

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

ZAGOUG Youcef Zoheir

Et

REZAIGUIA Akram

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

***Optimisation des paramètres opératoires de la colonne
distillation sous vide C101 de l'unité 100 de RA1/Z.***

Devant le jury :

HADJARAB	Djamel	MAA	UMBB	Président
BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Examineur
HAMMADOU	Souad	MCA	UMBB	Promotrice

Année Universitaire : 2023/2024

ملخص

تركز هذه الدراسة على تحسين المعايير التشغيلية لوحدة التقطير بالفراغ، مركزة على مشكلة التسخين في رأس وحدة التقطير بالفراغ U100 الموجودة في المنطقة 5 من مصفاة أرزيو. الهدف الرئيسي هو تعزيز كفاءة وأداء الوحدة عن طريق ضبط مختلف المعايير التشغيلية مثل درجة الحرارة ومعدل تدفق الاسترجاع. يخصص جزء كبير من هذا العمل لنمذجة ومحاكاة التقطير بالفراغ باستخدام برنامج Aspen HYSYS. هذه الأداة المتقدمة للمحاكاة تقوم بتكرير ظروف التشغيل الفعلية لأعمدة التقطير بالفراغ وتحسين أدائها. يتم تحليل نتائج المحاكاة التي تم إجراؤها باستخدام HYSYS لتحديد المعايير التشغيلية المثلى.

Abstract

This project focuses on optimizing the operating parameters of a vacuum distillation unit, specifically addressing the heating issue at the head of the vacuum distillation unit U100 located in zone 5 of the Arzew refinery. The main objective is to enhance the efficiency and performance of the unit by adjusting various operating parameters such as temperature, and reflux flow rate. A significant portion of this work is dedicated to modeling and simulating vacuum distillation using Aspen HYSYS software. This advanced simulation tool accurately replicates the operational conditions of vacuum distillation columns and optimizes their performance. The results of simulations conducted with HYSYS are analyzed to identify optimal operating parameters.

Résumé

Ce mémoire porte sur l'optimisation des paramètres opératoires d'une unité de distillation sous vide, en se concentrant sur le problème spécifique du chauffage de la tête dans l'unité de distillation sous vide U100 dans la zone 5 de la raffinerie d'Arzew. L'objectif principal est d'améliorer l'efficacité et la performance de l'unité en ajustant divers paramètres opératoires tels que la température et le débit de reflux. Une partie essentielle de ce travail est consacrée à la modélisation et à la simulation de la distillation sous vide à l'aide du logiciel Aspen HYSYS. Cet outil de simulation avancé permet de reproduire fidèlement les conditions opérationnelles des colonnes de distillation sous vide et d'optimiser leurs performances. Les résultats des simulations effectuées avec HYSYS sont analysés pour identifier les paramètres opératoires optimaux.

Remerciement

Nous tenons tout d'abord à exprimer notre profonde gratitude à **Dieu** pour nous avoir accordé la force et la persévérance nécessaires pour mener à bien ce travail de recherche.

Nous exprimons notre profonde gratitude envers nos professeurs, notamment ceux de l'Université M'Hamed Bougara de Boumerdes, pour leur soutien attentif, leurs conseils avisés et leur bienveillance constante tout au long de notre parcours académique.

Nous voudrions également adresser nos plus sincères remerciements à madame **Dr. Hammadou Souad**, notre encadrante, pour sa précieuse guidance, ses conseils éclairés et son soutien constant tout au long de ce processus.

Nos remerciements vont également à Monsieur **Moulay Lahcene**, chef de formation à la raffinerie d'Arzew, pour son appui, son encouragement et sa vigilance rigoureuse quant au bon déroulement de ce travail.

Un grand merci à l'ingénieur Monsieur **A.e.k. Zrigui** et au chef service **Ghazli Beka** pour ses précieuses contributions et son expertise technique. Leur contribution a été essentielle à la

*réalisation de ce mémoire, enrichissant grandement notre travail.
Son dévouement et son soutien ont été également très appréciés.*

*Enfin, nous souhaitons exprimer notre gratitude à toutes les
personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à l'élaboration de ce
travail.*

Dédicaces

À nos chers parents, dont le soutien inconditionnel, les sacrifices silencieux et l'amour infini ont été ma source de force et d'inspiration tout au long de ce parcours académique.

À nos frères et sœurs, qui ont apporté tant de joie, de rires et de distractions bienvenues dans les moments de stress et de fatigue.

À nos professeurs, véritables guides sur le chemin de la découverte, je vous suis reconnaissant pour votre enseignement passionné, vos conseils éclairés et votre patience infinie.

À nos amis, précieux compagnons de joie et de peine, pour avoir enrichi cette expérience académique de votre amitié sincère et de votre présence réconfortante.

Que ce modeste mémoire soit le témoignage de notre reconnaissance envers vous tous, et qu'il soit également une humble contribution à l'avancement des connaissances dans notre domaine.

