Techniques de distillation du pétrole brut.....	21
III.1 Equilibre de Phases.....	21
III.1.1 Equilibre liquide-vapeur.....	21
III.1.2 Equilibre liquide-liquide-vapeur.....	21
III.2 Mise en oeuvre de la colonne.....	22
III.2.1 Degré de liberté de la colonne.....	22
III.2.2 Fonctionnement en continu.....	22
III.2.3 Influence du taux de reflux.....	22
III.2.4 Plateaux.....	23

III.2.4.1 Plateaux théoriques.....	23
III.2.4.2 Efficacité locale.....	23
III.2.4.3 Efficacité de Murphrée.....	24
III.2.4.4 Efficacité globale.....	24
III.2.5 Domaine de fonctionnement de la colonne.....	24
III.3 Corps distribués et corps non distribués.....	25
III.4 Bilans globaux de la colonne.....	25
3.4.1 Bilan par le model de transfert.....	25
3.4.2 Bilan par la méthode générale.....	26
III.5 Condenseurs intermédiaires et strippers latéraux.....	26
III.6 Approche de la pression et de la température.....	27
III.7 Contrôle de la colonne atmosphérique.....	28
III.8 Conception d'un schéma de séparation.....	29
III.8.1 Règles heuristiques.....	29
III.8.2 Théorie de Tedder et Rudd.....	29
III.9 Fractionnement.....	31
III.9.1 Qualité de fractionnemnt.....	31
III.9.2 Concept de Packie.....	32
III.9.3 Points de coupe typiques des produits du topping.....	33
III.9.4 Fractionnement du naphta total.....	33
III.10 Diagramme TQ.....	35
Chapitre IV: Technologie de la colonne du topping.....	36
IV.1 Technologie interne.....	36
IV.1.1 Plateaux à courants croisés.....	36
IV.1.2 Plateaux à contre-courants.....	40
IV.2 Matériaux de construction.....	40
IV.3 Hydrodynamique des colonnes à plateaux.....	41
IV.3.1 Régimes d'écoulements.....	41
IV.3.2 Caractéristiques géométriques et agencement des plateaux.....	41
IV.3.3 Autres grandeurs et corrélations intervenant dans le dimensionnement d'un plateau.....	42
IV.3.3.1 Facteur de débit.....	42
IV.3.3.2 Facteur de capacité.....	42
IV.3.3.3 Facteur de charge gazeuse.....	42
IV.3.3.4 Souplesse.....	42
IV.3.3.5 Pertes de charges.....	43
IV.3.3.6 Corrélation de Kister et Hass.....	43
IV.3.4 Capacité de la colonne.....	43
IV.3.5 Longueur de la colonne.....	43

Partie II: Approche Pratique

Chapitre V: Conception du PFD et P&ID par Aspen Plus.....	45
V.1 Simulation statique.....	45
V.1.1 Caractéristiques de la matière première.....	45
V.1.2 Capacité de l'installation.....	46
V.1.3 Traitement des données dans Aspen Plus.....	47
V.1.3.1 Environnement de travail 1: Propretries.....	47

V.1.3.2 Environnement de travail 2: Simulation.....	50
A) Présentation du PFD.....	50
B) Description du PFD.....	51
V.2 Simulation dynamique.....	57
V.2.1 Activation du mode dynamique.....	57
V.2.2 Chute de pression dans les échangeurs.....	58
V.2.3 Hydrodynamique et interne des colonnes.....	58
V.2.3.1 Colonne de préflash.....	58
V.2.3.2 Colonne principale.....	61
V.2.4 Présentation du P&ID.....	66
V.2.4.1 Description du P&ID.....	67
Chapitre VI: Simulation, Résultats et Discussions.....	69
VI.1 Simulation statique.....	69
VI.1.1 Colonne de préflash.....	69
VI.1.1.1 Résumé global.....	69
VI.1.1.2 Bilans.....	70
VI.1.1.3 Puissance thermique de la chaudière.....	71
VI.1.1.4 Lights, Naphta léger et l'eau.....	71
VI.1.1.5 Courbe ASTM D86 du Naphta léger et de 'Lights'.....	72
VI.1.1.6 Profil de température et de pression le long de la colonne.....	74
VI.1.2 Colonne principale.....	74
VI.1.2.1 Résumé global.....	74
VI.1.2.2 Bilans.....	76
VI.1.2.3 Puissance thermique de la chaudière.....	76
VI.1.2.4 Naphta lourd, Kérosène, Gozole léger et Gazole lourd.....	77
VI.1.2.5 Profil de température et de pression le long de la colonne.....	79
VI.2 Simulation dynamique.....	79
VI.2.1 PC1.....	79
VI.2.2 PC2.....	80
VI.2.3 S1PC.....	81
VI.2.4 S2PC.....	81
VI.2.5 S3PC.....	82
VI.2.6 LC1.....	82
VI.2.7 WLC.....	83
VI.2.8 LC2.....	83
VI.2.9 FC1, FC2, FC3.....	84
VI.2.10 TC.....	84
Conclusion	86
Bibliographie	
Annexes	

INTRODUCTION

Depuis la première ruée vers l'or noir en 1859 par Edwin Drake et l'aube de l'industrie pétrolière marquée par l'empreinte de la Standard Oil de Rockefeller, l'avènement du procédé de raffinage a été un tournant positif aux spéculations autour de l'utilisation du pétrole qui était quasi restreinte à l'éclairage au cours du XIX^e siècle. En effet, l'évolution des opérations de distillation a révolutionné l'industrie du raffinage tout en plaçant celle-ci comme un maillon solide de la chaîne pétrolière moderne [1]. Le Génie Chimique ou Génie des Procédés joue un rôle capital dans l'essor et la valorisation des produits de l'industrie du raffinage par le biais de la gamme de ses opérations unitaires dont figure la distillation. Cependant la distillation, procédé par excellence dans le traitement du brut, ne doit sa réussite qu'à la mise en oeuvre des enceintes dans lesquelles séjourneront le brut appelées: colonnes, préalablement dimensionnées. Aujourd'hui avec l'appui de l'ère informatique, le dimensionnement de ces colonnes qui naguère faisait office de multiples calculs manuels peut s'exécuter d'une manière plus vite dans les logiciels de simulation si l'on envisage une réussite parfaite des phases de conception et de simulation précédant toute extrapolation industrielle réelle [2]. Comme dans la plupart des procédés, la distillation atmosphérique du brut aussi contraignante qu'elle est, obéit à un ensemble de lois propres et requiert le respect d'un certain domaine de fonctionnement qui lui est intrinsèque pour assurer une mise en marche optimale donnant des produits de qualité meilleure. L'ingénieur procédé du temps présent où la simulation a conquis tout l'environnement industriel chimique du XXI^e siècle, se voit incomplet voire à la limite incompetent sans la moindre connaissance d'au moins un logiciel de simulation couvrant son secteur d'activité [3]. C'est pourquoi en gros l'objectif visé de ce travail se situe à grande échelle à la maîtrise de l'environnement de simulation d'Aspen Plus couvrant la quasi-totalité des applications d'engineering chimique afin, avec la connaissance de la théorie de distillation industrielle du pétrole brut, de réussir le design, la simulation et voire même le contrôle d'une colonne de topping traitant du brut algérien.

Enfin dans la chronologie des idées, il sera abordé dans une première partie de ce mémoire les notions théoriques relative au topping du pétrole brut et dans la deuxième partie l'approche de simulation proprement dite pour sanctionner le côté pratique.

Partie I : Approche Theorique

I

Composition et Analyse élémentaire du Pétrole brut

GENERALITES

Le pétrole, du latin «Pétra-Oléum» qui signifie huile de roche, est une huile minérale résultant d'un mélange complexe d'hydrocarbures, de divers composés organiques, de petites quantités de composés inorganiques et de métaux.

Sa formation est le fruit de la transformation lente de la matière organique, souvent végétale, qui s'est déposée au cours des milliers d'années au fond des océans et qui, sous l'effet de la pression des couches qui s'accumulent et d'une augmentation de la température, se transforme peu à peu en kérogène puis en pétrole [4]. En fonction de la composition du pétrole brut, de la roche dans laquelle il s'est formé et de celle dans laquelle il s'est piégé, on distingue deux catégories du brut notamment le pétrole conventionnel et le pétrole non conventionnel.

Les pétroles bruts ont des caractéristiques physiques et chimiques très variables d'un champ de production à un autre et même à l'intérieur du même gisement.

I.1 COMPOSITION

Les pétroles bruts sont majoritairement constitués des hydrocarbures dont le pourcentage volumique est reparti de 83 à 87% pour le carbone et de 10 à 14% pour l'hydrogène et par conséquent d'un faible pourcentage volumique attribué aux autres composants [5-6].

I.1.1 Hydrocarbures

Selon leur structure, on distingue les familles suivantes:

I.1.1.1 Paraffines

De formule générale: C_nH_{2n+2} , les paraffines dans le brut sont de deux classes:

- N-Paraffines
- Iso-Paraffines

Leur point d'ébullition s'écrit:

$$T_{éb} = f(nC)$$

Les Iso et N paraffines se distinguent en température selon l'expression suivante:

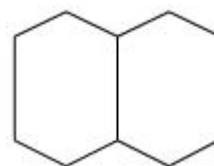
$$T_{éb}(Iso) < T_{éb}(N)$$

I.1.1.2 Les Naphtènes

De formule générale C_nH_{2n} pour les naphtènes à un seul cycle, les naphtènes les plus souvent rencontrés dans le brut sont ceux à 5 ou 6 atomes de carbones.

La formule générale par extension en tenant compte de la présence des naphtènes à 2,3,4 cycles accolés est la suivante:

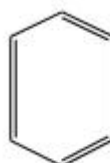
C_nH_{2n-2} par exemple la décaline $C_{10}H_{18}$



I.1.1.3 Les Aromatiques

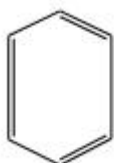
En forte concentration dans le pétrole brut, les aromatiques ont pour formule générale et motif commun l'expression et le symbole suivant:

C_nH_{2n-6}

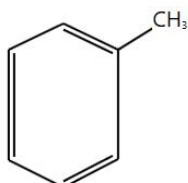


Les plus rencontrés dans le brut et à la fois les plus importants pour la pétrochimie sont:

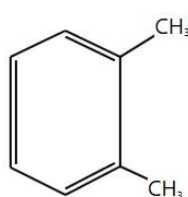
Le Benzene



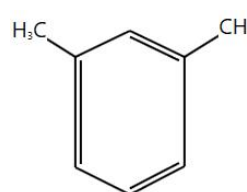
le Toluène



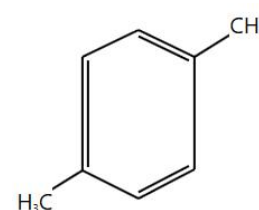
le Xylène



Ortho



Méta



Para

On peut aussi retrouver dans le brut les aromatiques à substitutions alkyles, à substitutions aromatiques, et à substitutions naphténiques [6] dont les exemples illustratifs sont résumés dans le tableau I.1 .

Tableau I.1 Exemple d'aromatiques par classe

	Substitution alkyle	Substitution aromatique	Substitution naphténique
Formule développée			
Nom	paraxylène	naphthalène	tétraline

I.1.1.4 Les Oléfines

De formule générale C_nH_{2n} , les oléfines ne sont pas présents dans le pétrole brut mais ils sont produits par décomposition thermique et catalytique des N-paraffines ou aussi par déshydrogénation des N-paraffines.

Ils sont extrêmement réactifs à cause de la double liaison; le plus connu est l'éthylène : C_2H_4

I.1.1.5 Autres Hydrocarbures

A l'état de trace dans les pétroles bruts, on rencontre dans les effluents de procédés de conversion des composés tels que:

1-3 butadiène : $CH_2 = CH - CH = CH_2$ et isoprène : $CH_3 = C(CH_3) - CH = CH_2$

I.1.2 Les composés autres que les hydrocarbures

Dans cette catégorie, on trouve dans le brut les composés organiques et les organo-métalliques.

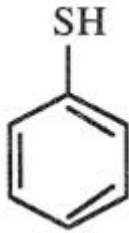
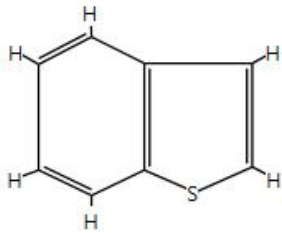
I.1.2.1 Les composés organiques hétéroatomiques

➤ Composés soufrés

On peut trouver du soufre élémentaire, le H_2S et du COS .

Le pétrole contenant une large quantité de H_2S est appelé brut corrosif. En se combinant avec d'autres groupes fonctionnels, on peut trouver dans le brut les composés soufrés regroupés dans le tableau I.2 .

Tableau I.2 Molécules organiques soufrées

Sulfures R-S-R'	disulfures R-S-S-R'	mercaptans R-SH	thiophènes
$CH_3-CH_2-S-CH_3$	$CH_3-S-S-CH_3$		
Ethyl méthyl sulfure	Diméthyl disulfure	phénylmercaptan	benzothiophène

Ces produits sont nocifs à divers titres et font office d'une limitation, définissant à 1,5% un pétrole «doux» et «acide» dont l'illustration est faite dans le tableau I.3.

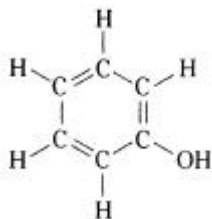
Tableau I.3 Classification des bruts en fonction de la teneur en soufre

	TBTS	BTS	MTS	HTS	THTS
% en S	< 0,5	< 1	< 2	< 3	> 3
nature	doux	doux	Acide léger	acide	acide

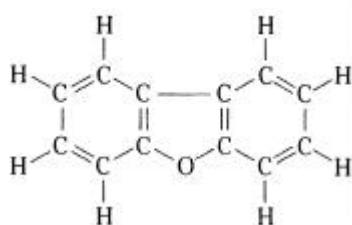
➤ Composés Oxygénés

On trouve ici:

Les phénols



les furanes



dibenzofurane

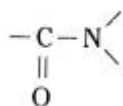
les acides carboxyliques



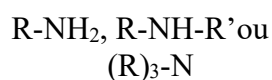
➤ Composés azotés

Particulièrement concentré dans les résines et les asphaltènes, on trouve l'azote sous forme:

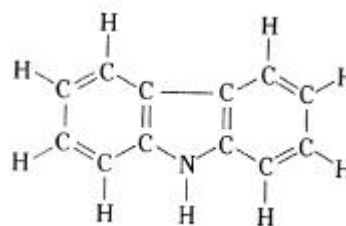
Amides



Amines

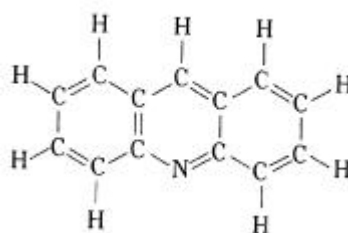


Carbazoles



dibenzopyrrole

Pyridine



acridine

I.1.2.2 Les composés organométalliques

Ils représentent un pourcentage de 0,005 à 0,015% en masse dont 75% du Nickel et de Vanadium.

On peut trouver aussi le sodium, magnésium, aluminium et le fer.

I.1.3 Les Asphaltènes

Ce sont des solides noirs dont la masse molaire peut varier de 1000 à 100000, obtenus par précipitation à l'heptane du résidu sous vide.

Ils sont concentrés en hétéroéléments dans les fractions lourdes du pétrole.

I.1.4 Les résines

Ce sont des produits résultant de la chromatographie liquide menée sur les maltènes. Leur masse moléculaire peut varier de 500 à 1000.

I.2 ANALYSE ELEMENTAIRE

Avant toute opération de raffinage, le pétrole brut subit au laboratoire de multiples analyses [6-7] conduisant à sa caractérisation dont dépendent les schémas de raffinage à venir.

I.2.1 Classification des pétroles bruts

Selon la fraction prédominante dans les fractions légères, on distingue:

- Pétrole paraffinique : 48% en paraffine
- Pétrole naphthénique : 75% en naphthène
- Pétrole asphaltique : 60% en asphaltène

I.2.2 Fractionnement analytique et préparatif

- TBP ou ASTM D 2892

Avec 15 à 18 plateaux théoriques et un reflux de 5, cette méthode est une distillation appliquée au pétrole brut afin de connaître sa composition en matière de fractions en reportant sur un graphe ou un tableau les températures d'ébullition en fonction du volume distillé (figure I.1).

- ASTM D 86

C'est une distillation appliquée aux fractions pétrolières (essences, kérosènes, etc.) afin de les caractériser (figure I.2).

- ASTM D 1160

C'est la distillation analytique des fractions pétrolières lourdes ne pouvant pas être menée sous ASTM D 86.

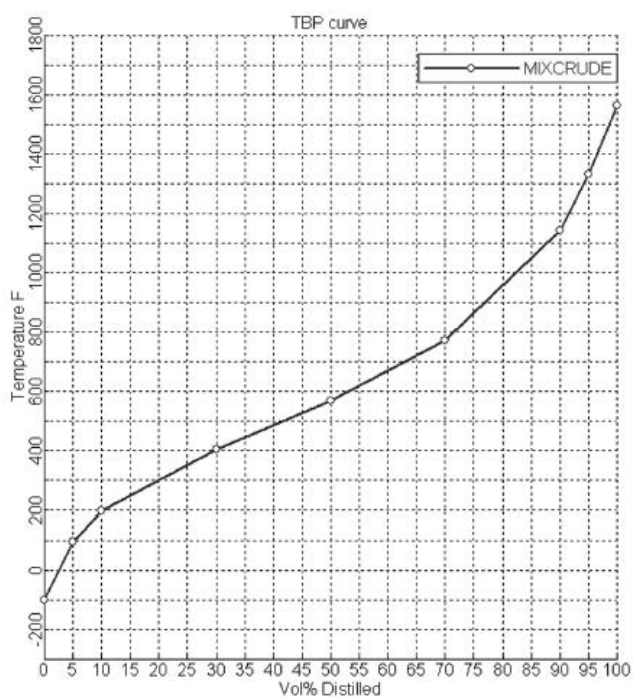


Figure I.1 Exemple de TBP d'un brut

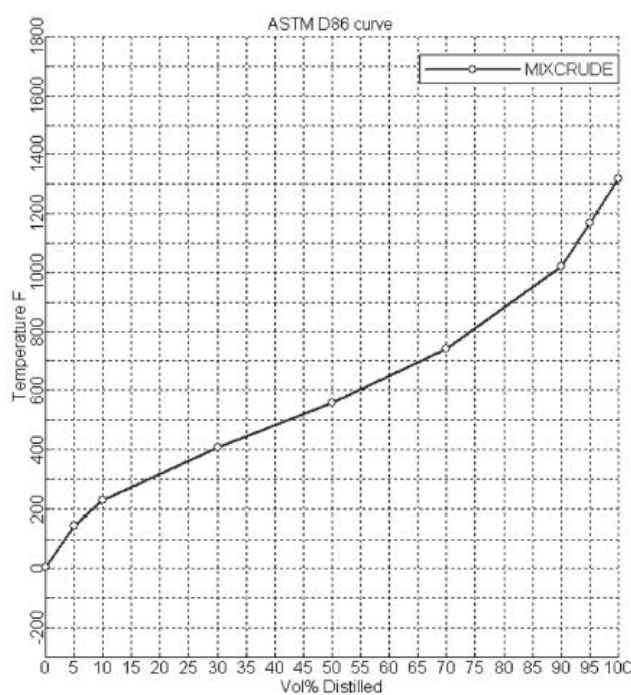


Figure I.2 Exemple d'ASTM D86 d'un brut

La conversion des données de TBP en ASTM D86 d'un brut se fait par la relation proposée par **Riazi [6]** qui s'écrit de la manière suivante:

$$T' = aT^b \quad (1)$$

Avec T' : température de l'essai TBP, T : température de l'essai ASTM D86 et a et b sont des coefficients dépendant de la fraction distillée; Ils sont présentés dans le tableau I.4.

Tableau I.4 Conversion de la TBP en ASTM

% Volume distillé	Coefficient a	Coefficient b
0	0,9177	1,0019
10	0,5564	1,0900
30	0,7617	1,0425
50	0,9013	1,0176
70	0,8821	1,0226
90	0,9552	1,0110
95	0,8177	1,0355

I.2.3 Facteur de caractérisation K_{UOP}

Pour classer les bruts selon la prédominance d'une famille chimique, un facteur intervient dont l'expression est la suivante:

$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{T_{eb}}}{SP.gr60/60} \quad (2) \quad T_{eb} \text{ en degrés RANKINE } (^{\circ}R)$$

$$\text{avec} \quad SP.gr60/60^{\circ}F = \frac{d_4^{15}}{0,99904} \quad (3)$$

A chaque valeur du K_{UOP} correspond un commentaire sur la nature du pétrole brut correspondant. Ceci se résume dans le tableau I.5.

Tableau I.5 Valeurs du K_{UOP} et nature du brut

	$K_{UOP}=13$	$K_{UOP}=12$	$K_{UOP}=11$	$K_{UOP}=10$
Nature du brut	Paraffines normales et iso	Hydrocarbures mixtes	Aromatiques et Naphténiques	Aromatiques purs

I.2.3.1 Température moyenne pondérée

La température moyenne pondérée est définie à partir de la température à laquelle on distille 10, 20, 50, 80 ou 90% du produit étudié. Elle remplacera la température d'ébullition du corps pur.

- Pour le pétrole brut à partir de sa TBP

$$T = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} \quad (4)$$

- Pour la coupe pétrolière à partir de sa courbe ASTM D86

$$T = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4} \quad (5)$$

$$TMP = T \pm I \quad (6) \quad \text{avec } I \text{ incrément en degrés}$$

I.2.4 Indice de refraction, masse volumique et masse moléculaire (ndM)

La méthode dite de ndM permet de mesurer à 20°C et à 70°C la densité, la masse moléculaire et l'indice de refraction [7].

La densité pouvant être directement mesurée au laboratoire par des prises picnométriques, est fonction du rapport H/C du mélange.

L'expression approchée de la densité s'écrit:

$$dm = \frac{\sum X_i d_i}{\sum X_i} \quad (7) \quad \text{Avec :}$$

❖ Bruts légers	$d_4^{15} < 0,825$
❖ Bruts moyens	$0,825 < d_4^{15} < 0,875$
❖ Bruts lourds	$0,875 < d_4^{15} < 1,000$
❖ Bruts extra lourds	$d_4^{15} > 1,000$

La densité s'exprime également en degrés API selon l'expression suivante:

$$API = \frac{141,5}{d_4^{15}} - 131,5 \quad (8)$$

La connaissance du K_{UOP} donne accès à la valeur de la masse moléculaire en se servant des corrélations graphiques existantes.

I.2.5 Dosage des éléments

- Dosage du carbone, de l'hydrogène et de l'azote

Cette méthode utilise la combustion dans un four pour analyser le brut en ce qui concerne ses teneurs en carbone, en hydrogène et en azote.

- Dosage de l'oxygène

Il se fait par pyrolyse en présence du carbone selon la méthode de unterzaucher.

- Dosage du soufre

Il se fait soit par combustion, par fluorescence X ou par hydrogénolyse.

- Dosage des métaux dans les coupes pétrolières

Ce dosage peut être mené soit par fluorescence X, par absorption atomique ou par émission à plasma d'argon.

I.3 Pétrole brut Algérien en comparaison avec deux autres bruts

Les données répertoriées dans les tableaux I.6 et I.7 caractérisent le brut algérien [8].