R. Akram & Z. Foucef

Sommaire

Introduction général.....	1
Chapitre I : Présentation de l'unité 100 de distillation sous vide	
I.1. Introduction.....	3
I.1.1. Historique	3
I.1.2. Présentation générale de la raffinerie	4
I.1.2.1. Localisation	4
I.1.2.2. Organigramme de la raffinerie.....	5
I.1.2.3. Taux de production de la raffinerie.....	5
I.1.2.4. Schéma générale de lignes de productions.....	6
I.1.3. Présentation des départements de production.....	7
I.1.3.1 Département de production P1	7
I.1.3.2. Département de production P2	9
I.1.3.3. Département de production P3	10
I.1.3.4. Département de production P4.....	11
I.1.3.5. Laboratoire de contrôle	11
I.2. Présentation de la zone 05.....	12
I.2.1. Historique	12
I.2.2. Les lignes de production de la zone 05	12
I.2.3. Les unités de la zones 05	13
I.3. Unité distillation sous vide U100.....	19
I.3.1. But de l'unité	19
I.3.2. Capacité de l'unité : (tonnage).....	21
I.3.3. Description de l'unité	22
I.3.4. Principaux circuits de l'unité 100.....	22
I.3.5. Circuits secondaires du procédé.....	26

Chapitre II : Généralités sur la théorie de la distillation et les colonnes distillation

II.1. Introduction	28
II.2. La théorie de la distillation	28
II.2.1. Définition	28
II.2.2. Le principe de la distillation	28
II.2.3. Types de distillations :	31
II.2.3.1. Selon le mode : (continue et discontinue)	31
II.2.3.2. Selon la composition du mélange : (binaire et complexe)	31
II.2.3.3. Cas particulier :	32
II.2.4 Distillation fractionnée dans l'industrie pétrolière	33
II.2.4.1. La distillation atmosphérique	34
II.2.4.1. La distillation sous vide	36
II.3. Les colonnes de distillation.....	38
II.3.1. Introduction	38
II.3.2. Principe de fonctionnement.....	38
II.3.3. Bilan massique et thermique de la colonne	39
II.3.4 Description de la colonne	41
II.3.5. Les auxiliaires d'une colonne	45
a) Rebouilleurs	45
b) Condenseur	46
c) Strippeur	47
d) Ejecteur	47
II.3.6. Caractéristiques d'une colonne de distillation	48
II.3.7. Paramètres de fonctionnement.....	49
II.3.8. Problèmes rencontrés dans les colonnes	51

Chapitre III : Présentation de la Colonne distillation sous vide (C101)

III.1. Description de la colonne C101	53
III.2. Fonctionnement de la colonne	53
III.3. Les systèmes auxiliaires de la colonne.....	57
1-Système de vide et injection d'ammoniac.....	57
2-Système de reflux de tête et principale.....	59
3-Système d'injection de vapeur de stripping et Reflux de lavage et reflux chaud :.....	61

Chapitre IV : Problématique & résolution

IV.1. Problématique.....	62
IV.2. Test « RUN »	64
IV.2.1. Analyse des résultats de test run juin 2022 :.....	69
IV.3. Simulation.....	70
IV.3.1. Procédure de simulation de la colonne C101 :.....	70
IV.4. Résolution :.....	78

Conclusion générale

Recommandation.....	82
Référence bibliographique.....	83

Liste des abréviations

A.P.I.: American Petroleum Institute
BP: Basse Pression
BRA: Brut Réduit Atmosphérique
BRI : Brut Réduit Importé
BS: Bright Stock
DAO: De-Asphalted Oil
GIR: Groupe d'Intervention de Réserve
HB3 : Huile de Base 3
HB4 : Huile de Base 4
HSRN: Heavy Straight Run Naphtha
HYSYS: Hyprotech-Systems Limited (process simulation software)
JGC: Japan Gasoline Co, Ltd.
LSRN: Light Straight Run Naphtha
MEC: Methyl-Ethyl-Cetone (solvent)
MP: Moyen Pression
MVO: Huile mi-visqueuses
NAFTEC: Entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers
RA1Z : Raffinerie d'ARZEW
RSV : Résidu Sous Vide
SAE : Society of Automotive Engineers
SAE10 : Society of Automotive Engineers 10W oil viscosity rating
SAE30 : Society of Automotive Engineers 30W oil viscosity rating
SPO: Spindle-Oil
VGO : Vacuum Gas Oil
VO : Huile visqueuse

Listes des figures

Figure I.1 : localisation de RA1/Z par « google map ».....	4
Figure I.2 : Schéma synoptique des lignes de production de RA1/Z.....	6
Figure I.3 : schéma synoptique des lignes de productions de la zone 05.....	12
Figure I.4 : Schéma simplifié de la distillation sous vide.....	13
Figure I.5 : Schéma simplifié du désasphaltage au propane.....	14
Figure I.6 : Schéma simplifié de l'extraction au furfural.....	15
Figure I.7 : Schéma simplifié du déparaffinage au MEC/Toluène.....	17
Figure I.8 : Schéma simplifié de l'hydrofinishing.....	18
Figure I.9 : schéma de section de chauffe.....	23
Figure I.10 : Schéma de la colonne C101.....	25
Figure II.1 : Schéma d'une colonne distillation atmosphérique.....	35
Figure II.2 : Schéma d'une colonne distillation sous vide.....	37
Figure II.3 : Contacteur liquide vapeur.....	42
Figure II.4 : schéma d'un éjecteur.....	48
Figure III.1 : Schéma PFD de la colonne C101.....	56
Figure III.2 : Schéma du système de vide de la colonne C101.....	58
Figure III.4 : Schéma du système de reflux de la colonne C101.....	60
Figure III.3 : Schéma du système de reflux de la colonne C101.....	60
Figure III.4 : Schéma du fond de la colonne C101.....	61
Figure IV.1 : configuration de Velocity vapeur steam.....	71
Figure IV.2 : configuration de vapeur de stripping steam.....	71

Figure IV.3 : configuration de charge BRA steam.....	72
Figure IV.4 : configuration de la colonne distillation sous vide (les connections : les entrés et les sorties).....	72
Figure IV.5 : configuration de la colonne distillation sous vide (Les reflux)...	73
Figure IV.6 : configuration de la colonne distillation sous vide (L'interne).....	73
Figure IV.7 : configuration de la colonne distillation sous vide (paramètres du profile pression et température)	74
Figure IV.8 : configuration de la colonne distillation sous vide (Moniteur).....	75
Figure IV.9 : Vue général de la colonne distillation sous vide C101.....	75
Figure IV.10 : Configuration de la colonne C101 aux paramètres actuels de fonctionnement.....	76
Figure IV.11 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 90°C (a).....	78
Figure IV.12 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 90°C (b).....	79
Figure IV.13 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 60°C..	80

Listes des tableaux

Tableau I.1 : Taux de production de produits de la raffinerie.....	5
Tableau I.2 : Caractéristique du BRA.....	19
Tableau I.3 : Caractéristique du VGO.....	19
Tableau I.4 : Caractéristique du SPO.....	20
Tableau I.5 : Caractéristique du SAE10.....	20
Tableau I.6 : Caractéristique du SAE30.....	21
Tableau I.7 : Caractéristique du RSV.....	21
Tableau I.8 : Tableau des débits des produits soutirés.....	21
Tableau I.9 : Bilan thermique du cas design.....	24
Tableau II.1 : Types de plateaux.....	43
Tableau II.2 : Types de garnissages.....	44
Tableau III.1 : Caractéristiques des reflux.....	59
Tableau IV.1 : Paramètres de fonctionnement actuel.....	62
Tableau IV.2 : Bilan massique actuel de la colonne C101.....	63
Tableau IV.3 : Conditions opératoires de fonctionnement de l'unité.....	64
Tableau IV.4 : Bilan massique de colonne C101.....	66
Tableau IV.5 : Analyse de qualité de charge et produits.....	67
Tableau IV.6 : Récapitulation des débits de reflux.....	69

Listes des Annexes

Annex A : Schéma de principe d'unité 100.....	84
Annex B : Compositions du BRA.....	85
Annex C : Column Sub-Flowsheet (actual case).....	86

Introduction générale

En vue de l'importante richesse naturelle diversifiée de son sous-sol Saharien, notamment en hydrocarbures liquides et gazeux, la structure économique de l'Algérie est basée essentiellement sur les rentes de pétrole et de gaz considérablement demandés dans le marché mondial.

Effectivement, le pétrole brut a pris une place remarquable dans le développement industriel, il présente un énorme potentiel d'énergie dans le monde depuis plusieurs années, et sa technologie est utilisée par nombreux pays, parmi lesquels l'Algérie, la Russie, les Etats-Unis et la chine qui dépend d'une grande partie de l'importation pour répondre à ses besoins en pétrole.

L'Algérie à cinq raffineries, parmi eux la raffinerie d'Arzew. Cette raffinerie est la seule qui produit les lubrifiants, elle contient deux zones de fabrication des huiles de base, (zone7) et (zone5).

L'unité de lubrifiants est d'une importance capitale pour le fonctionnement du complexe de raffinage. Elle comporte une série d'équipements importants pour son fonctionnement tels que les échangeurs, les fours et les colonnes. L'optimisation du procédé consiste à exploiter ces équipements dans les meilleures conditions de rendement et de sécurité.

Et plus particulièrement l'unité de distillation sous vide (U 100), elle est destinée à séparer le brut réduit atmosphérique à plusieurs fractions, a l'aide de la colonne distillation sous vide C101.

Actuellement cette colonne a subi une perturbation en fonctionnement, a cause de l'augmentation de la température de la tête de la colonne.

Ce qui a créé un bon thème d'exploitation a traité.

La présente étude consistait à :

- L'analyse des données disponibles pour finaliser une hypothèse sur la source de problème.
- La résolution de problèmes par simulateur HYSYS, dans trois étapes :
 - Vérification de fiabilité du model en cas design.
 - Simulation de cas actuel.
 - Résolution de problème.