Tableau I.6 Extrait des caractéristiques du brut d'Hassi Messaoud

	Hassi-Messaoud	Bonny (Nigeria)	Boscan (Venezuela)
API	43,5 à 47,5	36,7	10,1
% S (en pds)	< 0,10	0,13	5,4
% Sel (ppm)	< 10	135	60
Visco (mm ² /S)	2,32	9	70

Tableau I.7 TBP du brut d'Hassi Messaoud

Distillation TBP (true boiling point) °C	% pds	
Ethane	0,05	
Propane	1,07	
Iso butane	0,57	
N-butane	2,55	
Naphta léger 15 - 80	10,88	
Naphta lourd	90 - 150	16,47
	80 - 175	22,21
	100 - 150	11,78
Kérosène	150 - 230	17,45
	175 - 230	11,74
	150 - 250	21,58
Gas-oil	175 - 400	40,76
	230 - 400	29,03
	230 - 375	25,34
Résidu > 375	25,10	

Au regard de ces valeurs, le brut Algérien (Hassi-Messaoud) se démarque d'être un brut de qualité et apprécié des raffineurs.

II

Méthodes thermodynamiques et Approche de simulation utilisées dans le topping du brut

II.1 METHODES THERMODYNAMIQUES

Une méthode thermodynamique est un ensemble de propriétés physico-chimiques permettant la modélisation d'un système afin de mener une étude prédictive sur la qualité et la quantité autour de ce système.

Les méthodes thermodynamiques existent sous deux formes notamment le modèle de coefficient d'activité et le modèle des équations d'états [9].

Dans l'industrie du raffinage du pétrole, le modèle le plus utilisé est celui des équations d'états et dans le cadre de notre travail ces équations d'états seront abordées avec accent sur celles intervenant dans le topping du brut.

II.1.1 Les équations d'états

2.1.1.1 Van der Waals

Pour les problèmes d'engineering, l'équation d'état de Van der waals peut être décrite comme un fondement basic [9-10]. Son expression mathématique est la suivante:

$$\left[P + a \left(\frac{n}{V} \right)^2 \right] \left(\frac{V}{n} - b \right) = RT \quad (9)$$

Ce modèle fournit une représentation adéquate du comportement de l'état liquide et gazeux d'un système, mais il n'est pas aussi précis d'être utiliser pour les objectifs de design dans le raffinage du pétrole.

II.1.1.2 Soave-Redlich-Kwong (SRK)

Il s'agit d'une modification du modèle de Van der Waals en tenant en compte les règles de mélanges. Pour un hydrocarbure de taille moléculaire inférieure à C7, cette méthode donne de bonnes prédictions [10].

L'équation générale de SRK s'écrit:

$$P = \frac{RT}{\tilde{V}-b} - \frac{a}{\tilde{V}^2+b\tilde{V}} \quad (10)$$

$$a = \frac{0,42748R^2T_c^2 * [1 + f(\omega) * (1 - T_r^{0.5})]^2}{P_c} \quad (11)$$

$$b = \frac{0,08664RT_c}{p_c} \quad (12)$$

$$f(\omega) = 0,48 + 1,57\omega - 0,176\omega^2 \quad (13)$$

II.1.1.3 Peng Robinson

Ce modèle peut être utilisé pour les calculs de VLE et pour la densité des hydrocarbures liquides. Toutefois il est imparfait pour les systèmes de grande polarité [11].

Pour les procédés de raffinage, il couvre un grand domaine de conditions d'applicabilité.

L'expression mathématique est la suivante :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (14)$$

$$a = a_c \alpha \quad (15)$$

Avec :

$$\alpha = [1 + k(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (16)$$

$$k = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad (17)$$

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_C^2}{P_C} = 0,45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \quad (18)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_C}{P_C} = 0,07780 \frac{RT_C}{P_C} \quad (19)$$

Le domaine d'utilisation se présente comme suit: $T > -271^\circ\text{C}$ et $P < 100000\text{kpa}$

II.1.1.4 Braun K10

Le modèle Braun K10 est strictement applicable aux systèmes d'hydrocarbures lourds à bas pressions. Ce modèle utilise des corrélations pour mieux intervenir sur les fractions pétrolières couvrant un domaine de température de 450 à 700K.

Aussi applicable pour des colonnes sous vide, il peut par extension aller à des températures de 1100K.

Le domaine générale d'application se présente comme suit: $-17.78^\circ\text{C} < 1.6T_{ci}$ et $P < 100\text{Psia}$

II.1.2 Règles de mélanges

Pour étendre l'applicabilité des équations d'états aux mélanges (hydrocarbures par exemple), les règles de mélanges sont utilisées [11].

Les paramètres a et b des équations d'états acquièrent une nouvelle expression présentée comme suit:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ij} \quad (20) \quad b = \sum_{i=1}^n x_i b_i \quad (21)$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_i a_j} (1 - \delta_{ij}) \quad (22)$$

II.1.3 Méthodes thermodynamiques avec les règles de mélanges avancées

Dans le cadre de ce mémoire deux méthodes sont mises en lumière à savoir:

- Chao-Seader
- Grayson-Streed

II.1.3.1 Chao-Seader

C'est une méthode prédictive qui peut être utilisée pour les colonnes atmosphérique et les colonnes sous vide utilisant l'eau sous forme liquide ou vapeur.

La méthode doit sa qualité de prédiction à la consolidation des forces venant des autres corrélations et équations d'états. Elle est constituée de:

II.1.3.1.1 Corrélation de Chao-Seader

Pour le calcul du coefficient de fugacité de l'état de référence, l'expression générale [12] suivante intervient:

$$\ln \varphi_i^{*,l} = \ln v_i^{(0)} + \omega_i \ln v_i^{(1)} \quad (23)$$

Avec :

$$v_i^{(0)}, v_i^{(1)} = fcn(T, T_{Ci}, P, P_{Ci}) \quad (24)$$

II.1.3.1.2 Modèle de Scatchard-Hildebrand

Dans Chao-Seader, ce modèle intervient dans le calcul des coefficients d'activité des liquides [13]. L'expression générale s'écrit:

$$\ln \gamma_i = \frac{V_i^{*,l}}{RT} \sum_j \sum_k \varphi_j \varphi_k (A_{ji} - 1/2 A_{jk}) \quad (25)$$

$$A_{ij} = (\delta_i - \delta_j)^2 + 2k_{ij} \delta_i \delta_j \quad (26)$$

$$\text{avec:} \quad \varphi_i = \frac{x_i V_i^{*,l}}{V_m^l} \quad (27)$$

$$V_m^{*,l} = \sum x_i V_i^{*,l} \quad (28)$$

II.1.3.1.3 Redlich-Kwong

Ce modèle intervient pour le calcul des propriétés des phases vapeurs. L'expression s'écrit:

$$P = \frac{RT}{\tilde{V}-b} - \frac{a}{\tilde{V}^2 + b\tilde{V}} \quad (29)$$

$$a = \frac{0,42748R^2T_c^{2.5}}{P_cT^{0.5}} \quad (30)$$

Avec :

$$b = \frac{0,08664RT_c}{P_c} \quad (31)$$

II.1.3.1.4 Lee-Kesler

Cette méthode permet l'estimation de la pression de vapeur saturante et le facteur de compressibilité à une température donnée pour tout composé dont T_c , P_c et ω sont connus.

C'est le modèle le plus précis pour le calcul des enthalpies des gaz [14].

La forme générale est:

$$Z(P_r, T_r, \omega) = Z^{(0)}(P_r, T_r) + \omega Z^{(1)}(P_r, T_r) \quad (32)$$

Avec

$$P_r = \frac{p}{P_c} \quad (33) \quad T_r = \frac{T}{T_c} \quad (34)$$

II.1.3.1.5 Méthode API

Pour le calcul du volume molaire, viscosité et tension de surface des liquides. L'expression mathématique est la suivante:

$$V_m^l = x_p V_P^l + x_r V_r^l \quad (35) \quad \text{avec} \quad V_P^l = fcn(T, T_{éb}, API) \quad (36)$$

II.1.3.2 Grayson-Streed

Cette méthode a été développée pour des systèmes d'hydrocarbures et des gaz légers telsque le CO_2 et le H_2S . Elle est préférée à Chao-Seader quand le système contient de l'hydrogène [15-16].

Son domaine d'utilisation va de 60°F à 800°F pour la température et jusqu'à 200,8427 bar pour la pression.

En plus des équations et modèles intervenant dans Chao-Seader, cette méthode comporte la corrélation de Grayson écrite comme suit:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{f_i^{L*} \gamma_i}{P \phi_i^V} = \frac{\phi_i^{L*} \gamma_i}{\phi_i^V} \quad (37)$$

II.2 APPROCHE DE SIMULATION

Le développement de l'informatique avec l'apparition de logiciels spécialisés a rendu possible le calcul rigoureux de la colonne. Les logiciels offrent un choix de méthodes thermodynamiques à utiliser, tant pour les équilibres liquide-vapeur qui caractérisent la distillation du brut que pour les propriétés physiques des produits [17]. La simulation de notre procédé se fait par un processus itératif faisant appel à des méthodes numériques.

II.2.1 Simulation statique

La simulation statique a pour caractéristique fondamentale d'être dédiée aux calculs de bilan matière et enthalpique ainsi qu'aux calculs d'équilibres entre phases [2]. Les performances des appareils sont estimées à partir des valeurs fournies par l'utilisateur tout en calculant l'évolution du système en régime stationnaire.

II.2.2 Simulation dynamique

La simulation dynamique calcule par contre l'évolution d'un système en régime transitoire avec la prise en compte des phénomènes d'accumulation.

Par les moyens de simulation dynamique, il est possible de suivre le comportement des variables principales du procédé quand elle sont sujettes de perturbations quelconque dans les opérations industrielles.

II.2.3 Les Simulateurs

Il existe à présent beaucoup de simulateurs ; Mais dans le cadre de ce travail seuls Aspen Hysys et Aspen Plus seront mis en lumière.

II.2.3.1 Aspen Hysys

Dans Aspen Hysys la méthode thermodynamique porte le nom de " Fluid Package" et ce dernier permet à l'utilisateur d'organiser toutes les informations dans un fichier interne simple.

Pour les applications de pétrole et gaz, pétrochimie et particulièrement dans le topping du pétrole brut, l'assistant d'Aspen Hysys recommande la sélection de la méthode thermodynamique basée sur l'équation d'état de **Peng-Robinson [18]** (figure II.1) .

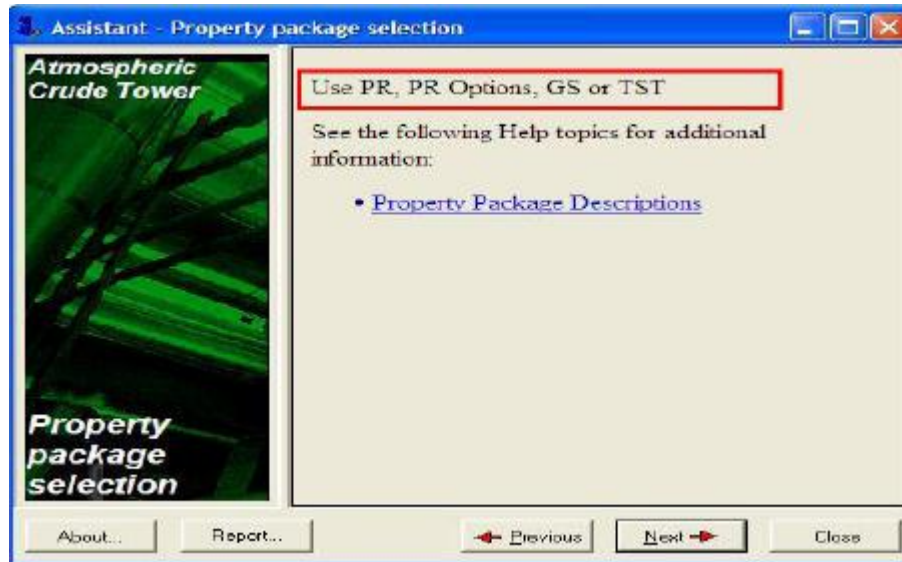


Figure II.1 Assistant d'Aspen Hysys pour le choix de méthode

II.2.3.2 Aspen Plus

Aspen Plus recommande la suite thermodynamique conçue pour les hydrocarbures et gaz légers y compris les modèles pour le calcul des VLE et les corrélations de fugacité de liquide, lesquelles sont utilisées pour des pressions opératoires basses et moyennes.

L'assistant d'Aspen Plus, pour les applications de raffinage du pétrole brut, recommande le model de Chao-Seader (CS) [18] pour la colonne atmosphérique (figure II.2)



Figure II.2 Assistant d'Aspen Plus pour le choix de la méthode

II.2.3.2.1 Assay Data

Dans Aspen Plus “ Assay Data” constitue une donnée essentielle d’un pétrole brut. Il se présente sous forme d’un tableau regroupant trois ensembles de données à savoir:

- Composition des constituants légers
- TBP
- Courbe de densité API

II.2.3.2.2 Pseudocomponents

Dans le jargon d’Aspen Plus, “Pseudocomponents” sont des fractions pétrolières et le gaz naturel caractérisés par les propriétés majeures suivantes:

- Température normale d’ébullition
- Masse moléculaire
- Densité
- Propriétés critiques

III

Techniques de distillation du pétrole brut

III.1 EQUILIBRE DE PHASES

Comme toute autre opération unitaire du génie des procédés, la distillation est régit par les lois d'équilibres entre phases dont les plus percuteuses sont les équilibres liquide-vapeurs accompagnés le plus souvent des équilibres liquide-liquide-vapeurs [19].

III.1.1 Equilibre Liquide-Vapeur

Recontré presque tout au long de la colonne depuis l'alimentation jusqu'au soutirage des produits, cet équilibre est quantifié par les paramètres suivants:

➤ Volatilité absolue : $K_i = \frac{y_i}{x_i} \approx \frac{P_i^o}{p} \gamma_i^L$ (38) ➤ Fraction vaporisée: $\psi = \frac{V}{F}$ (40)

➤ Volatilité relative: $\alpha = \frac{K_i}{K_j}$ (39) ➤ $\sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{K_i(T_{rosée}, P)} = 1$ (41)

➤ Température d'ébullition : $T_{éb}$

➤ Température de rosée : $T_{rosée}$

➤ $\sum_{i=1}^n Z_i K_i(T_{éb}, P) = 1$ (42)

➤ Relation de flash:

$\sum_{i=1}^n \frac{K_i Z_i}{(1-\psi) + K_i \psi} - \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{(1-\psi) + K_i \psi} = 0$ (43)

III.1.2 Equilibre Liquide-Liquide-Vapeur

Rencontré souvent dans dans le ballon de reflux de la colonne à distiller, l'équilibre liquide-liquide-vapeur se produit soit par les déviations de l'idéalité des tensions de vapeur des constituants du mélange ou par l'atteinte de la limite de solubilité des différents constituants [20].

Dans certains cas, il occasionne la présence des distillations hétéroazéotropiques dans l'industrie du raffinage du pétrole.

Comme dans les équilibres liquide-liquide, le potentiel chimique pour un constituant donné peut s'écrire comme suit:

$$\mu_i^{L1} = \mu_i^{L2} = \mu_i^V \quad (44)$$

Le calcul de ces équilibres peut être estimé par les modèles de coefficients d'activités comme UNIFAC, NRTL, etc.

III.2 Mise en oeuvre de la colonne

III.2.1 Degré de liberté

Etant une opération délicate et sous-spécifiée, la colonne de distillation du brut a un degré de liberté qui s'exprime par la relation suivante:

$$ddL = n + 4 + L \quad (45)$$

Avec n: le nombre d'équations et nombre de variables décrivant tous les bilans et tous les équilibres intervenant dans la colonne et L: le nombre de flux issus de la colonne [20].

III.2.2 Fonctionnement en continu

Pour éviter des problèmes d'hydrodynamique à l'intérieur de la colonne (assèchement), les problèmes d'arrêt et de démarrage, qui ont un impact considérable sur le coût et le temps, les colonnes de topping fonctionnent en continu.

III.2.3 Influence du taux de reflux

III.2.3.1 Reflux total

A reflux total, comme dans la méthode de McCabe et Thiele en distillation binaire, le nombre de plateaux de colonne est minimal. La relation utilisée reliant ces deux grandeurs tout en tenant compte des fluctuations de volatilité le long de la colonne est celle de **Winn** décrite ci-dessous:

$$\frac{x_{i,D}}{x_{i,R}} \left(\frac{x_{j,R}}{x_{j,D}} \right)^{\theta_{i,j}} = \beta_{i,j}^N \quad (46) \quad \text{Avec :} \quad \beta_{i,j}^N = \frac{K_i}{K_j^{\theta_{i,j}}} \quad (47)$$

III.2.3.2 Reflux minimal

A reflux minimal, le nombre de plateaux est infini et cette condition de travail est improbable. La relation de **Underwood** estime le reflux minimal par l'expression suivante:

$$\sum_{i=1}^{i=nd} \frac{\alpha_i Z_i}{(\alpha_i - \theta_j)} = \psi \quad (48)$$

Avec :

$$\sum_{i=1}^{i=nd} \frac{\alpha_i D_i}{(\alpha_i - \theta_j)} = V_{\min} = (1 + r_{\min})D \quad (49)$$

III.2.4 Plateaux

III.2.4.1 Plateaux théoriques

Ils assurent le contact liquide-vapeur et leur représentation fait appel à la théorie du double film, en admettant l'existence de deux phases continues séparées par un interface [20].

Les équations qui régissent cette théorie s'écrivent:

$$N_i = K_{i,V} a(y_i^* - y_i) = K_{i,L} a(x_i - x_i^*) = \eta_{i,v} a(y_i^* - y_i) \quad (50)$$

$$\frac{1}{\eta_{i,v}} = \frac{1}{K_{i,V}} + \frac{K_i}{K_{i,L}} \quad (51)$$

III.2.4.2 Efficacité locale

Sur le plateau, la vapeur et le liquide se rencontrent à courants croisés. La relation suivante intervient et définit la notion d'efficacité locale:

$$\frac{y_p - y_{p+1}}{y_p^* - y_{p+1}} = 1 - \exp(-NUT) = Eog \quad (52)$$

Avec :

$$NUT = \frac{\eta_{i,v} a}{V} v \quad (53)$$

III.2.4.3 Efficacité Murphrée

C'est une moyenne pondérée des phénomènes hydrodynamiques sur toute la surface active du plateau. Elle est définie par l'équation :

$$E_{i,MV} = \frac{y_{i,p} - y_{i,p+1}}{y_{i,p}^* - y_{i,p+1}} \quad (54)$$

Avec :

$$y_{i,p}^* = K_{i,p} x_{i,p} \quad (55)$$

III.2.4.4 Efficacité globale

Ce paramètre évalue l'efficacité globale d'une colonne réelle. Son expression est la suivante:

$$E_{globale} = \frac{N_{th}}{N_{réel}} \quad (56)$$

Elle peut aussi s'exprimer en fonction de l'efficacité de Murphrée par la relation suivante:

$$E_{MV} = \frac{\wedge^{E_{globale}} - 1}{\wedge - 1} \quad (57)$$

III.2.5 Domaine de fonctionnement d'une colonne

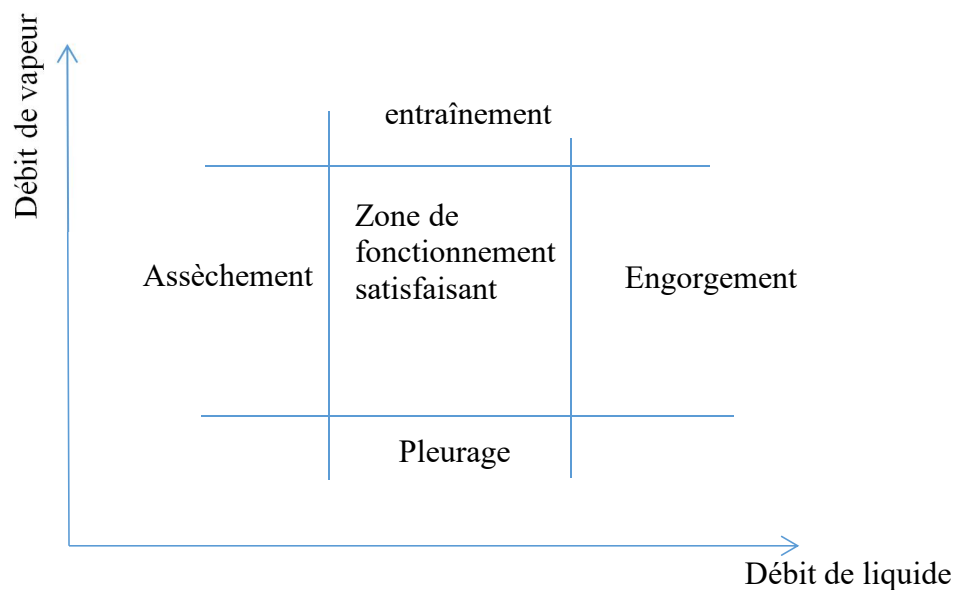


Figure III.1 Limites de Fonctionnement d'une colonne

III.3 Corps distribués et corps non distribués

Industriellement, le traitement du pétrole brut commence par son déssalage puis son passage à travers le train d'échange avant de rejoindre les colonnes de préflah et atmosphérique [20].

a) Corps non distribués

Ce sont des produits qui ne se retrouvent que dans le distillat (corps non distribués légers) ou dans le résidu (corps non distribués lourds) après distillation du pétrole brut.

b) Corps distribués

Ce sont des produits qui se retrouvent à la fois dans le distillat et dans le résidu après distillation.

Ils servent de guide de comportement de la distillation et génèrent des composés dits **Clés légères** et **Clés lourdes**.

III.4 Bilans globaux de la colonne

III.4.1 Bilans par le modèle de transfert

a) Bilans matières

$$\text{Phase vapeur : } V_{i,j+1} - V_{i,j} + F_{i,j}^V - S_{i,j}^V + N_{i,j}^V = 0 \quad (58)$$

$$\text{Phase liquide : } L_{i,j-1} - L_{i,j} + F_{i,j}^L - S_{i,j}^L + N_{i,j}^L = 0 \quad (59)$$

$$\text{Interface : } N_{i,j}^V = N_{i,j}^L = N_{i,j} \quad (60)$$

b) Bilans enthalpiques

Phase vapeur

$$\left(\sum_{i=1}^{i=n} V_{i,j+1} \right) h_{j+1}^V - \left(\sum_{i=1}^n V_{i,j} \right) h_j^V + \left(\sum_{i=1}^n F_{i,j} \right) h_{F,j}^V + \left(\sum_{i=1}^n S_{i,j}^V \right) h_j^V + Q_j^V + \phi_j^V = 0 \quad (61)$$

Phase liquide

$$\left(\sum_{i=1}^n L_{i,j-1} \right) h_{j-1}^L - \left(\sum_{i=1}^n L_{i,j} \right) h_j^L + \left(\sum_{i=1}^n F_{i,j} \right) h_{F,j}^L - \left(\sum_{i=1}^n S_{i,j}^L \right) h_j^L + Q_j^L - \phi_j^L = 0 \quad (62)$$

III.4.2 Bilans par la méthode générale

a) Bilans matières

$$\text{Colonne totale: } PB = \sum_{i=1}^n S_i + BR \quad (63)$$

$$\text{Zone d'expansion : } \sum_{i=1}^n S_i = VI + Vf - RZE \quad (64)$$

$$BR = BRI + RZE - Vf \quad (65)$$

b) Bilan enthalpique

$$PB^*h_{PB} + Q_E + \sum_{i=1}^4 Q_{V_{eau}} H_i = \sum_{i=1}^n S_i h_i + BR^*h_{BR} + Q_{L_{eau}} h + Q_S + \sum_{i=1}^2 Q_{CI_i} \quad (66)$$

III.5 Condenseurs intermediaires et strippers latéraux

➤ Condenseurs intermediaires

Cette technique sert à exporter de la chaleur excédentaire produite dans la zone de rectification de la colonne par l'intermédiaire des plateaux afin de réduire les risques d'assèchement de la colonne.

Lors de la conception de ces unités sur Aspen Plus, les spécifications requises sont la quantité de chaleur à extraire, le plateau de soutirage, le plateau de renvoi et le débit à soutirer.

L'illustration du positionnement d'un condenseur intermédiaire sur la colonne du topping (figure III.2) est faite ci-dessus.

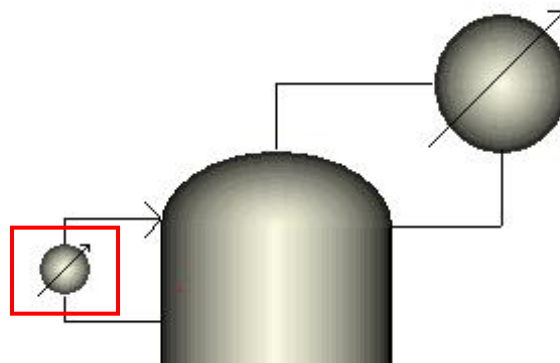


Figure III.2 Condenseur intermédiaire de l'unité de topping

➤ Strippers latéraux

Cette technique utilise de la vapeur surchauffée à contre-courant pour revaporiser les gaz préalablement dissous dans le soutirât et les entraîner ensuite vers la colonne principale afin de porter correction sur les points de coupe du produit à traiter.

Dans Aspen Plus, l'efficacité de ces appareils (figure III.3) est fonction du débit de vapeur et des spécifications du design à savoir : le nombre de plateaux, le plateau de soutirage, le plateau de renvoi et le débit de soutirât.

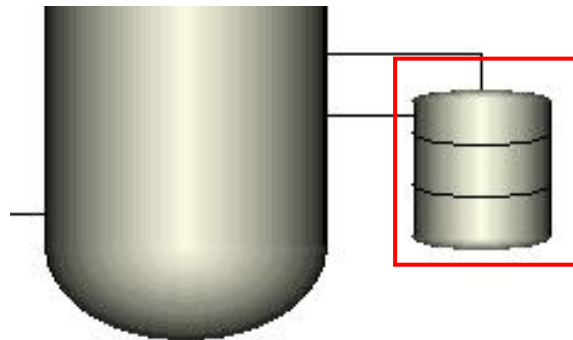


Figure III.3 Stripper latéral de l'unité de

III.6 Approche de la pression et de la température

III.6.1 Pression

La pression joue un grand rôle dans l'évolution des niveaux thermiques dans le rebouilleur et le condenseur.

Dans la colonne de distillation atmosphérique, un bon choix serait compris entre 1 et 3 bar et la pression est réglée au sommet de la colonne.

$$P \nearrow = \alpha \nearrow$$

III.6.2 Température

Dans la colonne le profil de température est décroissant du bas vers le haut et ceci est fonction de la température d'ébullition des produits.

Les grandes températures se situent autour de la chaudière, servant de vaporisation partielle du brut, et autour du résidu atmosphérique. Toutefois pour minimiser la dépense énergétique ou de matière, en termes d'utilité dans la chaudière, la solution serait de préchauffer le brut dans un train d'échangeurs allant de 2 à 4 unités.

III.7 Contrôle de la colonne atmosphérique

Pour palier un certain nombre de perturbations en fonctionnement, on va utiliser des structures de régulations nécessaires pour faire des corrections des grandeurs (figure III.4). Le régulateur le plus employé est du type PID ou PI et la colonne fonctionne en boucle fermée [20].

Les principales variables à réguler sont:

- La pression
- Le débit de distillat/et ou des soutirats
- La température de la chaudière
- Le débit des vapeurs de stripping
- Le niveau du liquide du ballon de reflux et de fond de tour

On pourrait ajouter:

- La D86-95 du naphta
- La D86-5 du LGO
- Le niveau d'eau acide décantant dans le ballon de reflux
- Le niveau du fluide dans les strippers

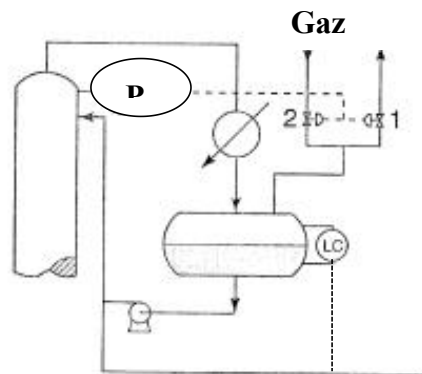


Figure III.4 Exemple de régulation de pression et de niveau d'une colonne atmosphérique

III.8 Conception d'un schéma de séparation

III.8.1 Règles heuristiques

Ces règles donnent des orientations pour définir les schémas de mise en place pour la séparation des mélanges d'hydrocarbures [20]. Elle constitue la base de l'idéologie de la colonne atmosphérique et se recontre le plus souvent dans le fractionnement des essences.

Ces règles suivent la chronologie suivante :

- Eliminer en premier les constituants majoritaires
- Commencer par les séparations faciles
- Privilégier les séparations équilibrées, c'est à dire celles où les débits de distillat et de résidu sont du même ordre de grandeur
- Terminer par les séparations difficiles

III.8.2 Théorie de Tedder et Rudd

Tedder et Rudd ont proposé sept schémas pour le fractionnement des mélanges multicomposants (ternaires) en coupes distinctes.

Chaque configuration est fonction de la grandeur suivante appelée indice de facilité:

$$I = \alpha_{AB} * \alpha_{BC} \quad (67)$$

- ✓ Si $I < 1.6$ on a une séparation facile et on se réfère à l'abaque A pour mettre en place un schéma de séparation (figure III.5 et figure III.6)
- ✓ si $I > 1.6$ on a une séparation difficile et on se réfère à l'abaque B pour mettre en place un schéma de séparation (figure III.5 et figure III.6)

Les figures suivantes illustrent les concepts de Tedder et Rudd :

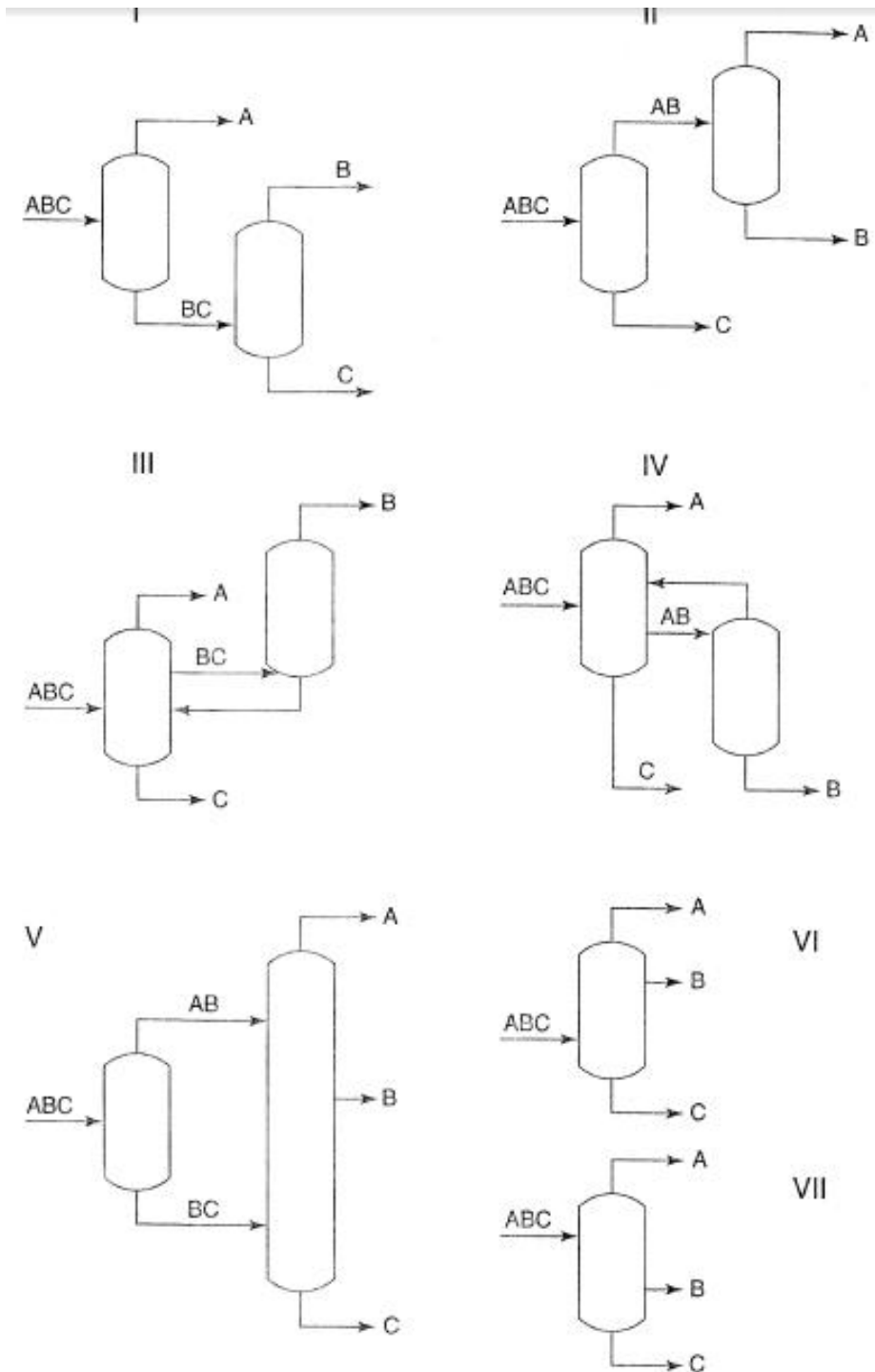


Figure III.5 Configurations de Tedder et Rudd

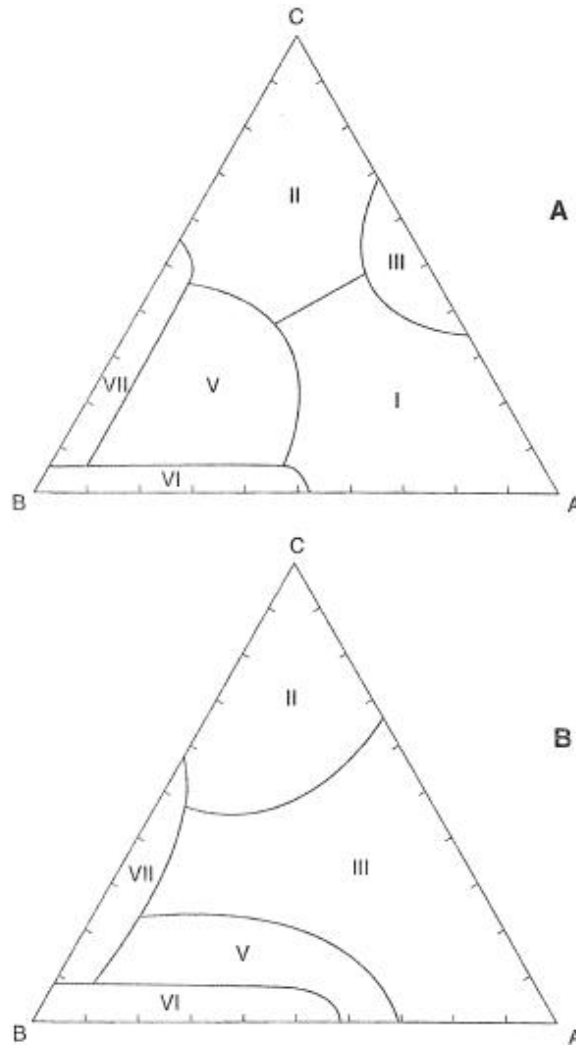


Figure III.6 Diagramme de selection du schéma selon l'indice de facilité

III.9 Fractionnement

III.9.1 Qualité de fractionnement

Dans le monde de la simulation des colonnes de distillation atmosphérique, la qualité de fractionnement entre coupes pétrolières est jugée par les termes de « gap » ou de « overlap » [20].

Ces deux variables sont calculées par l'expression ci-après:

$$\text{Gap (ou Overlap)} = [\text{D86-95}_{(\text{CL}_e)}] - [\text{D86-5}_{(\text{CL}_o)}] \quad (68)$$

Avec gap : décalage positif et overlap : décalage négatif

Le fractionnement serait parfait si $TBP-95_{(CLe)} = TBP-5_{(CLo)}$.

Le tableau III.1 donne quelques valeurs approximatives de jugement de fractionnement entre coupes:

Tableau III.1 Valeurs typiques de gap et overlap

Méthodes de distillation normalisées	Séparation entre produits	Gap (°C)
ASTM D86	Essence totale/kérosène	10 à 20
D86-95 coupe légère	Kérozène/gazole léger	5 à 10
D86-5 coupe lourde	Gazole léger/gazole lourd	0 à -5 (overlap)
ASTM D1160	Gazole sous vide/distillat sous vide	5
D1160-90 coupe légère		
D1160-10 coupe lourde		

III.9.2 Concept de Packie

Le concept de Packie [20] est la référence pour le calcul manuel des colonnes de distillation avant l'avènement de l'ère informatique et elle est aujourd'hui intégrée dans les simulateurs pour estimer les gap et overlap. La relation proposée se présente comme suit:

$$gap(overlap) = f\left(\frac{nr_f}{k}\right) \quad (69)$$

avec n : nombre de plateaux réels de fractionnement entre les deux coupes considérées

$$r_f = \frac{Ri}{\sum S_i} \quad (70)$$

Ri : débit de reflux sous le soutirage supérieur

$\sum S_i$: somme des soutirages plus légers que le soutirage inférieur

k : facteur correctif

III.9.3 Points de coupe typique des produits de topping

Les données des points de coupe[21] sont repertoriées dans le tableau III.2.

Tableau III.2 Points de coupe des fractions pétrolières

Column	Fraction	Temperature	Carbon range
Atmospheric column	Fuel Gases	>40	C ₁ -C ₂
	LPG		C ₃ -C ₄
	Straight run gasoline/	20-90	C6-C10
	Naphtha (Medium and heavy)	130-180	C6-C10
	Kerosene	150-270	C11-12
	Light gas oil	230-320	C13-C17
	Heavy gas oil	320-380	C18-C25

III.9.4 Fractionnement du naphta totale

Dans le sillage de notre étude, la simulation de ce fractionnement ne sera pas exécuté mais celui-ci est évoquée pour des raisons de combler le vide dans le schéma de raffinage d'une façon théorique.

Au sortir de la colonne de distillation atmosphérique, le naphta totale subit des fractionnements dans une série de quatre colonnes à pressions variées (figure III.7).

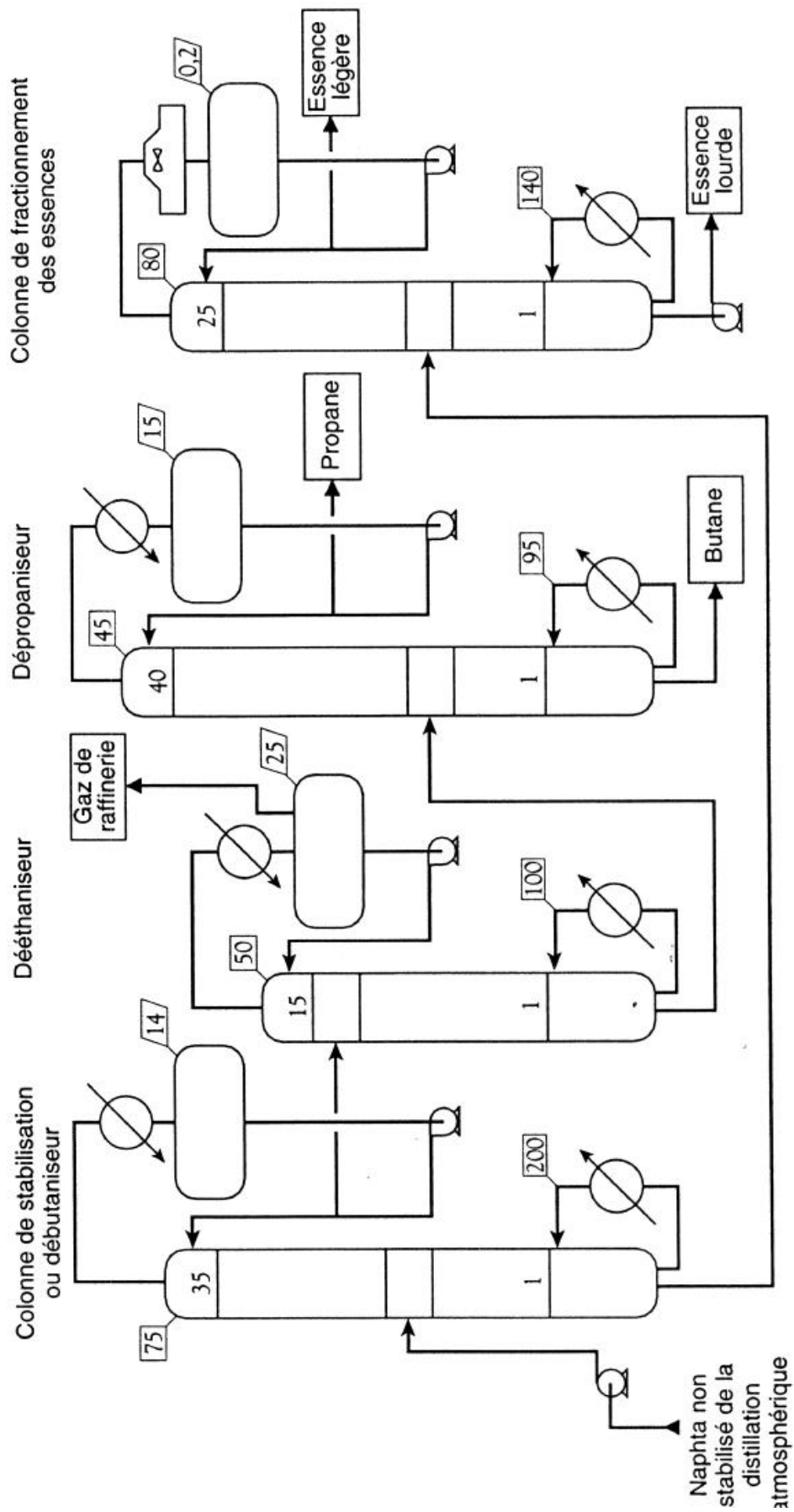


Figure III.7 Fractionnement du naphtha total

III.10 Diagramme TQ

Ils s'agit d'un graphe regroupant tous les flux constituant des sources de chaleurs (flux chauds) et tous les flux constituant des puits de chaleur (flux froids) avec leurs courbes enthalpiques et leurs températures (entrée et sortie) respectives.

Le diagramme est caractérisé par la zone dite de «pinch» (ΔT_{\min}) et sert , dans le topping, d'améliorer la surface d'échange de chaleur en estimant des générations/consommations d'utilités et de réaliser des calculs économiques (figure III.8).

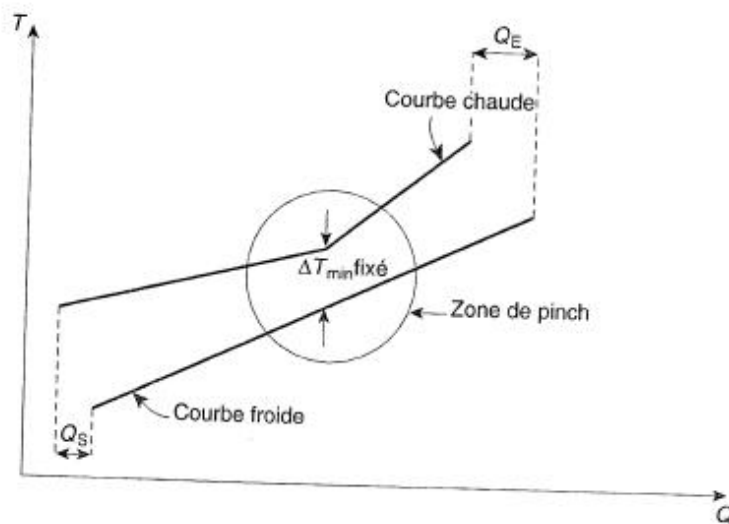


Figure III.8 Diagramme TQ

IV

Technologie de la colonne du topping

Autour de la colonne de distillation atmosphérique du pétrole brut se trouve toute une panoplie de technologies qui contribuent grandement à un meilleur fractionnement de la matière première. En effet, pour demeurer dans les repères de notre étude nous ne présenteront que la technologie des colonnes à plateaux.

IV.1 TECHNOLOGIE INTERNE

IV.1.1 Plateaux à courants croisés

Ce sont les plus répandus et ils se caractérisent par la présence d'un barrage et d'un déversoir [22] permettant d'imposer une rétention liquide (figure IV.1).

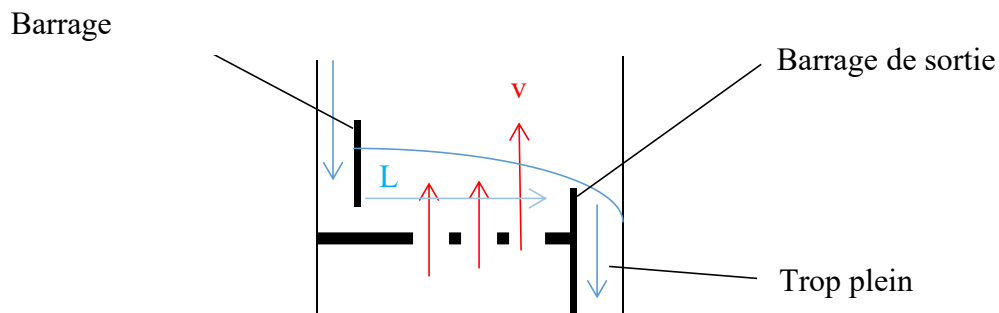


Figure IV.1 Plateau à courants croisés

Le plateau est constitué généralement des éléments suivants:

- Aire active
- Déversoir
- Zone de dévésiculation
- Barrage d'entrée
- Zone de dégazage
- Éléments de barbotage

IV.1.1.1 Circulation des fluides

a) Côté vapeur

Pour ce qui concerne la vapeur, la circulation est invariante, elle se fait du bas en haut en passant à travers les éléments de barbotage tout en traînant avec elle les constituants les plus volatils du liquide et cède les plus lourds à ce dernier.

b) Côté liquide

La circulation du liquide peut se faire, selon la technologie utilisée, en une ou plusieurs passes occasionnée par les éléments de barbotage et débouche en une rétention quantifiée par une variable appelée gradient hydraulique (Δ).