Chapitre I : Présentation de l'unité 100 de distillation sous vide

I.1. Introduction

I.1.1. Historique

La raffinerie de pétrole Arzew Oran en Algérie a une histoire qui remonte aux années 1950. Elle a été construite dans le cadre d'un accord de coopération entre l'Algérie et la France, qui visait à développer l'industrie pétrolière dans le pays.

La construction de la raffinerie a commencé en 1956, et elle a été mise en service en 1959. À l'époque, elle avait une capacité de traitement de 1,2 million de tonnes de pétrole brut par an.

En juin 1968, le contrat de construction a été signé le 31 juillet 1969, avec la société japonaise JGC (Japan Gazoline Corporation). En 1973, sa capacité de traitement avait été portée à 3,5 millions de tonnes par an et s'est étendue par une extension de ces unités de production de bitumes en 1975 et ses unités de lubrifiants en 1983.

En 1982, elle a été nationalisée par le gouvernement algérien, depuis lors, la raffinerie d'Arzew a connu plusieurs phases d'expansion et de modernisation.

Aujourd'hui, la raffinerie d'Arzew est l'une des plus grandes d'Afrique. Elle produit une gamme de produits pétroliers, notamment de l'essence, du diesel, du fioul lourd, du GPL et des lubrifiants.

I.1.2. Présentation générale de la raffinerie

I.1.2.1. Localisation

La raffinerie d'Arzew est située dans la zone industrielle sur le plateau d'El Mahgoune à deux kilomètres de la ville d'Arzew et environ 40 kilomètres de la ville d'Oran. Elle occupe 170 hectares et se situe au voisinage du port d'Arzew.



Figure I.1 : localisation de RA1/Z par « google map »

I.1.2.2. Organigramme de la raffinerie

La raffinerie d'Arzew est organisée en [1] :

- Sous-direction réhabilitation : Elle comprend le département des ressources humaines, le département des moyens généraux, et le département du personnel.
- Sous-direction de l'exploitation : Elle comprend quatre départements de production, un département de maintenance, et un département des approvisionnements.
- Les départements liés directement avec les directions dites structure de contrôle à savoir : Département technique, finances, sécurité, commercial, et organisation.

I.1.2.3. Taux de production de la raffinerie

La raffinerie RA1/Z traite 3,75 millions de tonnes par an de pétrole brut.

Tableau I.1 : Taux de production de produits de la raffinerie [1]

	Produit	Quantité (T/Jr)	Zone / Unité
GPL	Propane	26 762	Z4 / U13
	Butane	121 581	Z4 / U14
Carburants	Kérosène	153 569	Z4 / U15
	Gas-oil	1 422 139	Z4 / U16
	Fuel	865 099	Divers Unités
	Essence SP	464 000	Z28
	Naphta	428 361	Z28
Lubrifiants	Huiles de base	14 605	Z7 et Z5
	Huiles de finies	127 100	Z6 / U3000
	Graisses	3 600	Z6 / U3000
Bitumes	Bitumesroutières	120 000	Z10
	Bitumesoxydés	20 000	Z10

I.1.2.4. Schéma générale de lignes de productions

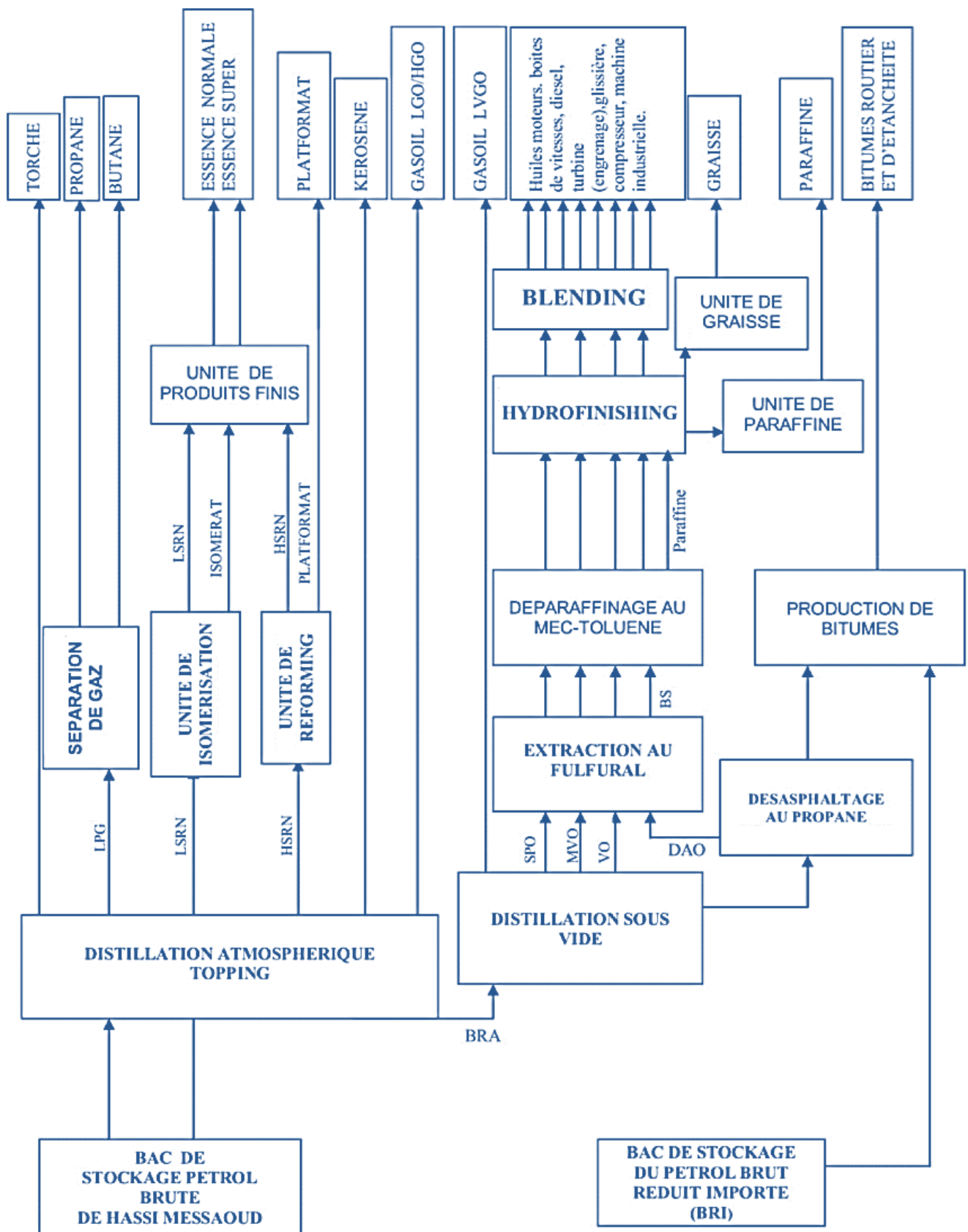


Figure I.2 : Schéma synoptique des lignes de production de RA1/Z

I.1.3. Présentation des départements de production

La raffinerie d'Arzew est divisée en quatre départements de production : P1, P2, P3 et P4. Chaque département comprend plusieurs zones, chacune ayant des activités spécifiques. La structure de chaque département inclut différentes unités de production.[1]

I.1.3.1 Département de production P1

Ce département concerne la production des carburants, des lubrifiants et les bitumes en traitant le pétrole brut de Hassi-Messaoud comme charge et le brut réduit importé (BRI) pour la production des bitumes. Il est constitué des zones suivantes :

a) Zone 03 (Les utilités) : Cette zone est construite pour l'alimentation des autres zones en : air, vapeur, eau, électricité, et gaz qui sont très importants pour les unités de traitement. Il se divise en plusieurs unités :

- Unité 31 : Production de vapeur d'eau à haute pression qui sert au stripage, et comme énergie motrice des turbos générateurs.
- Unité 32 : Production de l'eau distillée qui est utilisée comme eau d'alimentation pour les chaudières.
- Unité 33 : Distribution d'eau de refroidissement, utilisée pour les opérations de refroidissement des produits.
- Unité 34 : Production d'électricité qui sert à alimenter les unités de traitement.
- Unité 35 : Gaz de combustion au niveau des chaudières et des fours.
- Unité 36 : Production d'air service et d'air instrument.
- Unité 67 : Réseaux d'incendie.

b) Zone 04 (Les carburants) : C'est le point de départ du procédé de raffinage du pétrole brut. Elle comprend 5 unités :

- Unité 11 (Topping) : c'est l'unité de distillation atmosphérique. Elle a comme rôle la séparation par distillation atmosphérique des différents composants contenus dans le pétrole selon leurs densités, du plus léger au plus lourd. Il s'agit :
 - Du gaz de pétrole liquéfié (LPG).
 - Du naphthaléger/lourdou Light/Heavy Straight Run Naphtha (L/HSRN).
 - Du kérosène.
 - Du gasoil léger et lourd.
 - Du résidu atmosphérique (BRA).

- Unité 12 (Reforming catalytique) : elle traite le naphtha lourd (HSRN) provenant de la distillation atmosphérique dans le but de produire une base d'essence à indice d'octane élevé (reformat).
- Unité 13 (Traitement du gaz) : elle traite le gaz obtenu de l'unité 11, 12 et 17 en le séparant en produits purs, tel que le propane et le butane.
- Unité 17 (Isomérisation) : elle traite le naphtha léger (LSRN) provenant de la distillation atmosphérique, afin d'améliorer leur indice d'octane.
- Unité 18 (Unité du système de l'huile chaude) : le rôle de cette unité est de fournir la chaleur (par l'utilisation d'un fluide caloporteur) pour les unités 11 et 17.