Les différentes possibilités de circulation du liquide [22] se présentent comme suit (figure IV.2):

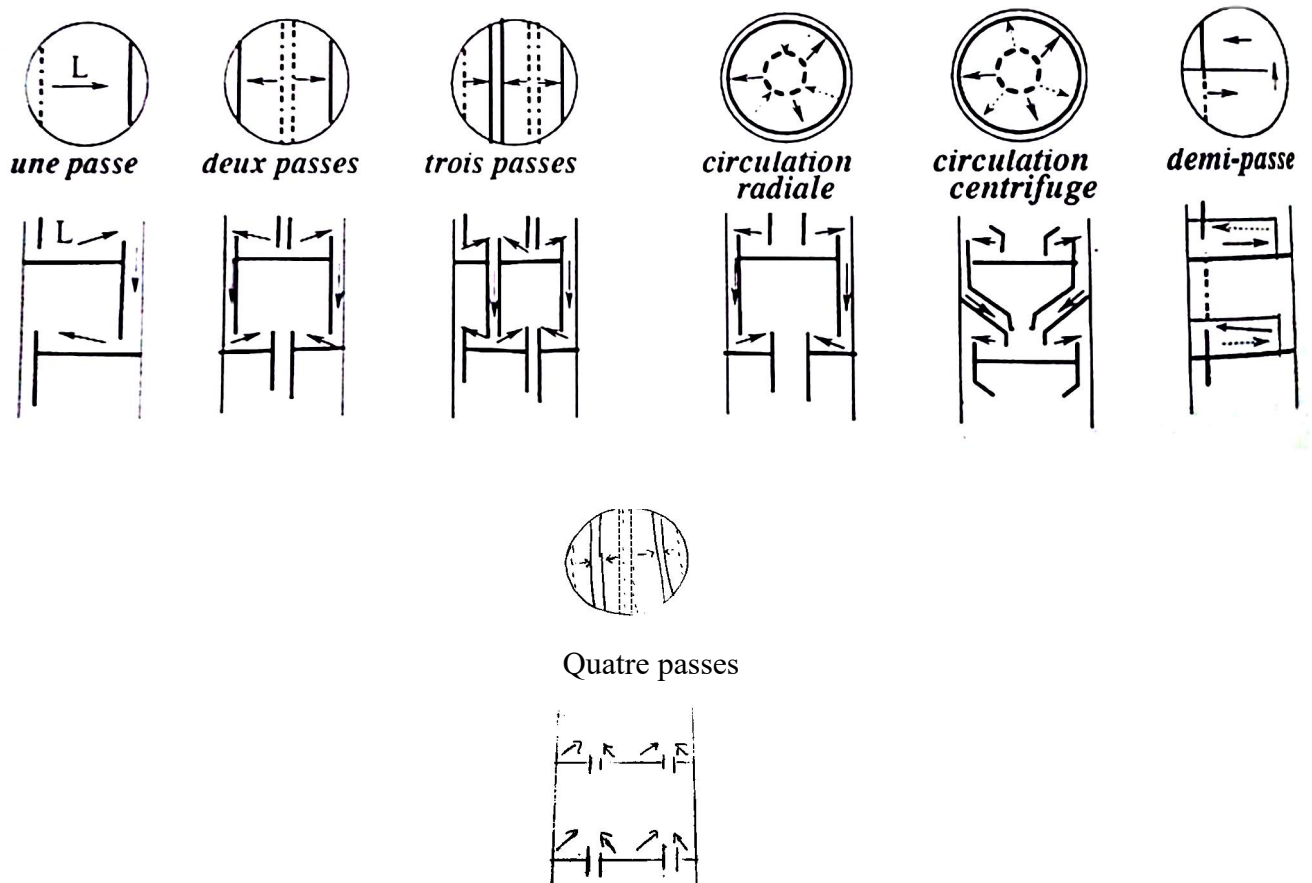


Figure IV.2 Possibilités de circulation du liquide

IV.1.1.2 Les éléments de barbotage

Ils peuvent être disposés selon trois configurations avec un écartement « p » appelé : pas, (figure IV.3).

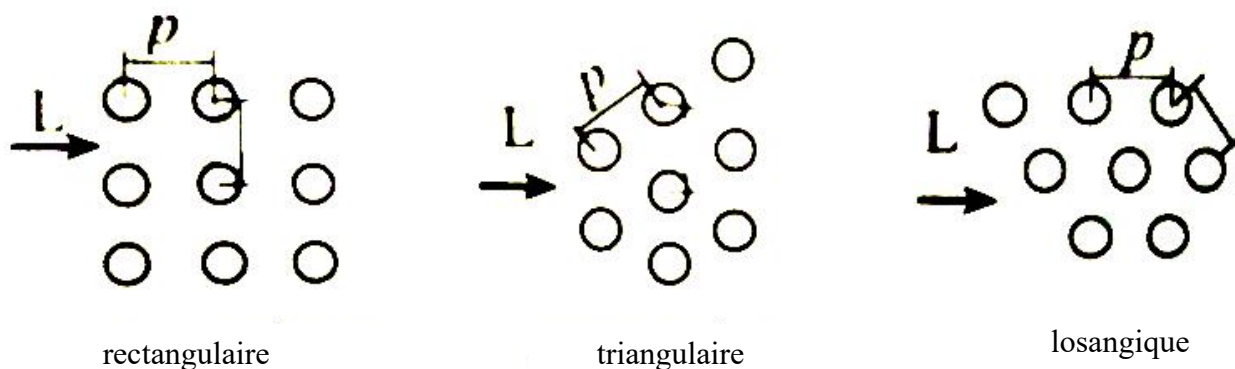


Figure IV.3 Disposition des éléments de barbotage

Les éléments de barbotage définissent quatre classes de plateaux:

➤ Plateaux perforés et assimilés

Les deux sont moins coûteux et peu efficaces mais les plateaux assimilés présentent un gain d'efficacité à cause de l'ajout d'un trajet chicané coté vapeur. Les diamètres des orifices pouvant aller de 1 à 25 mm (figure IV.4). Plateau perforé (à gauche) et deux plateaux assimilés (à droite).

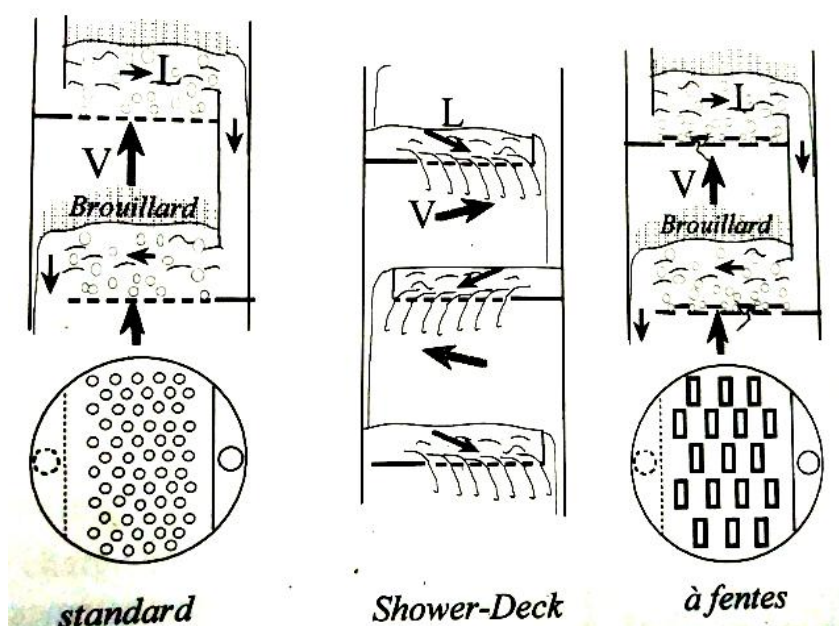


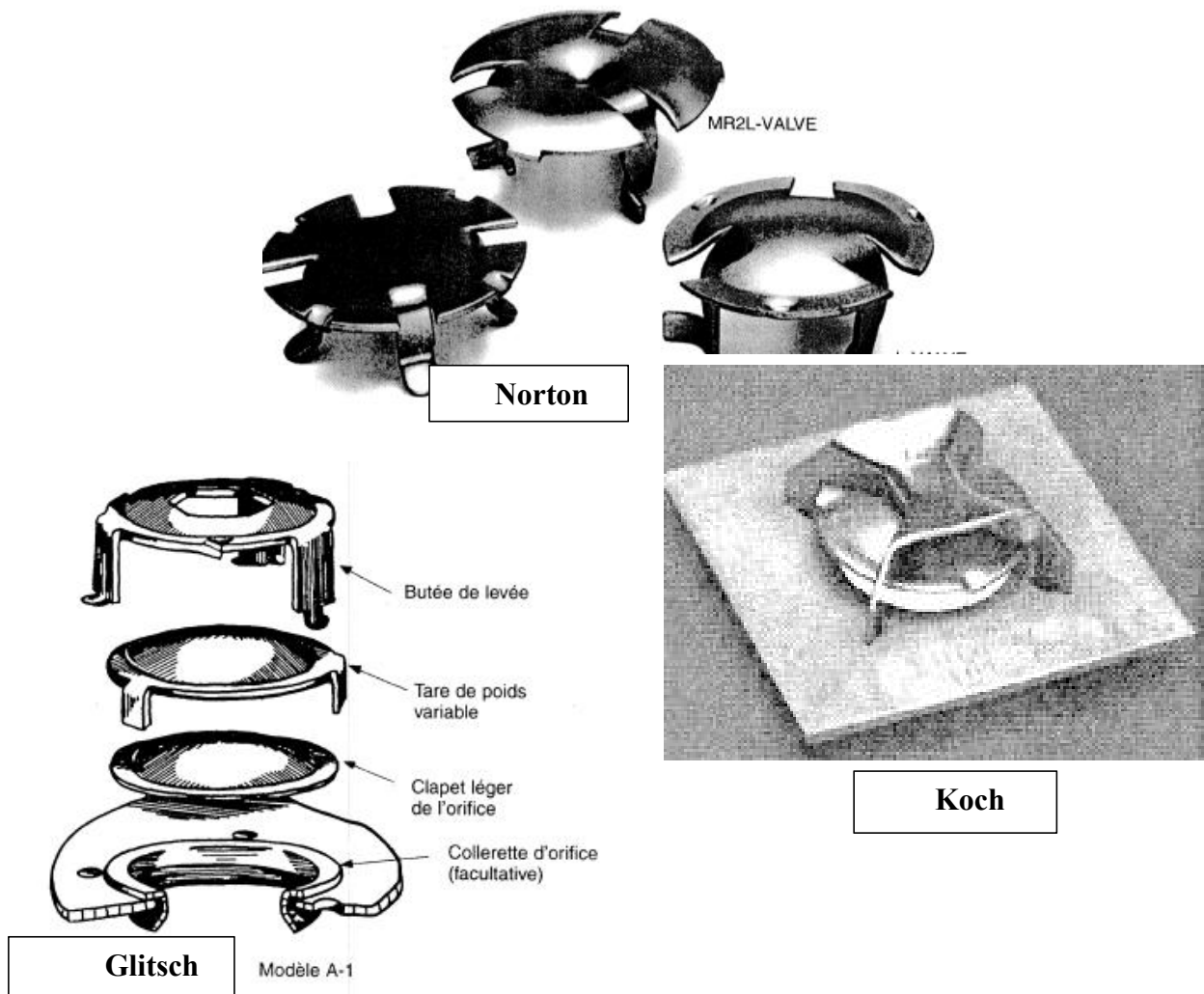
Figure IV.4 Plateaux perforés et assimilés

➤ **Plateaux à cloches**

Ils sont plus efficaces et engendrent moins d'entraînement de liquide mais leurs importantes rétentions statiques et dynamiques et leur coût élevé constituent des inconvénients majeurs et amoindrissent leur éligibilité lors des choix de dimensionnement.

➤ **Plateaux à clapets**

Ces plateaux sont un bon compromis entre les deux derniers car ils s'adaptent aux conditions de fonctionnement, donc une grande flexibilité, et ils ont des pertes de charges limitées à débits élevés. Les clapets sont des pièces métalliques munies de pattes recourbées, disposées sur les orifices du plateau et dont le soulèvement est fonction croissante du débit de vapeur [23]. Plusieurs constructeurs proposent des technologies différentes (figure IV.5).



IV.1.2 Plateaux à contre-courant

Utilisés principalement en cas de fluide encrassant et/ou contenant du solide susceptible de se déposer. Il s'agit d'un plateau perforé, sans barrage ni déversoir dont le diamètre pouvant aller de 20 à 50 mm (figure IV.6).

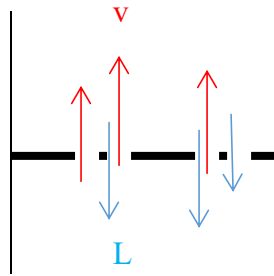


Figure IV.6 Plateau à contre-courants

IV.2 Matériaux de construction

La sélection des matériaux de construction est d'une grande importance vu les éventuels problèmes de corrosion pouvant s'interférer dans la colonne. Pour lutter contre ces derniers on utilise des alliages spéciaux en fonction des zones de la colonne.

- On utilise souvent du monel en tête de colonne pour faire face à la salinité résiduelle des produits dans le condenseur.
- On utilise généralement de l'acier du type 410S ou acier carbone pour les plateaux.
- On utilise, pour les zones plus chaudes de la colonne (300-420°C), des aciers alliés (5%Cr , 0.5%Mo) et voire à des vitesses élevés , des aciers alliés (12% à 18%Cr).

La colonne elle même peut être revêtue en 410 en certaines zones et en acier inoxydable dans d'autres.

IV.3 Hydrodynamique des colonnes à plateaux

IV.3.1 Régimes d'écoulement

Sur le plateau on peut rencontrer des régimes suivants du mélange gaz-liquide (figure IV.7).

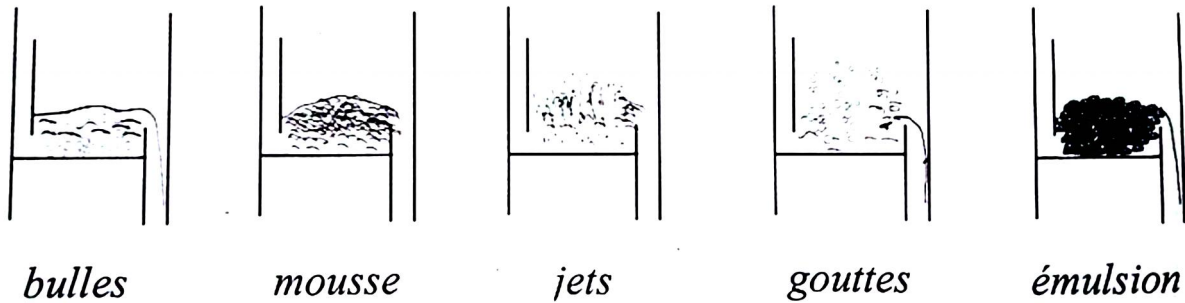


Figure IV.7 Régimes d'écoulement sur plateaux

IV.3.2 Caractéristiques géométriques et agencements des plateaux

a) Caractéristiques géométriques d'un plateau

Les caractéristiques géométriques du plateau [23] se résument dans le schéma ci-dessous (figure IV.8) :

- ◆ D_T
- ◆ h
- ◆ D
- ◆ T
- ◆ e
- ◆ h_{od}
- ◆ AA
- ◆ AD

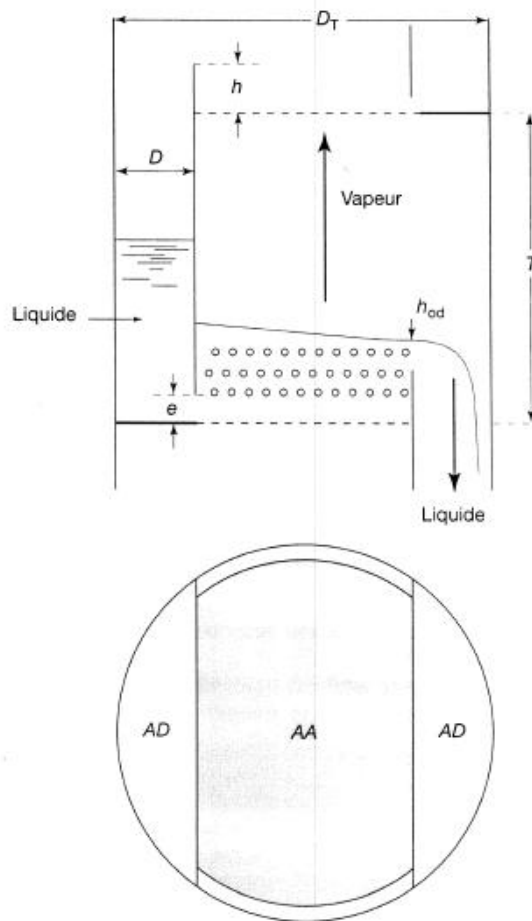


Figure IV.8 Grandeurs caractéristiques du plateau

b) Agencement des plateaux

L'espacement entre plateaux se fait en fonction du diamètre de la colonne. On admet généralement les dispositions suivantes:

$$\begin{aligned} T &= 45 \text{ cm pour } D_T < 1.2 \text{ m} \\ 60 < T < 75 \text{ cm pour } D_T > 1.2 \text{ m} \end{aligned}$$

Enfin, pour assurer une bonne dévésiculation de la phase vapeur il faudrait spécifier un espacement suffisant entre plateaux.

IV.3.3 Autres grandeurs et corrélations intervenant dans le dimensionnement d'un plateau

IV.3.3.1 Facteur de débit

$$\varphi = \frac{Q_{mL}}{Q_{mG}} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (71)$$

IV.3.3.2 Facteur de capacité

Déterminé généralement à l'aide des abaques du constructeur:

$$C_{Ge} = u_{Geng} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (72) \quad \text{ou} \quad C_{GAA} = u_{GAA} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (73)$$

IV.3.3.3 Facteur de charge gazeuse

$$\varphi_{GAA} = u_{GAA} \sqrt{\rho_G} \quad (74)$$

IV.3.3.4 Souplesse

$$S_p = \frac{Q_{G\max}}{Q_{G\min}} \quad (75)$$

IV.3.3.5 Pertes de charge

- À la traversée de l'orifice du plateau

$$\Delta P_s = c * u_{Go}^2 \quad (76)$$

- À la formation des bulles

$$\Delta P_\sigma = 4\sigma / d_o \quad (77)$$

- À la traversée du liquide

$$\Delta P_L = \rho_L g h_{cl} \quad (78)$$

D'ou la perte de charge totale sur un plateau : $\Delta P_t = \Delta P_s + \Delta P_\sigma + \Delta P_L \quad (79)$

IV.3.3.6 Corrélation de Kister et Hass

Kister et Hass ont proposé une corrélation d'application générale pour le dimensionnement d'un plateau et elle se présente comme suit:

$$C = 0.05 \left[\frac{d_o^2 \sigma}{\rho_L} \right]^{0.125} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.1} \left[\frac{T}{h_{cl}} \right]^{0.5} \quad (80)$$

IV.3.4 Capacité de la colonne

C'est le débit maximale pouvant être traité par la colonne sans perte notable d'efficacité , sans engorgement et sans augmentation gênante de perte de charge.

IV.3.5 Longueur de la colonne

La longueur de la colonne peut être estimée par la relation suivante:

$$L_c = 1.2T(N_T - 2) \quad (81)$$

Partie II : Approche Pratique

V

Conception du PFD et P&ID par Aspen Plus

V.1 SIMULATION STATIQUE

Comme il a été dit plus haut, cette partie de la simulation constitue l'étape primordiale de l'étude de simulation et elle nous permet d'avoir une vision rapide sur les bilans (matière et énergie) d'une part et la conception du PFD (schéma de procédé) de l'autre .

V.1.1 Caractéristiques de la matière première: Pétrole brut de Hassi Messaoud

Notre matière première a une densité API de 45.5, une TBP, une courbe densité API et un fractionnement de coupe légère qui se présentent dans les tableaux V.1; V.2 et V.3.

Tableau V.1 Données TBP de la matière première

Pourcentage distillé en volume (%)	Température (F)
10,4	160
28,7	290
42,4	390
56,5	500
69,2	635
78,5	775
90,5	932

Tableau V.2 Données API de la matière première

Pourcentage distillé moyen (%)	API
19,55	64
35,55	53.3
49,45	44.6
62,85	36.6
73,85	31.1
84,5	28.6
95,25	21.2

Tableau V.3 Fractionnement de la coupe légère

Composant	% Wt	% Vol
Méthane	-	
Ethane	0,05	0,08
Propane	0,86	1,21
Iso-butane	0,39	0,53
N-butane	2,49	3,27
Iso-pentane	1,33	1,69
N-pentane	2,53	3,19
Total	7,65	9,97

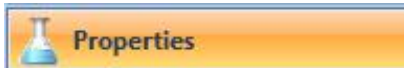
V.1.2 Capacité de l'installation

L'unité de distillation de notre pétrole brut a une capacité de 4MT/an ce qui est équivalent de 78277,8865 bbl/day en unités anglo saxonnes préférées par Aspen Plus, avec pour objectif de séparer les différentes fractions indiquées ci-dessous :

- Naphta léger (A)
- Naphta totale (B+C)
- Kérosène
- Gasoil léger (LGO)
- Gasoil lourd (HGO)
- Résidu atmosphérique (RAT)

V.1.3 Traitement de données dans Aspen Plus

V.1.3.1 Environnement de travail 1: Properties



A) Sélection des constituants

Select components

Component ID	Type	Component name	Alias
▶ H2O	Conventional	WATER	H2O
▶ C1	Conventional	METHANE	CH4
▶ C3	Conventional	PROPANE	C3H8
▶ IC4	Conventional	ISOBUTANE	C4H10-2
▶ NC4	Conventional	N-BUTANE	C4H10-1
▶ IC5	Conventional	2-METHYL-BUTANE	C5H12-2
▶ NC5	Conventional	N-PENTANE	C5H12-1
▶ C2	Conventional	ETHANE	C2H6
▶ HASSI-ME	Assay		

Find Elec Wizard User Defined Reorder Review

Figure V.1 Constituants du mélange

B) Spécification du brut

Dist Curve Light-Ends Gravity/UOPK Molecular Wt Options Commer

Distillation curve

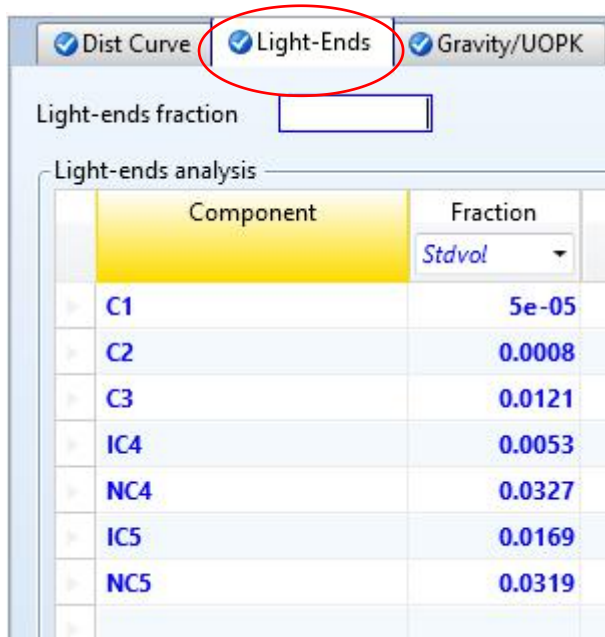
Distillation curve type

Pressure:

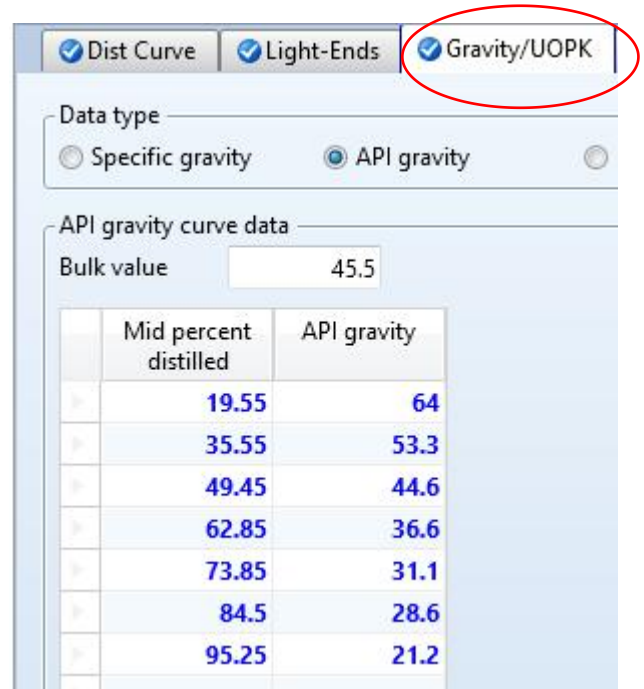
Bulk gravity value
 Specific gravity
 API gravity

Percent distilled	Temperature
	F
▶ 10.4	160
▶ 28.7	290
▶ 42.4	390
▶ 56.5	500
▶ 69.2	635
▶ 78.5	775
▶ 90.5	932

(a)



(b)



(c)

Figure V.2 Spécification de la charge: TBP(a), fraction légère(b)
Courbe API(c)

C) Sélection de la méthode thermodynamique

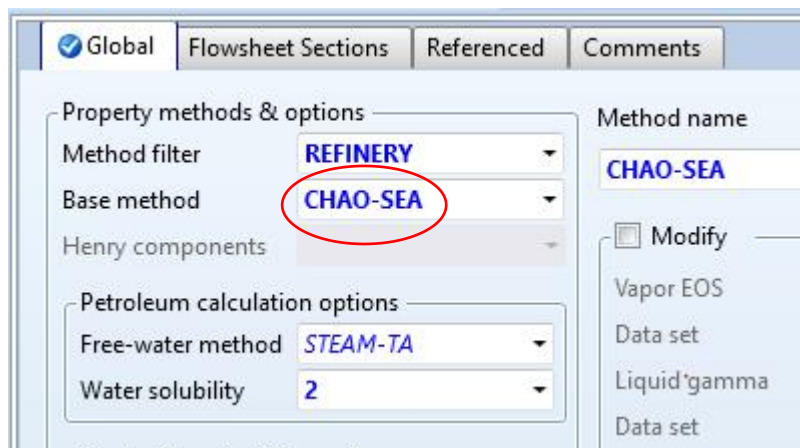


Figure V.3 Sélection de Chao-Seader comme méthode thermodynamique

D) Génération des pseudo-constituants

A ce stade il s'agit de générer avec estimation les pseudo-constituants contenus dans notre brut afin de vérifier l'étendue de sa complexité et l'aspect multicomposant qu'à un pétrole brut.