c) **Zone 07 (Les lubrifiants 1)** : Cette zone a pour but la fabrication des huiles de base à partir de brut réduit atmosphérique (BRA) venant du topping (unité 11), sa capacité de production est de 50 000 T/an. Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 20 : Stockage des huiles.
- Unité 21 : C'est l'unité de distillation sous vide. Elle traite le résidu provenant de l'unité 11 de la zone 4 (BRA) qui est soutiré sous vide, afin d'obtenir des huiles de base semi-finis :
 - Gasoil ou Vacuum Gasoil (VGO)
 - Huiles SPO ou SpindleOil
 - Huile mi-visqueuses (MVO)
 - Huile visqueuse (VO)
 - Le résidu sous vide (RSV).
- Unité 22 : C'est l'unité de désasphaltage au propane, elle traite le résidu sous vide (RSV).
- Unité 23 : C'est l'unité d'extraction liquide-liquide des huiles.
- Unité 24 : C'est l'unité de déparaffinage des huiles au MEC/toluène.
- Unité 25 : C'est l'unité de l'Hydrofinishing (Ferrofining).

d) Zone 10 (Production des bitumes) : Cette zone concerne la production des bitumes routiers et oxydés, elle comprend 2 unités :

- Unité 14 : C'est l'unité de Flash sous vide de Brut réduit importé (BRI) et l'asphalte. Ce mélange est fractionné sous vide en gasoil et en produit visqueux obtenu en fond de colonne, lequel est traité dans la section soufflage à l'air pur pour obtenir des bitumes routiers.

– Unité 15 : C'est l'unité de Semi Blowing (soufflage). Dans cette unité on procède à l'oxydation de la charge (Bitume routier + Gasoil) afin d'obtenir du bitume oxydé, conditionné dans des sacs de 25 Kg.

e) Les zones de stockage :

– Zone 08 et 09 : Stockage du résidu atmosphérique dans 2 bacs.

– Zone 11, 12 et 13 : Stockage du brut de Hassi-Messaoud ; 3 bacs de 60000 T et 2 bacs de 50000 T.

f) Zone 31 : Contient une torche P1.

I.1.3.2. Département de production P2

La réalisation de ce département fut suite aux demandes importantes en lubrifiants, il comprend trois principales zones :

a) Zone 05 (Les huiles de base) : Cette zone assure la production des huiles de base (SPO, SAE10, SAE30, BS), elle a une capacité de production de 120 000 (T/an). Le traitement se fait de la même façon que dans la zone 07. Elle englobe deux compartiments des Huiles de Base : HB3 et HB4.

HB3 : Il est composé des unités suivantes :

- Unité 100 : Distillation sous vide.
- Unité 150 : Huile caloporteur.
- Unité 160 : Traitement des eaux acides.
- Unité 200 : Désasphaltage au propane.
- Unité 300 : Extraction au Furfural.

HB4 : Il comprend les unités suivantes :

- Unité 400 : Déparaffinage au MEC/Toluène.
- Unité 500 : Hydrofinishing.
- Unité 600 : Hydrogénation des paraffines.

b) Zone 19 (Les utilités) : Elle assure le bon fonctionnement de la chaîne de production des huiles de base ; elle comprend les unités suivantes :

- Unité 1100 : Production de vapeur.
- Unité 1200 : Production de l'énergie électrique.
- Unité 1300 : Tour de refroidissement des eaux.
- Unité 1400 : Gaz de combustion.
- Unité 1500 : Production d'air comprimé (air instrument et air de service).

- Unité 1600 : Traitement et production d'eau distillée et déminéralisée.
- Unité 1700 : Réseau de torche P2.
- Unité 1800 : Traitement des affluents.
- Unité 280 : Production de gaz inerte.

I.1.3.3. Département de production P3

Une nouvelle réorganisation des départements de production a ajouté un troisième département qui comprend les zones suivantes :

a) Zone 06 (Production des huiles finies) : Elle est conçue pour le mélange et le conditionnement des huiles finies à partir des huiles de base et des additifs pour améliorer les caractéristiques. La gamme des lubrifiants se compose de : huile pour moteur, huile industrielle, huile de graissage, huile hydraulique, huile de coupe, graisses industrielles.

b) Zone 3000 (Production des huiles finies et des graisses) :

Elle comporte les unités suivantes :

- Unité 3100 (Production des huiles finies) : Elle est destinée à fabriquer des huiles finies à partir des huiles de base fabriquées dans les unités 100 à 500 et des additifs importés. Les grades d'huiles fabriquées sont :
 - Huiles pour moteurs (Essence, Diesel, Huiles pour transmission).
 - Huiles industrielles [hydraulique (TISKA), turbines (TORBA), engrenage (FODDA), compresseur (TORADA), et huiles diverses].
- Unité 3200 : Préparation et conditionnement des graisses.
- Unité 3300 : Conditionnement des paraffines.
- Unité 3400, 3500, 3600 : Assurent le conditionnement des huiles finies.
- Unité 3700 : Installation portuaires, Son rôle consiste :
 - Au déchargement des additifs importés des navires.
 - Aux suivis des bacs de stockage (contrôle de température, niveau, pression)
 - Au transfert des additifs vers RA1Z par camions citerne.
 - Au chargement d'huiles de base dans les navires.
- Unité 3800 : Pomperie eaux brutes.

c) Zone 3900 (Production des huiles finies) : Elle est réalisée en 1997, elle assure le conditionnement et le remplissage des huiles finies en bidons de 2 et 5 litres et de la graisse en pots de 1 Kg.

I.1.3.4. Département de production P4

a) Zone 28 (stockage et expédition) : C'est une zone de stockage des matières premières, des mélanges, des expéditions et des produits semi-finis et finis, ainsi que le pétrole brut.

b) Zone 30 (chargement des produits finis) : Cette zone est spécialisée dans le chargement des carburants (essences, gaz oil ...) dans les camions et wagon des trains.

c) Zone 27 (Unité 1800 « Station de traitement des effluents ») : Le rôle de cette zone est de récupérer les eaux usées et les traiter. Elle est composée de deux bassins de séparation et de décantation physique (API et PPI).

I.1.3.5. Laboratoire de contrôle

Durant toutes les étapes de raffinage au niveau des différentes unités, les produits semi-finis et finis sont soumis selon un programme bien défini à un contrôle de qualité rigoureux au niveau du laboratoire. Le laboratoire contrôle aussi la qualité des eaux, les rejets et procède aux analyses des différents échantillons spéciaux.

I.2. Présentation de la zone 05

I.2.1. Historique

En 1978, suite aux besoins importants en lubrifiants la réalisation d'un ensemble de production de 120.000 T/an d'huile de base fut lancé. Le démarrage de cet ensemble fut en 1982.

I.2.2. Les lignes de production de la zone 05

Après la distillation sous vide du BRA, on aura le désasphaltage au propane du RSV, tout en récupérant DAO.

Puis notre quatre distillats SPO, SAE10, SAE30 et DAO, subit 3 opérations successives : une extraction au furfural puis un déparaffinage au (MEC/Toluène) et dernièrement un hydrofinishing, a fin de récupérer nos quatre grades de l'huile de base. [2]