Après exécution du système, on trouve près de 33 pseudo-constituants répertoriés dans le tableau V.4.

Tableau V.4 Extrait des pseudo-constituants générés

Pseudocomponent	Average NBP	API gravity	Specific gravity	UOPK	Molecular weight	Critical temperature	Critical pressure
	C					C	bar
▶ PC74C	74.1932	70.274	0.70128	12.1932	87.7462	251.59	32.3366
▶ PC87C	86.5865	67.6071	0.710673	12.1735	93.628	265.097	30.7533
▶ PC100C	100.45	64.7673	0.720955	12.1521	104.379	280.059	29.1333
▶ PC114C	114.235	62.0627	0.731029	12.1303	111.262	294.809	27.6682
▶ PC128C	127.973	59.3644	0.741364	12.1009	118.392	309.511	26.3711
▶ PC142C	141.835	56.8573	0.751232	12.078	125.993	324.11	25.138
▶ PC156C	155.831	54.5509	0.760545	12.0627	134.119	338.588	23.957
▶ PC170C	169.71	52.3159	0.769792	12.045	142.531	352.873	22.8892
▶ PC184C	183.589	50.1386	0.779019	12.0254	151.306	367.083	21.9101
▶ PC198C	197.503	48.0287	0.788175	12.0052	160.485	381.234	21.0029
▶ PC211C	211.403	45.94	0.797453	11.9812	169.991	395.345	20.1763
▶ PC225C	225.225	43.869	0.80687	11.9529	179.76	409.377	19.4278
▶ PC239C	239.065	41.8837	0.816109	11.926	189.946	423.315	18.7234
▶ PC253C	252.931	40.051	0.824828	11.9054	200.655	437.057	18.0412
▶ PC267C	266.918	38.3933	0.832876	11.894	212.051	450.632	17.3659
▶ PC281C	280.773	36.8727	0.840398	11.8875	223.876	463.88	16.7231
▶ PC295C	294.639	35.4969	0.847321	11.8879	236.321	476.892	16.0974

V.1.3.2 Environnement de travail 2: Simulation



A) Présentation du PFD

La figure V.4 représente le schéma de raffinage mis en place.

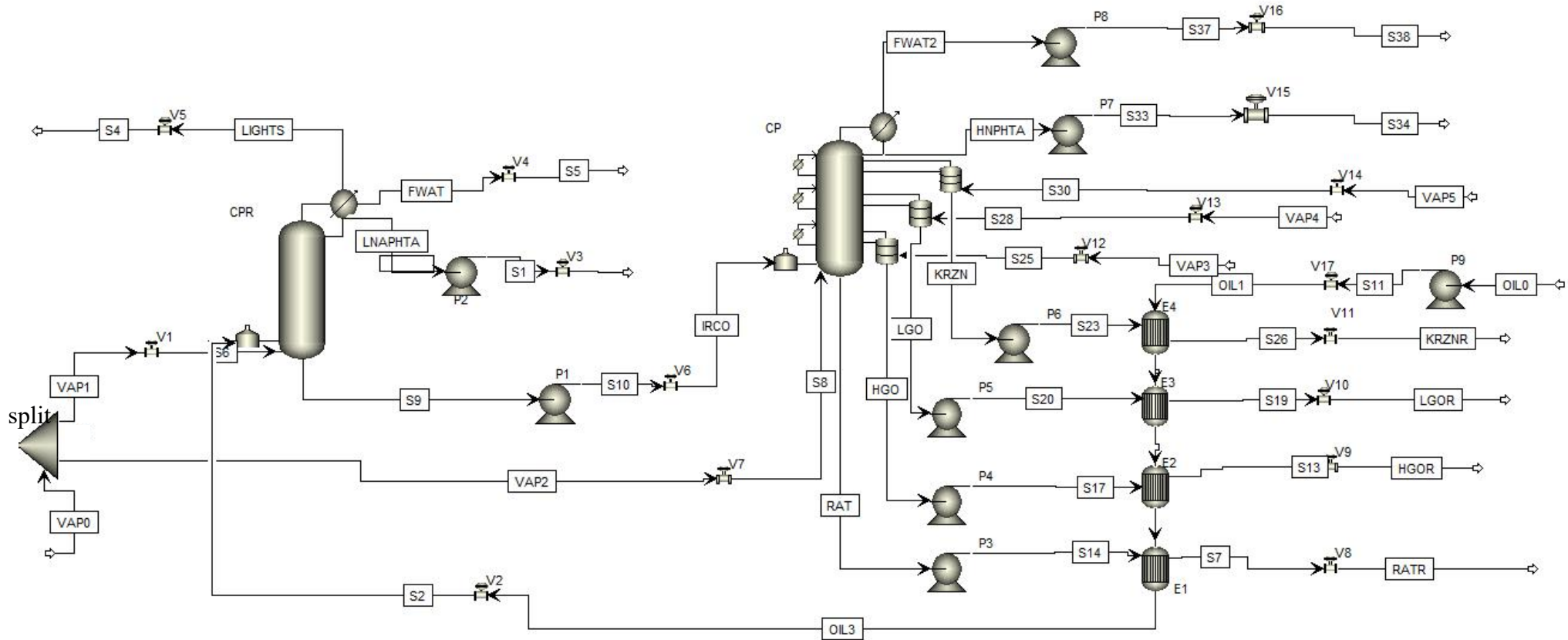


Figure V.4 PFD du projet

B) Description du PFD

La conception ssde ce PFD a demandé l'intervention des unités suivantes:

- (1) colonne de préflah
- (1) colonne principale (pour le topping)
- (1) splitter (diviseur de courant)
- (9) pompes
- (17) vannes
- (4) échangeurs de chaleur (Tube/Calandre)

B-1) Spécification des courants entrants du procédé

- **OIL0**

Il s'agit des conditions d'entrée de pétrole brut:

```
STREAM OIL0
SUBSTREAM MIXED TEMP=60. PRES=2.000000000
STDVOL-FLOW HASSI-ME 78277.9
```

- **VAP0**

Il s'agit de vapeur d'eau entrant dans le splitter pour donner ensuite deux courants, l'un dirigé vers la colonne de préflah et l'autre vers la colonne principale.

```
STREAM VAP0
SUBSTREAM MIXED TEMP=204.4444444 PRES=6.5 FREE-WATER=NO &
NPHASE=1 PHASE=V
MASS-FLOW H2O 14242.80042
```

- **VAP3**

Vapeur d'eau alimentant le stripper du gasole lourd.

```
STREAM VAP3
SUBSTREAM MIXED TEMP=204.4444444 PRES=4.136854376 &
FREE-WATER=NO NPHASE=2 PHASE=V
MASS-FLOW H2O 2500.
```

- **VAP4**

Vapeur d'eau alimentant le stripper du gazole léger.

```
STREAM VAP4
SUBSTREAM MIXED TEMP=204.4444444 PRES=4.136854376 &
FREE-WATER=NO NPHASE=2 PHASE=V
MASS-FLOW H2O 2500.
```

● VAP5

Vapeur alimentant le stripper du kérosène;

STREAM VAP5

SUBSTREAM MIXED TEMP=232.2222222 PRES=4.136854376 &
 FREE-WATER=NO NPHASE=2 PHASE=V
 MASS-FLOW H2O 1496.854821

B-2) Spécification/et ou conception des unités

● Echangeur: E1

Calculation mode:		Simulation	Recent	
Configuration				
TEMA Type:	B -	E -	M -	BEM
Tube layout option:	New (optimum) layout			New (optimum) layout
Location of hot fluid:	Shell side			Shell side
Tube OD / Pitch:	cm	1.905	/	2.3812
Tube pattern:	30-Triangular			30
Tubes are in baffle window:	Yes			Yes
Baffle type:	Single segmental			Single segmental
Baffle cut orientation:	Horizontal			H
Default exchanger material:	Carbon Steel			Carbon Steel
Size				
Specify some sizes for Design:		Set default		
Shell ID / OD:	m	0.675	/	0.695
Tube length:	m	6		
Baffle spacing center-center:	m	0.585		
Number of baffles:	8			
Number of tube / passes:	634		/	1
Shells in series:	3			
Shells in parallel:	1			

Exchanger duty
 20.734 MW

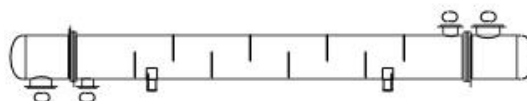


Figure V.5 Configuration de l'échangeur E1

● Echangeur :E2

B - ▾	E - ▾	M - ▾
New (optimum) layout ▾		
Shell side ▾		
m ▾	0.019	/ 0.0238
30-Triangular ▾		
Yes ▾		
Single segmental ▾		
Horizontal ▾		
Carbon Steel ▾	1	

Set default ▾		
m ▾	0.5397	/ 0.5588
m ▾	5.55	
m ▾	0.11	
46		
397 / 1		
1		
1		

Exchanger duty
3.6673 MW



Figure V.6 Configuration de l'échangeur E2

● Echangeur:E3

B - ▾	E - ▾	M - ▾
New (optimum) layout ▾		
Shell side ▾		
m ▾	0.019	/ 0.0238
30-Triangular ▾		
Yes ▾		
Single segmental ▾		
Horizontal ▾		
Carbon Steel ▾	1	

m ▾	0.3874	/ 0.4064
m ▾	5.7	
m ▾	0.085	
62		
204 / 1		
1		
1		

Exchanger duty
1.65749 MW



Figure V.7 Configuration de l'échangeur E3

● Echangeur: E4

B -	E -	M -
New (optimum) layout		
Shell side		
m	0.019	/ 0.0238
30-Triangular		
Yes		
Single segmental		
Horizontal		
Carbon Steel		1

Yes		
m	0.75	/ 0.774
m	6	
m	0.508	
10		
779		/ 2
2		
1		

Exchanger duty
8.23702 MW

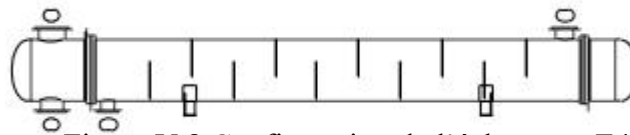


Figure V.8 Configuration de l'échangeur E4

● Pompes

BLOCK P1 PUMP
PARAM PRES=9. EFF=0.93

BLOCK P2 PUMP
PARAM PRES=3.500000000 EFF=0.93

BLOCK P3 PUMP
PARAM PRES=6.894757293

BLOCK P4 PUMP
PARAM PRES=6.894757293

BLOCK P5 PUMP
PARAM PRES=6.894757293

BLOCK P6 PUMP
PARAM PRES=6.894757293

BLOCK P7 PUMP
PARAM PRES=6.894757293

BLOCK P8 PUMP
PARAM PRES=6.894757293 NPHASE=1
BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK P9 PUMP
PARAM PRES=13.7

- **Colonne principale: CP**

```

BLOCK CP PETROFRAC
  SUBOBJECTS PUMPAROUND = PA1 PA2 / STRIPPER = S-1 S-2 &
    S-3
  PARAM NPA=2 NSTRIP=3 NSSTRIP=15 NSTAGE=44
  FEEDS IRCO 40 FURNACE / S8 44 ON-STAGE
  PRODUCTS RAT 44 L / HNPHTA 1 L / FWAT2 1 W
  COL-SPECS CONDENSER=SUBCOOLED T1=38. STDVOL-D=22527.
  P-SPEC 1 1.999479615 / 44 5.2
  FURNACE MODEL=FLASH-BYPASS TEMP=450. PRES=4.90228
  TRAY-SIZE 1 2 43 BALLAST NPASS=4 TRAY-SPACE=0.73
  PUMPAROUND PA1 DRAW=4 RETURN=1 TYPE=PARTIAL &
    STDVOL-FLOW=49000. DUTY=-10.07983044 &
    PUMPA-GUID="6c0bf73c-313b-4bd0-b75b-3ac1084bfd74"
  PUMPAROUND PA2 DRAW=25 RETURN=24 TYPE=PARTIAL &
    STDVOL-FLOW=11000. DUTY=-3.779936417 &
    PUMPA-GUID="8373a443-3880-43bb-b7b2-9e658ac35e41"
  STRIPPER S-1 NSTAGE=5 LDRAW=10 VRETURN=9 PRODUCT=KRZN &
    STDVOL-B=16610. STEAM=S30 &
    STR-GUID="ce77c5d6-75b8-4205-8933-6a0fa79c8e92"
  STRIPPER S-2 NSTAGE=4 LDRAW=22 VRETURN=21 PRODUCT=LG0 &
    STDVOL-B=4300. STEAM=S28 &
    STR-GUID="093d49b5-9474-4943-a4ce-6c7b219a53d6"
  STRIPPER S-3 NSTAGE=6 LDRAW=28 VRETURN=27 PRODUCT=HGO &
    STDVOL-B=7560. STEAM=S25 &
    STR-GUID="95525fb4-6450-4c84-b92c-ea7595d6a756"
  STR-P-SPEC S-1 1 1.2 / 5 2.7579
  STR-P-SPEC S-2 1 1.3 / 4 2.13685
  STR-P-SPEC S-3 1 1. / 6 2.13685
  STR-TRAY-SIZ S-1 1 1 5 BALLAST NPASS=1
  STR-TRAY-SIZ S-2 1 1 4 BALLAST TRAY-SPACE=.4572000000
  STR-TRAY-SIZ S-3 1 1 6 BALLAST TRAY-SPACE=.3962400000

```

- **Splitter (diviseur de courant)**

Il s'agit d'une unité servant à diviser un courant d'entrée en deux ou plusieurs courants de sortie.

```

BLOCK SPLIT FSPLIT
  PARAM NPHASE=1 PHASE=V
  FRAC VAP2 0.84
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

```

- **Colonne de préflash: CPR**

```
BLOCK CPR PETROFRAC
PARAM NPA=0 NSTRIP=0 NSSTRIP=0 NSTAGE=12
FEEDS S2 12 FURNACE / S6 12 ON-STAGE
PRODUCTS LNAPHTA 1 L / FWAT 1 W / LIGHTS 1 V / S9 &
      12 L
COL-SPECS CONDENSER=PARTIAL-VL T1=51.66666667 STDVOL-D=9275.
P-SPEC 1 2.737218645 / 12 3.081956510
FURNACE MODEL=FLASH TEMP=231.8500000 PRES=3.081956510
TRAY-SIZE 1 2 11 BALLAST NPASS=4 TRAY-SPACE=0.71
```

- **Vannes**

```
BLOCK V1 VALVE
PARAM P-OUT=3.08195651

BLOCK V2 VALVE
PARAM P-OUT=3.800000000

BLOCK V3 VALVE
PARAM P-OUT=1.000000000

BLOCK V4 VALVE
PARAM P-OUT=1.000000000 NPHASE=1 PHASE=L
BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V5 VALVE
PARAM P-OUT=1.000000000 NPHASE=1 PHASE=V
BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V6 VALVE
PARAM P-OUT=5.8

BLOCK V7 VALVE
PARAM P-OUT=5.2

BLOCK V8 VALVE
PARAM P-DROP=3.447378647

BLOCK V9 VALVE
PARAM P-DROP=3.447378647

BLOCK V10 VALVE
PARAM P-DROP=3.447378647

BLOCK V11 VALVE
PARAM P-DROP=3.447378647
```

```

BLOCK V12 VALVE
  PARAM P-DROP=2. NPHASE=1 PHASE=V
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V13 VALVE
  PARAM P-DROP=2. NPHASE=1 PHASE=V
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V14 VALVE
  PARAM P-DROP=1.378951459 NPHASE=1 PHASE=V
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V15 VALVE
  PARAM P-DROP=3.447378647 NPHASE=1 PHASE=L
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

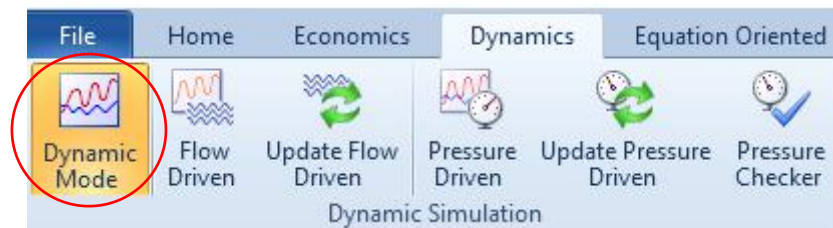
BLOCK V16 VALVE
  PARAM P-DROP=3.447378647 NPHASE=1 PHASE=L
  BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V17 VALVE
  PARAM P-DROP=0.7
  
```

V.2 SIMULATION DYNAMIQUE

Dans cette partie de la simulation, tout détail omis ou peu important concernant les équipements et les courants lors de la simulation statique doit être crucialement pris en compte d'une part et de l'autre part, l'aspect dynamique des courants et les internes des colonnes feront intervenir le concept de régulation [24-29].

V.2.1 Activation du mode dynamique



Toutes les vannes où ne véhiculent que de la vapeur sont spécifiées: Valid phases **Vapor-Only** et celles où ne véhiculent que le liquide sont spécifiées: Valid phases **Liquid-Only**

Les vannes qui sont traversées par un mélange biphasique (LL ou LLV) sont spécifiées comme suit:

Valid phases **Vapor-Liquid-FreeWater**

V.2.2 Chute de pression dans les échangeurs Pressure Drop

➤ Echangeur E1

Side: Cold side	Side: Hot side
Cold side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 9 bar	Hot side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 4.89476 bar

➤ Echangeur E2

Side: Cold side	Side: Hot side
Cold side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 10 bar	Hot side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 4.89476 bar

➤ Echangeur E3

Side: Cold side	Side: Hot side
Cold side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 11 bar	Hot side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 4.89476 bar

➤ Echangeur E4

Side: Cold side	Side: Hot side
Cold side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 12 bar	Hot side pressure options <input checked="" type="radio"/> Outlet pressure: 4.89476 bar

V.2.3 Hydrodynamique et interne des colonnes

V.2.3.1 Colonne de préflash: CPR

A) Dimensionnement des plateaux Tray Sizing 1

<input checked="" type="checkbox"/> Specifications	Design	Results	Profiles
Trayed section			
Starting stage	2	Ending stage	11
Tray type	Glitsch Ballast	Number of passes:	4
Tray geometry			
Tray spacing	0.71 meter		
Column diameter	4.1992 meter		

B) Dimensions géométriques du ballon de reflux et du fond de colonne

Ces dimensions sont calculées en fonction des débits volumiques sortant du premier plateau (pour le ballon de reflux) et du dernier plateau (pour le fond de tour) comme le montre le tableau V.5.

Tableau V.5 Profil des débits par plateau de la CPR

Stage	Temperature liquid from	Temperature vapor to	Mass flow liquid from	Mass flow vapor to	Volume flow liquid from
	C	C	kg/hr	kg/hr	cum/sec
1	51.6667	82.1917	215227	236125	0.0986748
2	82.1917	100.684	215070	254572	0.0984827
3	100.684	110.005	231692	271193	0.106924
4	110.005	114.875	241351	280852	0.112186
5	114.875	118.215	245671	285172	0.114606
10	138.372	156.949	224838	264339	0.104464
11	156.949	220.974	158170	197672	0.0719185
12	192.169	197.889	376455	2278.85	0.155874

En admettant un temps de séjour de 10 min pour le remplissage total du ballon de reflux et le fond de la tour avec un ratio $\frac{L}{D}$ (longueur sur diamètre) = 2 on obtient :

- Ballon de reflux $V = Qt = 0,0986748 * 10 * 60 = 59,2m^3$ (82)

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = 3,3534m \quad (83) \quad L = 2D = 6,706m \quad (84)$$

- Fond de la tour $V = Qt = 0,155874 * 10 * 60 = 93,5244m^3$ (85)

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = 3,905m \quad (86) \quad L = 2D = 7,81m \quad (87)$$

Dynamics

Condenser Reboiler Reflux Drum Sump Hy

Heat transfer option *Constant duty*

Heat transfer specification

Medium temperature	20	C
Temperature approach	10	C
Heat capacity	1.00315	cal/gm-K
Medium specific latent heat	542.18	kcal/kg

Condenser Reboiler Reflux Drum Sump

Vessel type *Vertical*

Vessel geometry

Head type *Flat*

Length **6.7** meter

Diameter **3.3534** meter

Initial specification

Total liquid volume fraction **0.5**

Condenser Reboiler Reflux Drum Sump

Vessel geometry

Head type *Flat*

Height **7.81** meter

Diameter **3.905** meter

Initial specification

Total liquid volume fraction **0.5**

C) Géométrie des plateaux

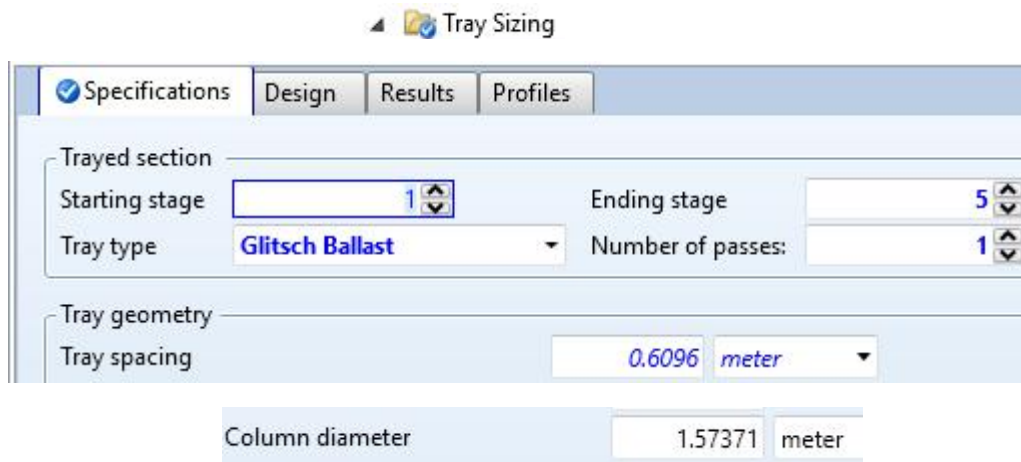
Hydraulics

Tray geometry

Stage1	Stage2	Diameter <i>meter</i>	Spacing <i>meter</i>	Weir height <i>meter</i>	Lw/D	% Active area	% Hole area	Hole dia <i>meter</i>	% Downcomer escape area	Foaming factor
2	11	4.19941	0.71	0.05	0.72666	90	10	0.0254	10	1

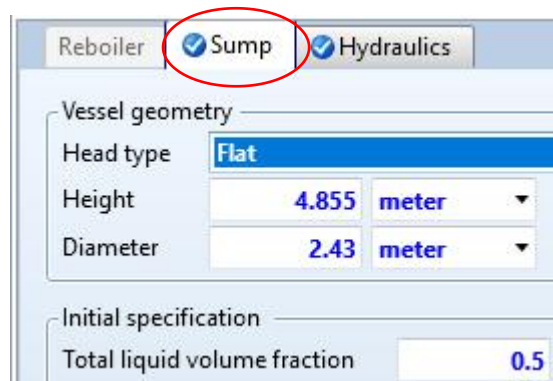
V.2.3.2 Colonne principale: CP

A) Stripper: s-1



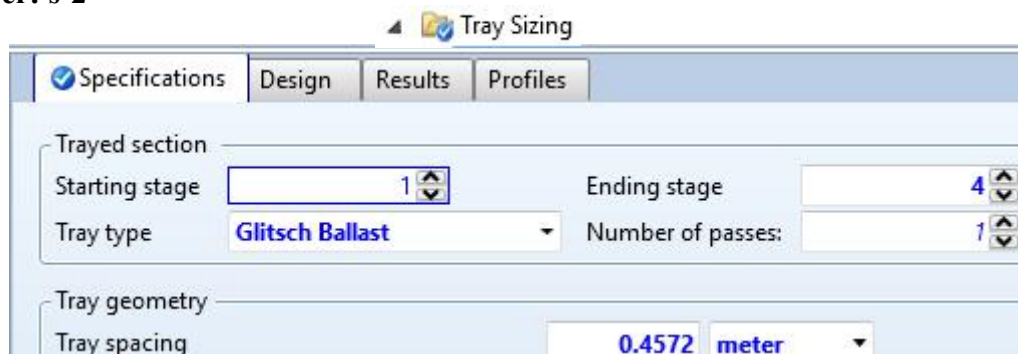
Avec un débit volumique de $0,0374274 \text{ m}^3/\text{s}$ sortant du dernier plateau (5), les dimensions géométriques du ballon de retention du kérosène ont pour valeurs :

$$D = 2,43\text{m} \quad H = 4,855\text{m}$$



Tray geometry		Stage1	Stage2	Diameter	Spacing	Weir height	Lw/D	% Active area	% Hole area	Hole dia	% Downcomer escape area	Foaming factor
				meter	meter	meter				meter		
		1	4	1.57371	0.6096	0.06	0.72666	90	10	0.0254	10	1

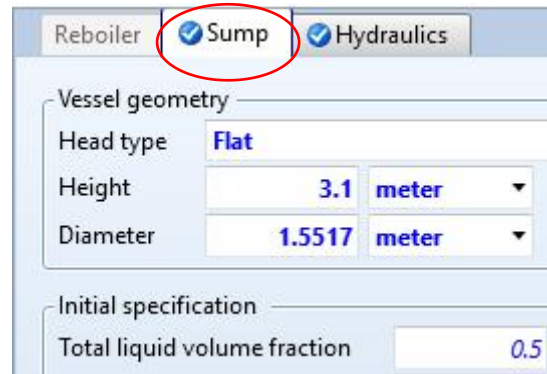
B) Stripper: s-2



Column diameter meter

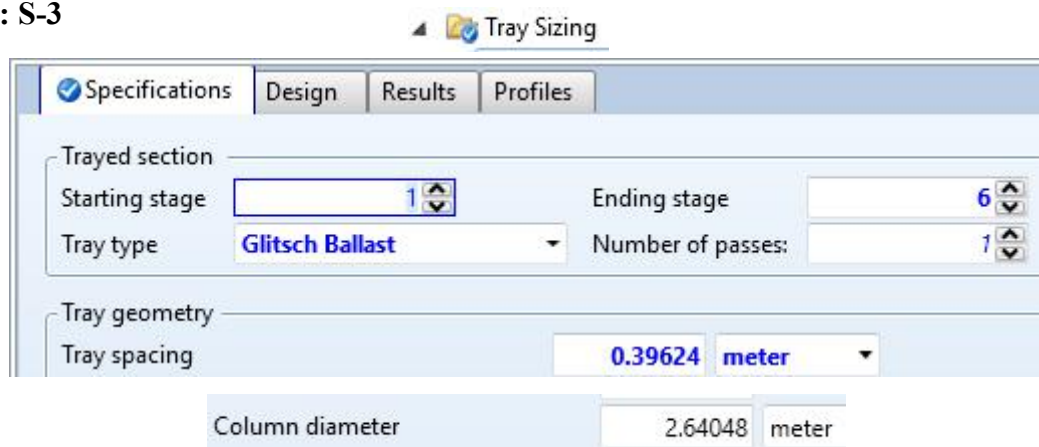
Avec un débit volumique de $0,00977571 \text{ m}^3/\text{s}$ sortant du dernier plateau (4), les dimensions géométriques du ballon de retention du gazole léger ont pour valeurs:

$$D = 1,5517\text{m} \quad H = 3,1 \text{ m}$$



Tray geometry											
Stage1	Stage2	Diameter <i>meter</i>	Spacing <i>meter</i>	Weir height <i>meter</i>	Lw/D	% Active area	% Hole area	Hole dia <i>meter</i>	% Downcomer escape area	Foaming factor	
1	3	1.53264	0.4572	0.2	0.72666	90	10	0.0254	10	1	

C) Stripper : S-3



Avec un débit volumique de $0,0166742 \text{ m}^3/\text{s}$ sortant du dernier plateau (6), les dimensions géométriques du ballon de retention du gazole lourd ont pour valeurs:

$$D = 1,854 \text{ m} \quad H = 3,7 \text{ m}$$

Reboiler Sump Hydraulics

Vessel geometry

Head type Flat

Height 3.7 meter

Diameter 1.854 meter

Initial specification

Total liquid volume fraction 0.5

Dynamics

Tray geometry

Stage1	Stage2	Diameter <i>meter</i>	Spacing <i>meter</i>	Weir height <i>meter</i>	Lw/D	% Active area	% Hole area	Hole dia <i>meter</i>	% Downcomer escape area	Foaming factor
1	5	2.64	0.39624	0.15	0.72666	90	10	0.0254	10	1

D) Dimensionnement des plateaux de la colonne principale

Tray Sizing
1

Specifications Design Results Profiles

Trayed section

Starting stage 2 Ending stage 43

Tray type Glitsch Ballast Number of passes: 4

Tray geometry

Tray spacing 0.73 meter

Column diameter 9.11682 meter

D-1) Dimensions géométriques du ballon de reflux et du fond de la tour

Pareillement à la méthodologie utilisée pour la colonne de préflash, les dimensions géométriques sont fonction des débits volumiques sortant du premier (1) et du dernier (44) plateau. Les valeurs de ces débits sont repertoriées dans le tableau V.6.

Tableau V.6 Profil des débits par plateau de la CP

Stage	Temperature liquid from C	Temperature vapor to C	Mass flow liquid from kg/hr	Mass flow vapor to kg/hr	Volume flow liquid from cum/sec
▶ 1	105.169	151.188	774396	526241	0.294441
▶ 2	151.188	170.749	1.12668e+06	1.00793e+06	0.502139
▶ 3	170.749	185.67	1.21579e+06	1.09704e+06	0.549742
▶ 4	185.67	199.352	1.26987e+06	1.15113e+06	0.578189
▶ 5	199.352	210.149	1.05811e+06	1.18752e+06	0.484571
▶ 6	210.149	219.452	1.08099e+06	1.2104e+06	0.497317
▶ 42	422.024	412.478	143824	47318.8	0.0636926
▶ 43	412.478	392.863	126753	30247.8	0.0539817
▶ 44	392.863	201.983	108469	11964	0.0452581

En admettant un temps de séjour de 10 min pour le remplissage total du ballon de reflux et le fond de la tour avec un ratio $\frac{L}{D}$ (longueur sur diamètre) = 2 on obtient :

- Ballon de reflux : $Q = 0,294441 \text{ m}^3/\text{s}$ $V = Qt = 0,294441 * 10 * 60 = 176,646 \text{ m}^3$ (88)

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = 4,8276 \text{ m} \quad (89) \quad L = 2D = 9,6553 \text{ m} \quad (90)$$

- Fond de tour : $Q = 0,0452581 \text{ m}^3/\text{s}$ $V = Qt = 0,0452581 * 10 * 60 = 27,15486 \text{ m}^3$ (91)

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = 2,586 \text{ m} \quad (92) \quad L = 2D = 5,1722 \text{ m} \quad (93)$$

Dynamics

Condenser Reboiler **Reflux Drum** Sump

Vessel type *Vertical*

Vessel geometry

Head type *Flat*

Length *9.6553 meter*

Diameter *4.8276 meter*

Initial specification

Total liquid volume fraction *0.5*

Condenser Reboiler Reflux Drum **Sump**

Vessel geometry

Head type *Flat*

Height *5.1722 meter*

Diameter *2.586 meter*

Initial specification

Total liquid volume fraction *0.5*

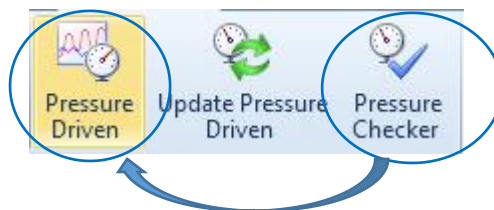
D-2 Géométrie des plateaux

Hydraulics

Tray geometry

Stage1	Stage2	Diameter <i>meter</i>	Spacing <i>meter</i>	Weir height <i>meter</i>	Lw/D	% Active area	% Hole area	Hole dia <i>meter</i>	% Downcomer escape area	Foaming factor
2	43	9.11682	0.73	0.025	0.72666	90	10	0.0254	10	1

Les spécifications du dynamique terminées; la génération du P&ID se fait après les commandes suivantes:



V.2.4 Présentation du P&ID

La figure V.9 représente le schéma de contrôle de l'installation.

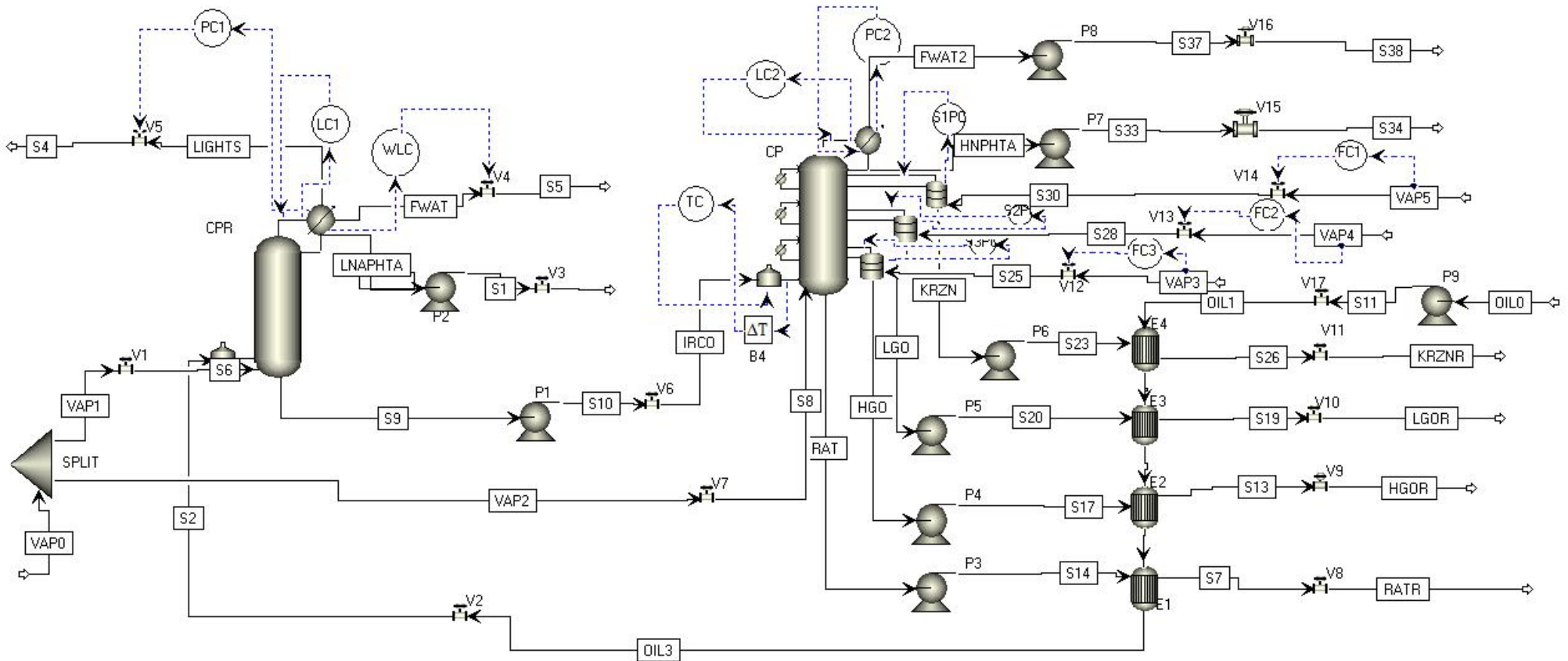


Figure V.9 P&ID du projet

V.2.4.1 Description du P&ID

En plus des unités et courants matières provenant du PFD, ce P&ID apporte l'ajout des équipements suivants [30-31] :

- (5) régulateurs de pression
- (3) régulateurs de niveaux
- (3) régulateurs de débits
- (1) régulateur de température

A) Régulateurs de pressions

- **PC1**
Il s'agit du régulateur de pression dans le ballon de reflux de la colonne de préflash; la régulation de pression se fait avec une action directe en manipulant automatiquement l'ouverture de la vanne V5.
- **PC2**
Il s'agit du régulateur de pression dans le ballon de reflux de la colonne principale; cette régulation se fait avec une action inversée en manipulant automatiquement la quantité de chaleur à enlever du condenseur.
- **S1PC**
Il s'agit du régulateur de pression sur le premier étage de la colonne de stripping (s-1); cette régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement le débit du courant de tête retournant dans la colonne principale.
- **S2PC**
Il s'agit du régulateur de pression sur le premier étage de la colonne de stripping (s-2); cette régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement le débit du courant de tête retournant dans la colonne principale.
- **S3PC**
Il s'agit du régulateur de pression sur le premier étage de la colonne de stripping (s-3); cette régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement le débit du courant de tête retournant dans la colonne principale.

B) Régulateurs de niveaux

➤ LC1

Il s'agit du régulateur de niveau du distillat liquide dans le ballon de reflux de la colonne de préflash; cette régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement le débit massique du reflux retournant en tête de la colonne.

➤ WLC

Il s'agit du régulateur de niveau d'eau libre qui se decante en bas du liquide de distillat dans le ballon de reflux de la colonne de préflash; la régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement l'ouverture de la vanne V4.

➤ LC2

Il s'agit du régulateur de niveau du distillat dans le ballon de reflux de la colonne principale; la régulation se fait avec une action directe en manipulant automatiquement le débit massique du reflux retournant en tête de la colonne.

C) Régulateurs de débits

➤ FC1

Il s'agit d'un régulateur de débit du courant vapeur (vap5) entrant dans la colonne de stripping s-1; la régulation se fait avec une action inversée en manipulant l'ouverture de la vanne V14.

➤ FC2

Il s'agit d'un régulateur de débit du courant vapeur (vap4) entrant dans la colonne de stripping s-2; la régulation se fait avec une action inversée en manipulant l'ouverture de la vanne V13.

➤ FC3

Il s'agit d'un régulateur de débit du courant vapeur (vap3) entrant dans la colonne de stripping s-3; la régulation se fait avec une action inversée en manipulant l'ouverture de la vanne V12.

D) Régulateur de température

➤ TC

Il s'agit d'un régulateur de température du pétrole brut sortant de la chaudière afin de rejoindre la colonne principale au niveau du plateau 40; la régulation se fait avec une action inversée en manipulant automatiquement la puissance thermique à fournir à la chaudière.

VI

Simulation, Résultats et Discussions

VI.1 SIMULATION STATIQUE

Après exécution du programme on trouve toute une gamme de résultats dont la présentation se fait selon la repartition suivante :

VI.1.1 Colonne de préflash

VI.1.1.1 Résumé global

Les tableaux VI.1 et VI.2 représentent un résumé sur la performance de la colonne concernant la tête et le fond.

Tableau VI.1 Performance du condenseur de la CPR

Condenser / Top stage performance			
	Name	Value	Units
▶	Temperature	51.6667	C
▶	Pressure	2.73722	bar
▶	Heat duty	-21.3458	Gcal/hr
▶	Subcooled duty		
▶	Distillate rate	583.608	kmol/hr
▶	Reflux rate	2684.37	kmol/hr
▶	Reflux ratio	4.59961	
▶	Free water distillate rate	99.9346	kmol/hr

Premièrement on observe une quantité de chaleur de -21,3458 Gcal/hr à enlever du condenseur pour assurer la condensation des vapeurs arrivant en tête de colonne. Cette valeur, aussi faible que celle de la colonne principale, s'explique tout d'abord par la configuration du condenseur choisie lors de la conception qui est du type "**Partial-Vapor-Liquid**" apportant une influence considérable et ensuite par la nature si légère des produits à condenser (naphta léger et eau).

Deuxièmement on constate une grande valeur de débit de reflux de 2684,37 kmol/hr qui est due à des raisons de purification du naphta léger afin de satisfaire la spécification du point final ASTM D86-95 de 80°C.

Tableau VI.2 Performance du fond de tour de la CPR

Reboiler / Bottom stage performance			
	Name	Value	Units
▶	Temperature	192.169	C
▶	Pressure	3.08196	bar
▶	Heat duty	0	Gcal/hr
▶	Bottoms rate	1879.2	kmol/hr
▶	Boilup rate	604.057	kmol/hr
▶	Boilup ratio	0.321444	

Au fond de la colonne on observe une augmentation de la température et de la pression par rapport à la tête ce qui paraît réaliste et dans un deuxième temps, un débit molaire du résidu de 1879,2 kmol/hr qui est donc largement supérieur à celui du distillat (naphta léger, 9% en poids du brut) comme prévu par la TBP du brut prédisant un taux en poids de 10,8% pour le naphta léger.

Cet écart de 1,8% peut être dispersé une partie dans l'eau sortant du condenseur et une autre en trace dans les "Lights". 0 Gcal/hr justifie la configuration choisie en conception (sans rebouilleur).

VI.1.1.2 Bilans

Le tableau VI.3 représente le bilan matière et enthalpique de la CPR .

Tableau VI.3 Bilan matière et enthalpique de la CPR

	Total	Units	In	Out	Rel. diff
▶	Mole-flow	kmol/hr	2562.74	2562.74	1.77446e-16
▶	Mass-flow	kg/hr	415956	415956	2.79874e-16
▶	Enthalpy	Gcal/hr	-171.492	-172.913	0.00821621

Concernant le bilan matière on observe une différence infinitésimale entre l'entrée et la sortie de la colonne de l'ordre de 2,7987e-16 kg/hr qualifiant une perte de charge très négligeable sur les plateaux vue le choix du plateau à clapets (Glitsch Ballast) opté en conception.

Concernant le bilan enthalpique on constate une exothermicité des courants entrant dans la colonne, ce qui s'explique par la valeur de -171,492 Gcal/hr à l'entrée de la colonne.

VI.1.1.3 Puissance thermique de la chaudière

Pour assurer un préflash de la charge à une température de 231,85°C, il faudrait fournir à celle-ci une puissance thermique de 19,9251 Gcal/hr afin d'obtenir un taux de vaporisation de la charge de 55,79% comme le montre le tableau VI.4 .

Tableau VI.4 Résultats de la chaudière de la CPR

Furnace summary		
Temperature	231.85	C
Pressure	3.08196	bar
Heat duty	19.9251	Gcal/hr
Feed flow	2436.25	kmol/hr
Vapor flow	1359.19	kmol/hr
Liquid flow	1077.05	kmol/hr

VI.1.1.4 Lights, Naphta léger et L'eau

Le tableau VI.5 représente les résultats obtenus pour les "Lights", le Naphta léger et l'eau sortant de la CPR.

Tableau VI.5 Caractéristiques des produits de la CPR

	Units	LNAPHTA	LIGHTS	FWAT
Average MW		73.2474	58.9988	18.0153
+ Mole Flows	kmol/hr	229.411	354.197	99.9346
+ Mole Fractions				
+ Mass Flows	kg/hr	16803.7	20897.2	1800.35
+ Mass Fractions				
Volume Flow	bbl/day	4200.29	497388	275.246
ASTM D86 95%, liquid volume percent, f... C		80.0286	59.2784	
Specific gravity		0.641953	0.595334	1
TBP 95%, liquid volume percent, for a p... C		88.2686	71.4037	
ASTM D86 5%, liquid volume percent, f... C		15.2849	-21.6903	

On observe que la colonne CPR produit plus de lights que du naphta léger, ce qui pourrait s'expliquer par la nature même du brut qui est un brut léger c'est à dire qu'il contient une grande masse de gaz dissous.

Le point initial 15,28°C et le point final 80,02°C ne sont pas des valeurs obtenues initialement à la première exécution du programme; ils ont été obtenus à la suite de plusieurs tentatives de “ Design Specification” faisant varier à chaque fois la pression au condenseur et le taux de distillat total à soutirer.

Ces valeurs (15,28 et 80,02) sont non loin des points de coupe ASTM typique (20 et 90) du naphta léger se trouvant dans la littérature indiquée dans la partie théorie de ce mémoire et plus proche du point final vrai qui est de 82,03°C.

Du côté des “Lights”, on note un point final de 59,27°C qui est supérieur à 40°C ; ce qui satisfait l’exigence de la théorie.

VI.1.1.5 courbe ASTM D-86 du Naphta léger et de “Lights”

Les figures VI.1 et VI.2 représentent l’allure des courbes ASTM-D86 du naphta léger et des “Lights”.

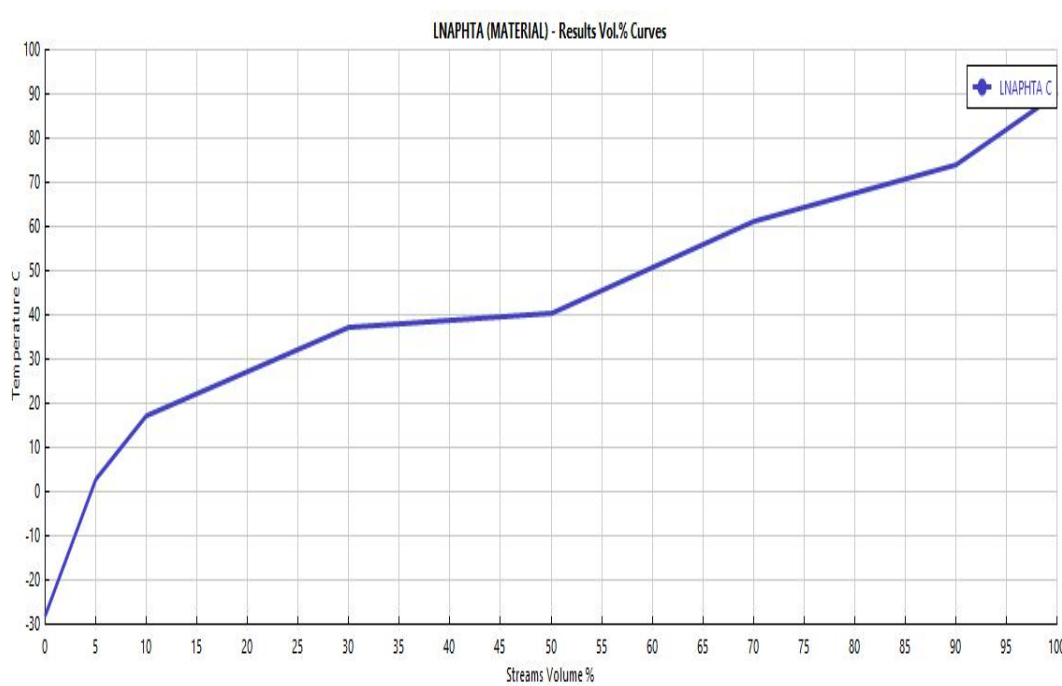


Figure VI.1 courbe ASTM-D86 du Naphta

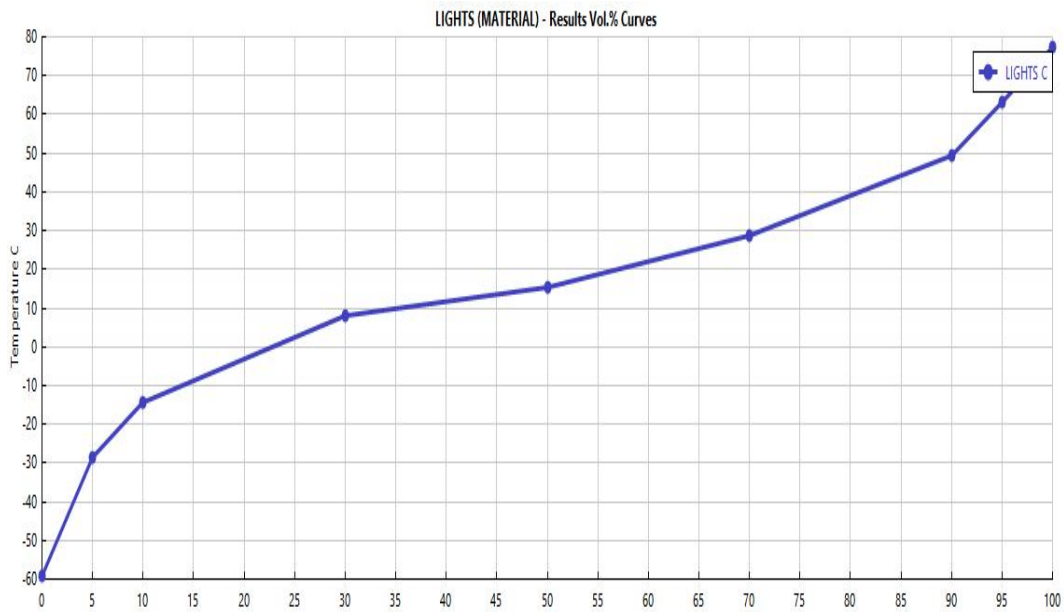


Figure VI.2 Courbe ASTM-D86 de "Lights"

On observe pour la courbe ASTM-D86 du naphta une subdivision en huit zones, délimitées par les températures initiales et finales, révélant le nombre de fractions pouvant être contenues dans le naphta léger dont la gamme carbone est de C6 à C11.

Pour ce qui est des "Lights", on observe également huit zones révélant le nombre de fractions de C1 à C4 pouvant être contenues dans les "Lights".

VI.1.1.6 Profil de température et de pression le long de la colonne

La figure VI.3 représente le profil de température et de pression traversant la colonne.

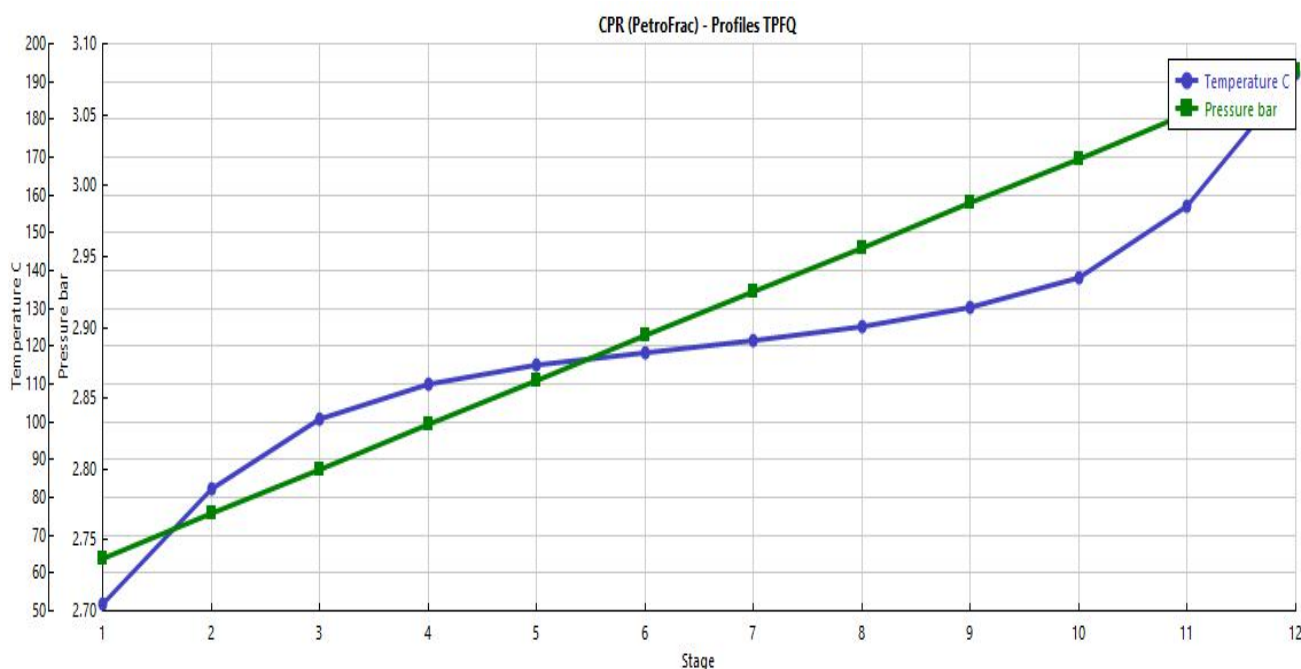


Figure VI.3 Profil de température et de pression le long de la CPR

On remarque que l'augmentation de la pression se fait d'une façon linéaire du premier au dernier plateau (12) tandis que l'augmentation de la température se fait d'une façon non régulière commençant du premier plateau au cinquième plateau avec un pas de degré considérable, puis du cinquième au neuvième avec un pas réduit jusqu'à reprendre une bonne croissance à partir du dixième plateau.

Pour boucler le volet des résultats de la CPR, nous tenons mordicus à révéler la longueur calculée de cette colonne qui est de 8,52 m.

VI.1.2 Colonne principale

VI.1.2.1 Résumé global

Les tableaux VI.6 et VI.7 représentent un résumé sur la performance de la colonne concernant la tête et le fond.

Tableau VI.6 Performance du condenseur de la CP

Condenser / Top stage performance			
	Name	Value	Units
▶	Temperature	38	C
▶	Pressure	1.99948	bar
▶	Heat duty	-59.1252	Gcal/hr
▶	Subcooled duty	-28.8366	Gcal/hr
▶	Distillate rate	924.062	kmol/hr
▶	Reflux rate	5372.3	kmol/hr
▶	Reflux ratio	5.81379	
▶	Free water distillate rate	1025.21	kmol/hr

Premièrement on observe une grande quantité de chaleur de -59,1252 Gcal/hr à enlever du condenseur pour assurer la condensation totale des vapeurs arrivant dans le condenseur. L'importance de cette valeur s'explique par la configuration du condenseur choisie lors de la conception qui est du type "Total" d'une part et par la nature même des produits à condenser de l'autre.

La grosse valeur du débit de reflux explique le souhait d'atteindre la spécification du point final du naphta lourd qui est de 180°C .

Tableau VI.7 Performance du fond de tour de la CP

Reboiler / Bottom stage performance			
	Name	Value	Units
▶	Temperature	392.863	C
▶	Pressure	5.2	bar
▶	Heat duty	0	Gcal/hr
▶	Bottoms rate	226.879	kmol/hr
▶	Boilup rate	709.084	kmol/hr
▶	Boilup ratio	3.12538	

Au fond de la colonne on observe un débit molaire du résidu de 226,879 kmol/hr qui est largement inférieur à celui du naphta lourd et qui représente en masse 26,22% du brut ce qui est toutefois proche du taux prévu par la TBP attribuant 25,10% en poids pour le résidu atmosphérique. Cette différence de 1,22% est peut être due à la configuration de la colonne en termes du nombre de plateaux et du taux de rebouillage de 3,12; mais il est important de signaler qu'il doit avoir un compromis entre coût d'installation et nombre de plateaux.

VI.1.2.2 Bilans

Le tableau VI.8 représente le bilan matière et enthalpique de la colonne principale.

Tableau VI.8 Bilan matière et enthalpique de la CP

	Total	Units	In	Out	Rel. diff
► Mole-flow		kmol/hr	2903.93	2903.93	3.13194e-16
► Mass-flow		kg/hr	394916	394916	1.47393e-16
► Enthalpy		Gcal/hr	-202.898	-206.423	0.0170744

Concernant le bilan matière on remarque une différence infinitésimale de l'ordre de 1,47393e-16 kg/hr entre l'entrée et la sortie de la colonne qualifiant une perte de charge très négligeable sur les plateaux vue le choix du plateau à clapets opté en conception.

Concernant le bilan enthalpique, on signale d'abord que tous les courants entrant et sortant de la colonne sont en état exothermique ce qui témoigne la présence des deux valeurs négatives (-202,898 et -206,423) d'enthalpies et la présence de la différence de 0,017 Gcal/hr est due à des quantités de chaleur apportées par les vapeurs des strippers latéraux.

VI.1.2.3 Puissance thermique de la chaudière

Le tableau VI.9 représente les résultats de la chaudière de la colonne principale.

Tableau VI.9 Performance de la chaudière de la CP

Furnace summary		
Temperature	450	C
Pressure	4.90228	bar
Heat duty	98.2971	Gcal/hr
Feed flow	1879.2	kmol/hr
Vapor flow	2711.19	kmol/hr
Liquid flow	566.921	kmol/hr

Pour amener la charge à une température de 450°C occasionnant sa vaporisation partielle, il faudrait fournir une puissance thermique de 98,2971 Gcal/hr au niveau de la chaudière afin d'avoir un taux de vaporisation de la charge de 82,7% nécessaire surtout dans une configuration sans rebouilleur. Il est important de signaler que le train d'échangeurs a joué un rôle crucial dans la minimisation de la valeur de la puissance thermique à fournir à la chaudière.

VI.1.2.4 Naphta lourd, Kérozène, Gazole léger et Gazole lourd

Le tableau VI.10 représente les produits de la colonne principale et leurs caractéristiques.

Tableau VI.10 Caractéristiques des produits de la CP

	Units	HNPHTA	KRZN	LGO	HGO
Molar Density	mol/cc	0.00604612	0.00359185	0.00280348	0.00228948
Mass Density	gm/cc	0.725883	0.662765	0.688521	0.686211
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-53.9386	-32.0583	-8.56898	-14.4759
Average MW		120.058	184.519	245.595	299.724
+ Mole Flows	kmol/hr	924.062	483.961	98.6616	145.151
+ Mole Fractions					
+ Mass Flows	kg/hr	110941	89300	24230.8	43505.3
+ Mass Fractions					
Volume Flow	bbl/day	23071.4	20339.5	5312.51	9570.48
ASTM D86 5%, liquid volume percent, f...	C	108.924	208.094	288.206	326.314
ASTM D86 95%, liquid volume percent, f...	C	180.177	270.66	320.076	380.182
Specific gravity		0.744959	0.813247	0.852395	0.870486

A première vue, on note que la colonne principale produit plus de naphta lourd que les autres produits avec une production de 23071,4 bbl/day. Ensuite il sied de signaler que les valeurs de point de final ASTM de ces quatre produits ont été obtenues après plusieurs séries d'intervention du " Design Specification", de " Sensitivity analysis" et de " Optimization" cherchant à chaque fois les variables à manipuler pour atteindre les ASTM D86-95% des produits.

Du côté du naphta lourd, on observe un point final de 180,177°C qui satisfait la spécification indiquée dans la théorie qui est de 180°C. La différence engendrée de 0,177°C peut être annulée en manipulant d'un très petit pas le débit total de distillat à soutirer mais toutefois cette modification aura de l'impact sur les points des autres produits.

Du côté du kérosène, on observe un point final de 270,66 °C qui s'éloigne de 0,66°C de la spécification indiquée dans la théorie et qui est de 270°C. Cette différence de 0,66°C peut être réduite en manipulant le débit du soutirage du kérosène au fond du stripper S-1.

Du côté du gazole léger, on observe un point final de 320,076 °C qui satisfait la spécification indiquée dans la théorie et qui est de 320 °C. La différence engendrée de 0,076 °C peut être toutefois négligeable.

Enfin du côté du gazole lourd, on observe un point final de 380,182 °C qui s'éloigne de 0,182°C de la spécification indiquée dans la théorie et qui est de 380 °C . Cette différence pourrait être réduite en manipulant le débit de soutirage au fond du stripper S-3.

Concernant la densité (specific gravity en anglais) de ces quatre produits, on remarque une bonne satisfaction des valeurs obtenues vis à vis de la spécification sur les carburants qui stipule que les densités des produits doivent être comprises entre les valeurs suivantes : 0,700 à 0,750 pour le naphta lourd, 0,755 à 0,840 pour le kérosène, 0,820 à 0,860 pour le gazole léger et une densité inférieur à 0,900 pour le gazole lourd.

Par conséquent , comme il a été dit dans la théorie, pour juger la qualité de notre séparation on fera appel au «Gap» ou «Overlap». Le tableau VI.11 représente les valeurs de gap ou overlap trouvées pour notre séparation.

Tableau VI.11 Valeurs de Gap de séparation entre fractions

	Gap (°C)
HNAPHTA/KRZN	27.9
KRZN/LGO	17.5
LGO/HGO	6.24

Ces valeurs de Gap nous amènent à conclure qu'il existe encore en trace une quantité de kérosène dans le naphta lourd, une quantité de gazole léger dans le kérosène et celle du gazole lourd dans le gazole léger. Ces valeurs manifestent toutes un écart moyen de 7°C par rapport aux valeurs de la théorie tout en signalant qu'une séparation parfaite n'existe pas.

VI.1.2.5 Profil de température et de pression le long de la colonne

La figure VI.4 représente le profil de température et de pression traversant la colonne principale.

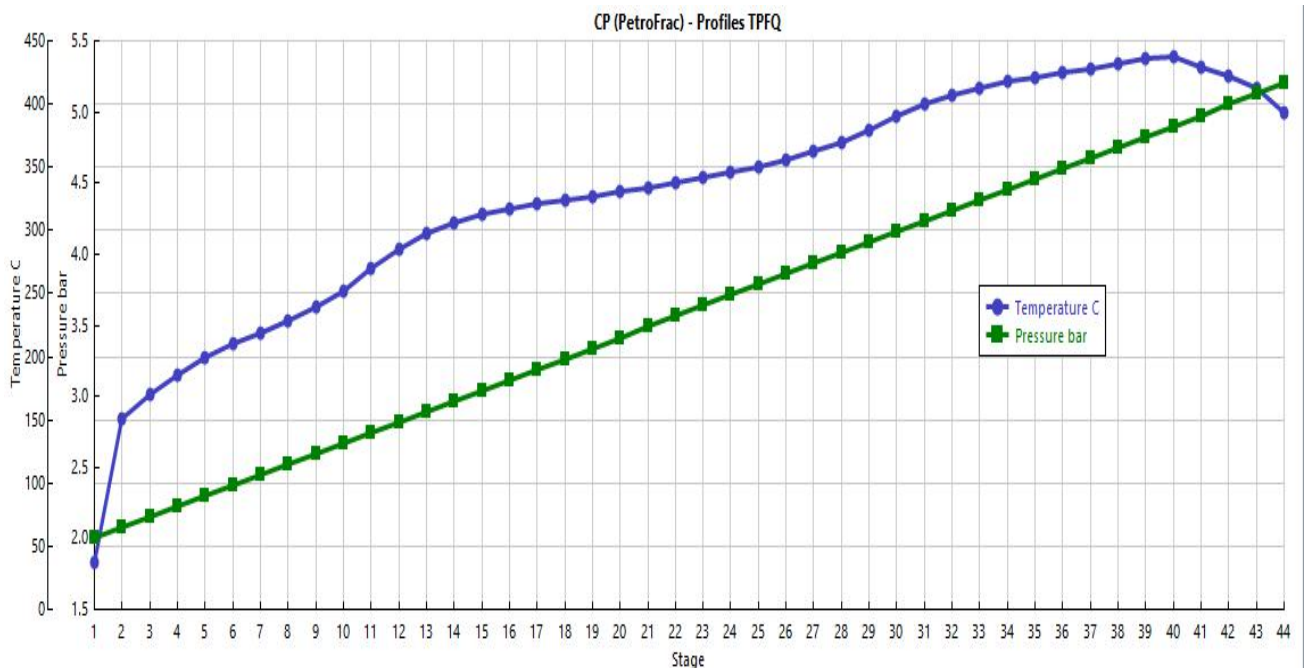


Figure VI.4 Profil de température et de pression le long de la CP

On observe premièrement une augmentation linéaire de la pression du premier au dernier plateau (44) témoignant la présence des fortes températures au fond de la colonne et des faibles températures en tête .

Deuxièmement on remarque pour la température une courbe de forme non régulière caractérisée par les chutes et pics de températures qui s'expliquent par les retraits de chaleurs à travers les deux condenseurs intermédiaires et le retour dans la colonne principale des vapeurs surchauffées provenant des trois strippers latéraux.

Par conséquent, la longueur calculée de la colonne est de 36,8 m et elle satisfait le standard des colonnes qui se situe généralement autour de 30 à 50 m.

VI.2 SIMULATION DYNAMIQUE

VI.2.1 PC1

La figure VI.5 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la pression (PV) est liée avec l'ouverture de la vanne (OP).

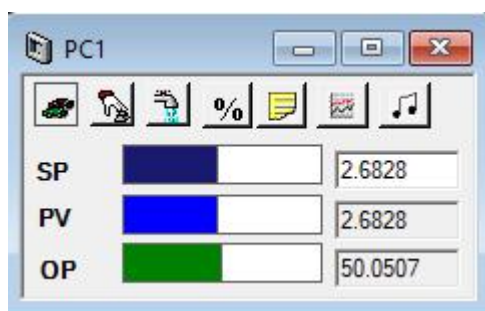


Figure VI.5 Tableau de bord de PC1

Pour contrôler la pression en tête de la colonne de préflash par la vanne v5, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 44,99%% et 1,32 min. Ces valeurs sont obtenues après un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.2 PC2

La figure VI.6 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la pression (PV) est liée avec la chaleur à retirer au condenseur (OP).

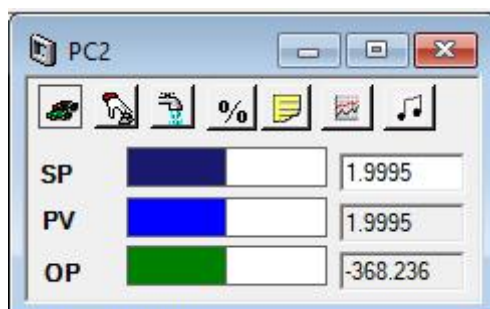


Figure VI.6 Tableau de bord de PC2

Pour contrôler la pression en tête de la colonne principale en manipulant la chaleur au condenseur, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 4,433%% et 0,5 min. Ce régulateur travaille de façon à ce que toute augmentation de pression entraîne une réduction de la chaleur à retirer au condenseur.

Les valeurs du gain et du temps intégral ont été obtenues après un test du tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.3 S1PC

La figure VI.7 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la pression (PV) est liée avec le débit du courant de tête du stripper s-1 (OP).

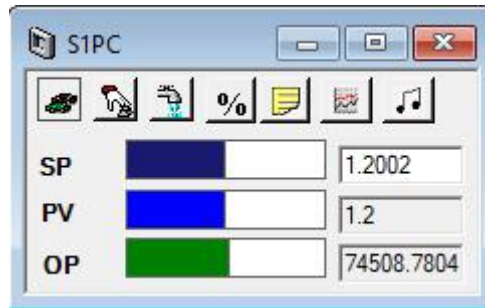


Figure VI.7 Tableau de bord de S1PC

Pour contrôler la pression en tête du stripper s-1 en manipulant le débit du courant de tête, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 1,439 %% et 1,32 min. Ces valeurs sont obtenues après un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.4 S2PC

La figure VI.8 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la pression (PV) est liée avec le débit du courant de tête du stripper s-2 (OP).

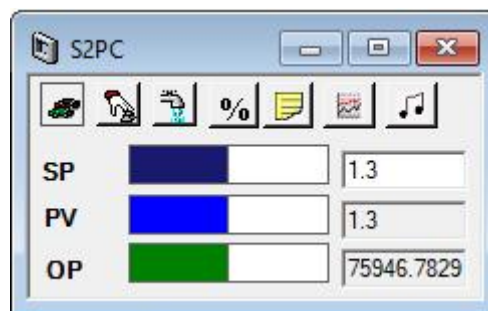


Figure VI.8 Tableau de bord de S2PC

Pour contrôler la pression en tête du stripper s-2 en manipulant le débit du courant du tête, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 1,8941%% et 1,32 min. Ces valeurs sont obtenues après un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.5 S3PC

La figure VI.9 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la pression (PV) est liée avec le débit du courant de tête du stripper s-3 (OP).

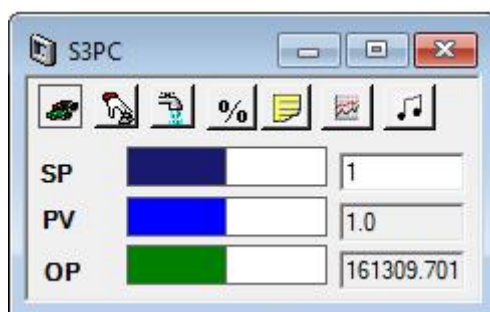


Figure VI.9 Tableau de bord S3PC

Pour contrôler la pression en tête du stripper s-3 en manipulant le débit du courant du tête, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 2,0859 %% et 0,5 min. Ces valeurs sont obtenues après un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.6 LC1

La figure VI.10 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution du niveau du distillat liquide (PV) est liée avec le débit massique du reflux de la colonne de préflash (OP).

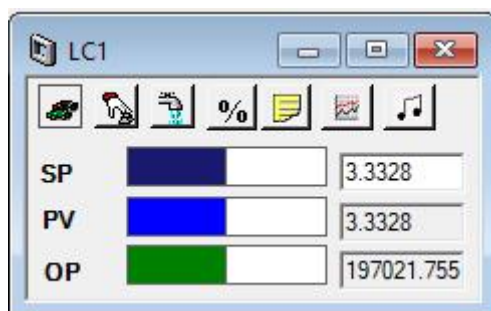


Figure VI.10 Tableau de bord de LC1

Pour contrôler le niveau du distillat liquide (PV) dans le ballon de reflux en manipulant le débit de reflux, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 88,3854%% et 1,32 min. Ces valeurs sont obtenues après un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.7 WLC

La figure VI.11 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution du niveau d'eau (PV) dans le ballon de reflux est liée avec l'ouverture de la vanne V4.

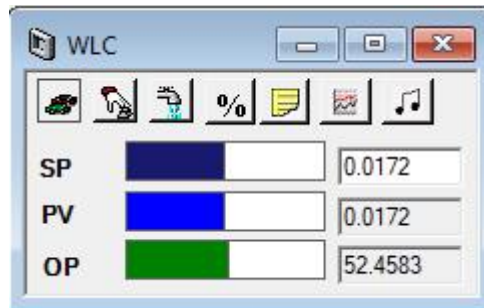


Figure VI.11 Tableau de bord de WLC

Pour contrôler le niveau d'eau dans le ballon de reflux de la conne de préflash par la vanne v5 , nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 151,3732%% et 1,32 min. Ici également le test tuning a été utilisé.

VI.2.8 LC2

La figure VI.12 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution du niveau du distillat (PV) est liée avec le débit du reflux (OP) de la colonne principale.

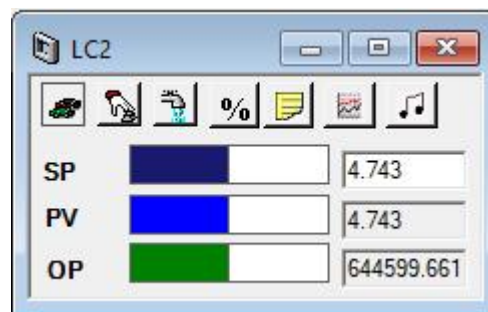


Figure VI.12 Tableau bord de LC2

Pour contrôler le niveau du distillat dans le ballon de reflux , on a utilisé un régulateur en boucle fermée du type "PI" dont les valeurs du gain et du temps intégral sont respectivement 39.532%% et 3,96 min. Ces valeurs sont obtenues apres un test de tuning jusqu'à la stabilisation du signal (OP).

VI.2.9 FC1, FC2 et FC3

La figure VI.13 représente les tableaux de bord de FC1, de FC2 et de FC3 sur lesquels l'évolution des débits massiques (vap5, vap4 et vap3) est liée respectivement à l'ouverture des vannes (v14, v13 et v12) .

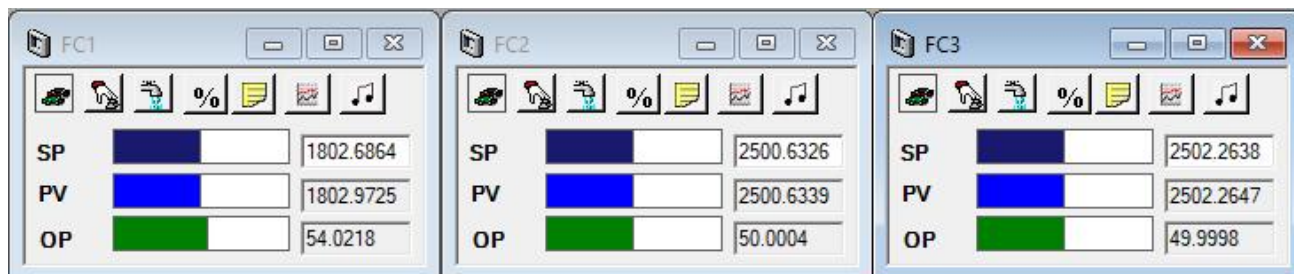


Figure VI.13 Tableaux de bord de FC1, FC2 et FC3

Pour contrôler ces trois débits de vapeurs en manipulant l'ouverture de leur vanne respective, nous sommes arrivés à utiliser trois régulateurs en boucle fermée du type " PI" travaillant en action inversée c'est à dire, toute augmentation du débit engendrerait une fermeture nécessaire de la vanne. Les valeurs de gain et de temps intégral de chaque régulateur sont reproduites dans le tableau VI.12.

Tableau VI.12 Gain et temps intégral des régulateurs de débit

	FC1	FC2	FC3
Gain (%%)	0.5547	0.3751	0.3647
Temps intégral (min)	1.32	1.32	1.32

VI.2.10 TC

La figure VI.14 représente le tableau de bord sur lequel l'évolution de la température (PV) est liée à la puissance thermique de la chaudière (OP).

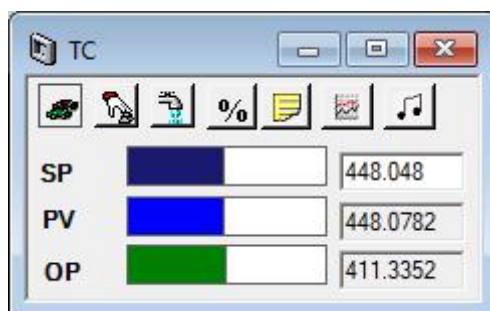


Figure VI.14 Tableau de bord de TC

Pour contrôler la température à une valeur de consigne de 450 °C en manipulant la puissance thermique de la chaudière, nous sommes arrivés à utiliser un régulateur en boucle fermée du type ‘‘PID’’ fonctionnant avec action inversée et un temps mort (ΔT) de 1 minute entre la mesure et la lecture du signal.

Les valeurs du gain, du temps intégral et du temps dérivé sont respectivement 0,9286 %% ; 1,3125 min et 0,21 min. Ces valeurs sont obtenues également après un test de tuning.

CONCLUSION

De l'encre en quantité vautour a coulé dans les lignes et paragraphes précédant dans lesquels nous nous sommes intéressés à la conception et à la simulation d'une colonne de distillation à plateaux dans toute son envergure pour traiter du pétrole brut algérien dans une atmosphère d'engineering se rapprochant de la réalité industrielle actuelle.

Premièrement nous avons procédé minitieusement à la conception des unités constituant notre PFD à savoir les pompes, les vannes, les échangeurs de chaleur, le splitter (diviseur de courant), la colonne de préflash et la colonne principale ou atmosphérique en faisant appel à l'environnement statique d'Aspen Plus tout en menant à chaque fois des études d'optimisation, d'analyse de sensibilité et de spécification du design lorsqu'ils apparaissaient des couacs de convergence du système.

Deuxièmement après consultation des résultats de la statique et vérification de leurs concordances aux spécifications de la théorie, nous nous sommes penchés en mode dynamique en prenant en compte d'abord l'aspect dynamique des unités du PFD et ensuite la conception des équipements constituant notre P&ID à savoir les régulateurs de pression, les régulateurs de niveau, les régulateurs de débits et le régulateur de température en faisant appel à la facette dynamique d'Aspen Plus.

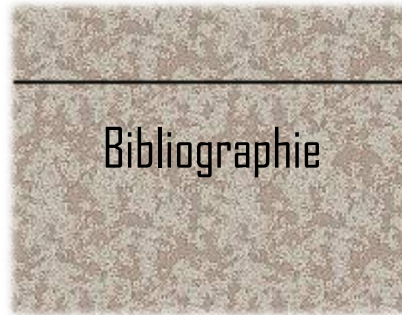
La comparaison des résultats obtenus avec les valeurs de la théorie en termes de dimensions de la colonne, de qualité produits (ASTM D86-95%) et de qualité de fractionnement (Gap) semble être satisfaisante vu les écarts moyens de 2°C pour la D86-95% et de 6°C pour le Gap.

Du côté de la densité des produits, les valeurs obtenues viennent compléter le podium de la satisfaction sur la spécification des carburants car ces valeurs pourront faciliter les procédés ultérieurs en matière d'additifs intervenant dans l'amélioration de densité des carburants.

En parallèle, la formation suivie sur Aspen Plus nous a été de grande utilité pour appréhender un problème de si grande portée telque la distillation du pétrole brut et pour ces raisons nous pouvons qualifier l'issue de cette formation de juteuse puisque outre la distillation du brut , nous nous sommes fait transporter vers d'autres champs lexicaux d'applications chimiques industrielles.

Par conséquent, les résultats obtenus sont loin d'être absolus et afin d'intensifier notre schéma de séparation nous suggérons de compléter l'étude présente par l'ouverture des champs suivants :

- Récupération de la chaleur disponible au condenseur pour le préchauffage du pétrole brut afin de minimiser la consommation d'utilité dans la chaudière.
 - Evaluation et optimisation économique de la colonne en fonction du coût d'installation et du coût opératoire.
-

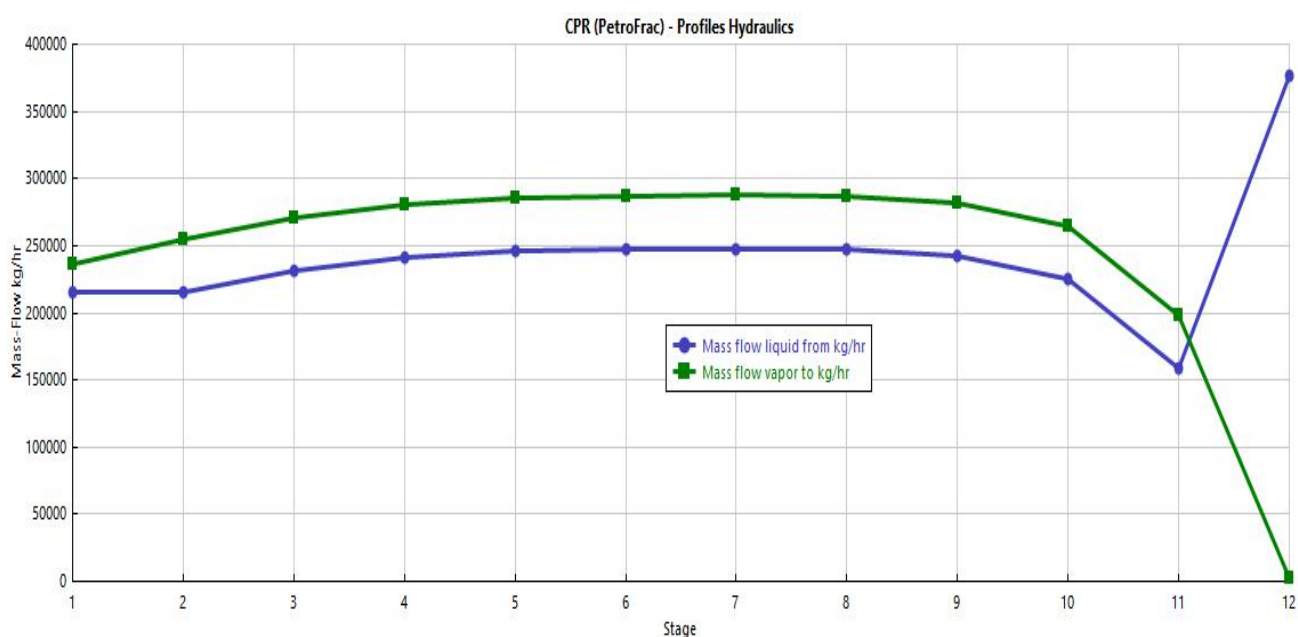


1. www.fr.wikipedia.org/wiki/Histoire_du_pétrole
2. www.fr.wikipedia.org/wiki/Simulation_des_procédés
3. Georges Habchi, Simulation informatique en Génie industriel, Etat de l'art actuel. 4ème congrès int. De Génie industriel(GI'01), mars 2001,PP.2-6
4. www.futura-sciences.com/sciences/définition/chimie-pétrole.
5. www.academia.edu/composition_of_crude_oil.Pdf
6. Jean-Pierre Wauquier, Raffinage du pétrole, tome1-Pétrole brut, produits pétroliers, schémas de fabrication. Paris, France: Edition TECHNIP. 1994
7. Département de Génie des Procédés, Université 08 Mai 1945 Guelma, Cours: «Analyse des pétroles bruts», Master II, Génie Chimique , 2019, 15 P.
8. Sonatrach.Activité commerciale.Sahara blend & produits dérivés.2^{ème} édition.2007
9. www.academia.edu/A_Report_on_the_Equation_of_state_I.docx
10. KAMAL I, Al-MALAH.(2015). RK-,SRK-,& SRK-PR-TYPE EQUATION OF STATE FOR HYDROCARBONS, BASED ON A SIMPLE MOLECULAR PROPERTIES.Journal of applied chemical science international. 2(2):65-74
11. J.S. Lopez-Echeverry et al. (2017,13 Mai). Fluid phase equilibria: «Peng-Robinson equation of state ». 39-71. Disponible sur www.elsevier.com/locate/fluid
12. K.C. Chao and J.D. Seader, ‘ ‘ A General correlation of vapor-liquid Equilibria in Hydrocarbon Mixtures, ‘ ‘ AIChE J., Vol7(1961), P. 589
13. Aspen Technology, Aspen Plus V9 Help, Activity coefficient models, Scatchard-Hildebrand, <http://www.aspentech.com/>
14. William R.Smith, Martin lial et al.(2001). The PITZER-LEE-KESLER-TEJA Strategy and its implementation by meta-computing software. Chemical Engineering Education, 35,68-73.
15. H.G. Grayson and C. W. Streed, Paper 20-P07, Sixth World Petroleum Conference, Frankfurt, june 1963.

16. R. Torres, J. C. et al.(2013).Improving the modeling of hydrogen solubility in heavy oil cuts using an augmented Grayson Streed Approach.Oil & Gas Science and Technology-Rev.IFP Energies nouvelles, Vol.68(No.2), PP. 217
 17. Ivan D.G. Chaves, Javier.R.G.Lopez et al . Process Analysis and simulation in chemical Engineering. Springer Cham Heidelberg. Switzerland.2016
 18. Juan Pablo Gutierrez et al.Thermodynamic Properties for the Simulation of Crude Oil Primary Refining. Int.Journal of Engineering Research and Applications.ISSN:2248-9622, Vol.4, Issue.4 (version 1), April 2014, PP.190-194
 19. Emilian Koller, Aide-mémoire de Génie Chimique, 4^e édition, Dunod. 2013
 20. Jean-Pierre Wauquier, Raffinage du Pétrole, tome2-Procédés de séparation.Edition TECHNIP, (1998)
 21. Watkins, RN. “ Petroleum refinery distillation”, Second edition, 1979. Gulf Publishing Comany, Houston.
 22. Didier Ronze, et al., Introduction au génie des procédés, édition Tec & Doc, Paris: Lavoisier, 2008, pp.330-381
 23. Pierre TRAMBOUZE, Raffinage du pétrole, tome4, matériels et équipements. Edition TECHNIP, (1999)
 24. Ralph SCHEFFLAN, Teach yourself the basics of Aspen Plus, Stevens institute of technology, AIChE-Wiley 2011
 25. KAMAL I. M. Al-MALAH, Chemicla Engineering Applications, Aspen Plus, Wiley.2017
 26. Stanley I. Sandler, Using Aspen Plus in thermodynamics instruction, A step-by-step Guide, John Wiley & Sons. 2015
 27. Willam L. Luyben, Distillation design and control using Aspen Plus simulation, AIChE-Wiley.2006.
 28. Abhishankar Kumar, Basudeb Munsh. Control of distillation column using Aspen dynamics.
 29. Dale E. Seborg, Thomas. F.Edger, Duncan A. Mellichamp: Process Dynamics Control, second edition. John Wiley & Sons, 2004
 30. Engineering Standard for Piping & instrumentation Diagrams (P&ID). Original edition.IPS-E-PR-230. Oct.1996
 31. Juma Haydary, Tomas Pavlik.(2009). Steady-state and Dynamic simulation of crude oil distillation using Aspen Plus and Aspen Dynamics. Petroleum & Coal .51(2) 100-109.
-

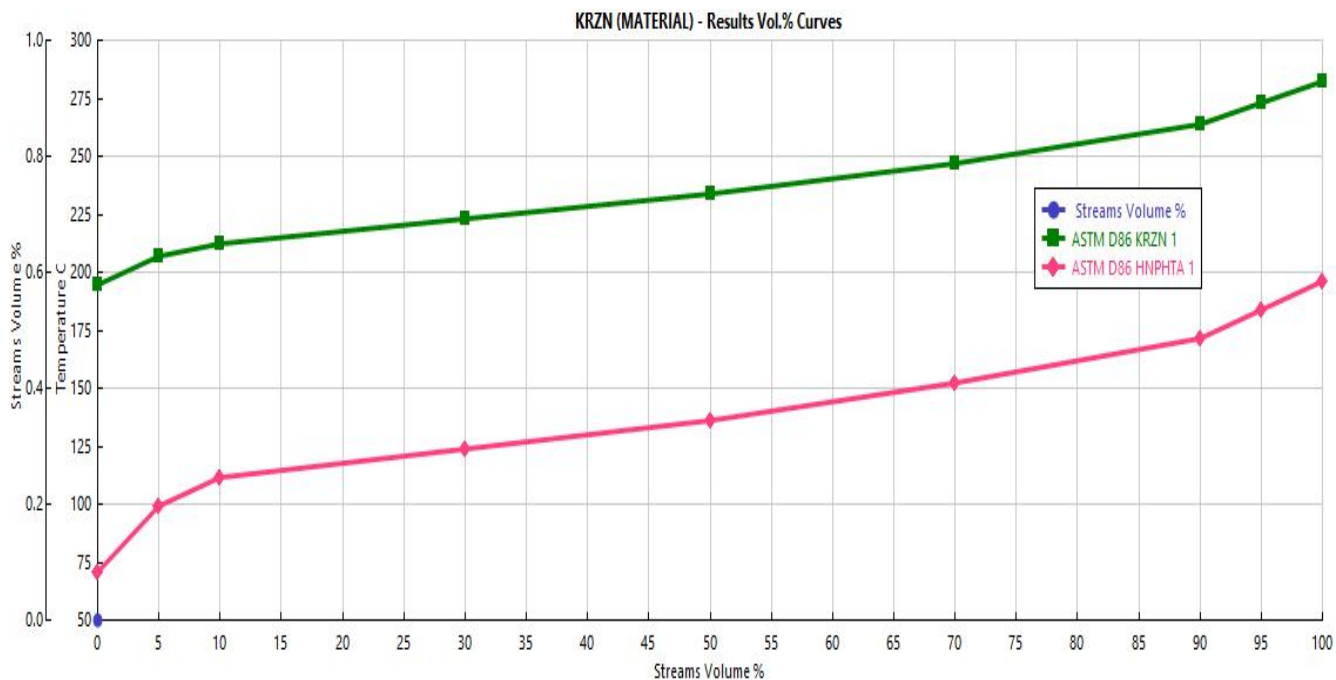
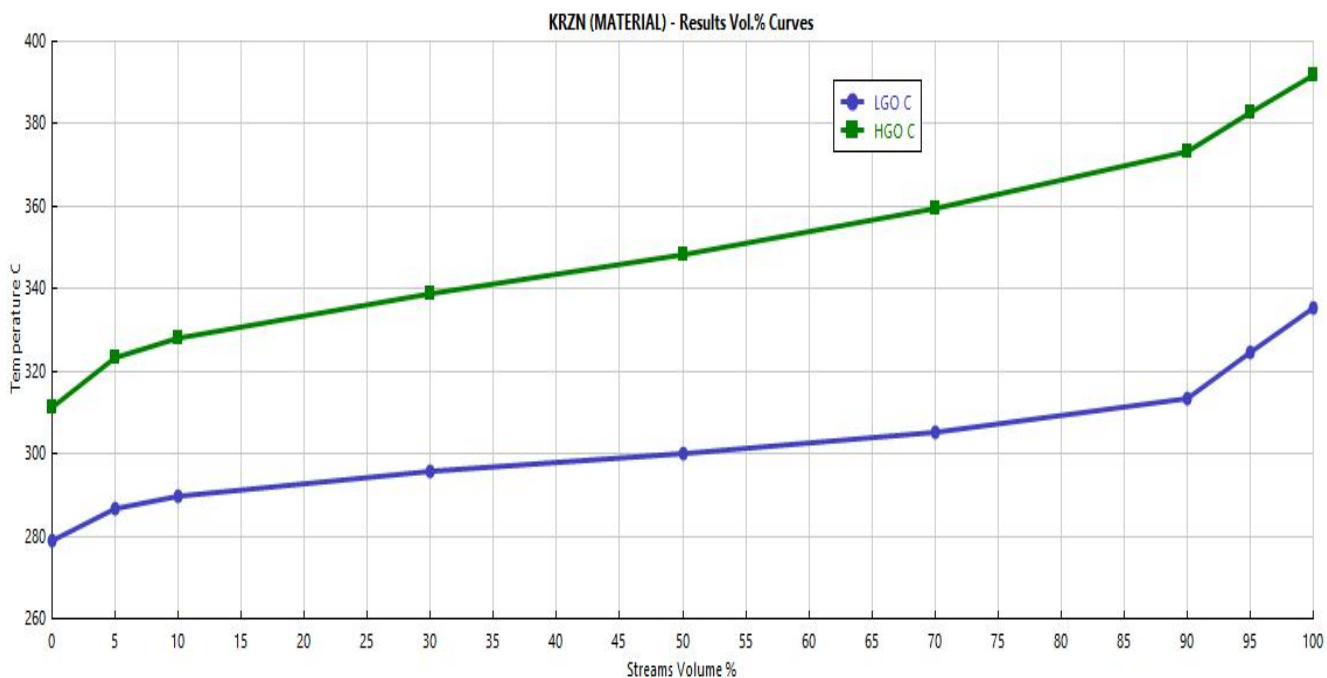


Annexe 1: Profil de débits massiques du liquide et de la vapeur le long de la CPR



Annexe 2 : Caractéristiques de l'eau et du résidu sortant de la CPR

	Units	FWAT	S9
▶ Mass Density	gm/cc	0.987382	0.670869
▶ Enthalpy Flow	Gcal/hr	-6.77448	-145.225
▶ Average MW		18.0153	200.327
▶ + Mole Flows	kmol/hr	99.9346	1879.2
▶ + Mole Fractions			
▶ + Mass Flows	kg/hr	1800.35	376455
▶ + Mass Fractions			
▶ Volume Flow	bbl/day	275.246	84707.9

Annexe 3 : ASTM D86-95% du HNAPHTA(rose) et du KRZN (vert)**Annexe 4 : ASTM D86-95% de LGO (bleu) et de HGO (vert)**

Annexe 5 : Caractéristiques de l'eau et du RAT sortant de la CP

	Units	FWAT2	RAT
▶ Molar Entropy	cal/mol-K	-38.2175	-591.74
▶ Mass Entropy	cal/gm-K	-2.1214	-1.23771
▶ Molar Density	mol/cc	0.0551253	0.0013925
▶ Mass Density	gm/cc	0.993098	0.665745
▶ Enthalpy Flow	Gcal/hr	-69.7502	-27.6308
▶ Average MW		18.0153	478.093
▶ + Mole Flows	kmol/hr	1025.21	226.879
▶ + Mole Fractions			
▶ + Mass Flows	kg/hr	18469.5	108469
▶ + Mass Fractions			
▶ Volume Flow	bbl/day	2807.45	24595
▶ Specific gravity		1	0.907658

Annexe 6 : Profil de débits massiques du liquide et de la vapeur le long de la CP