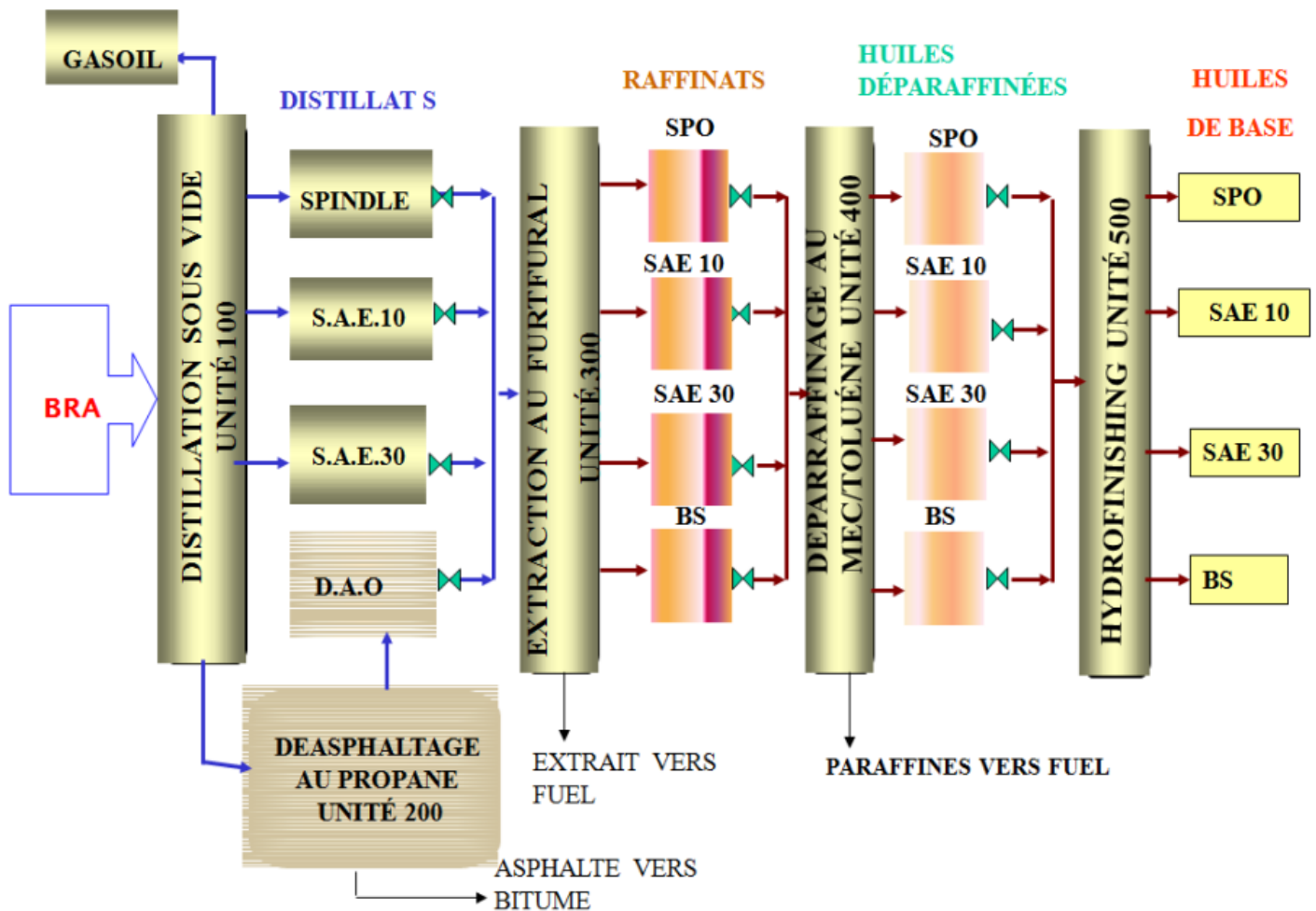


Figure I.3 : schéma synoptique des lignes de productions de la zone 05

I.2.3. Les unités de la zones 05

U100 : (distillation sous vide)

L'unité de distillation sous vide, section 100, du complexe de lubrifiants Arzew 2 est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huiles de base, la charge de l'unité est du BRA (Brut Réduit Atmosphérique) venant de la zone 4.

Cette unité est prévue pour fonctionner 333 jours/an, et paramétrée pour traiter 1356 tonnes/jour de BRA afin d'obtenir les coupes suivantes :

- Un distillat spindle ;
- Un distillat SAE 10 ;
- Un distillat SAE 30 ;
- Un résidu sous vide.
- Un gas-oil sous vide et deux coupes intermédiaires dites « slop-cut » lourde et « slop-cut » légère sont produits aussi.

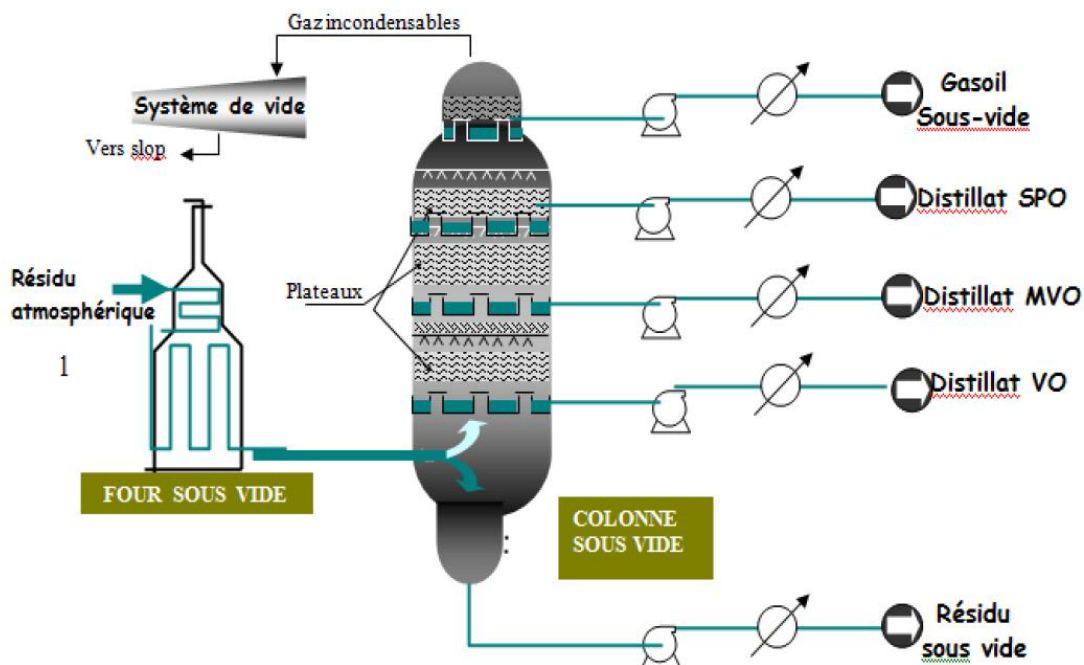


Figure I.4 : Schéma simplifié de la distillation sous vide.

U200 : (désasphaltage au propane)

L'unité de désasphaltage au propane est destinée à traiter 382 T/J du résidu sous vide (RSV) provenant de l'unité 100 pour produire l'huile désasphalté et de l'asphalte. Le désasphaltage a pour but de séparer les produits lubrifiants lourds des asphaltes qui nuisent à leur stabilité thermique.

La séparation se fait dans une colonne à disque rotatif, le solvant utilisé est le propane.

- L'huile désasphaltée est destinée à préparer la "Bright stock".
- L'asphalte constitue la charge d'une unité de production de bitume.

Description du procédé : Le résidu sous vide est fractionné en deux parties mélange DAO solvant et asphalte solvant par contact à contre-courant avec du solvant propane liquide dans une tour d'extraction à disque tournant (RDC). La séparation entre la fraction asphaltique et la fraction huileuse (DAO) est améliorée en opérant avec un gradient de température entre le sommet et le fond de l'extracteur. Ensuite les mélanges (DAO/solvant) et (asphalte/solvant) sont dirigés vers le système de récupération.

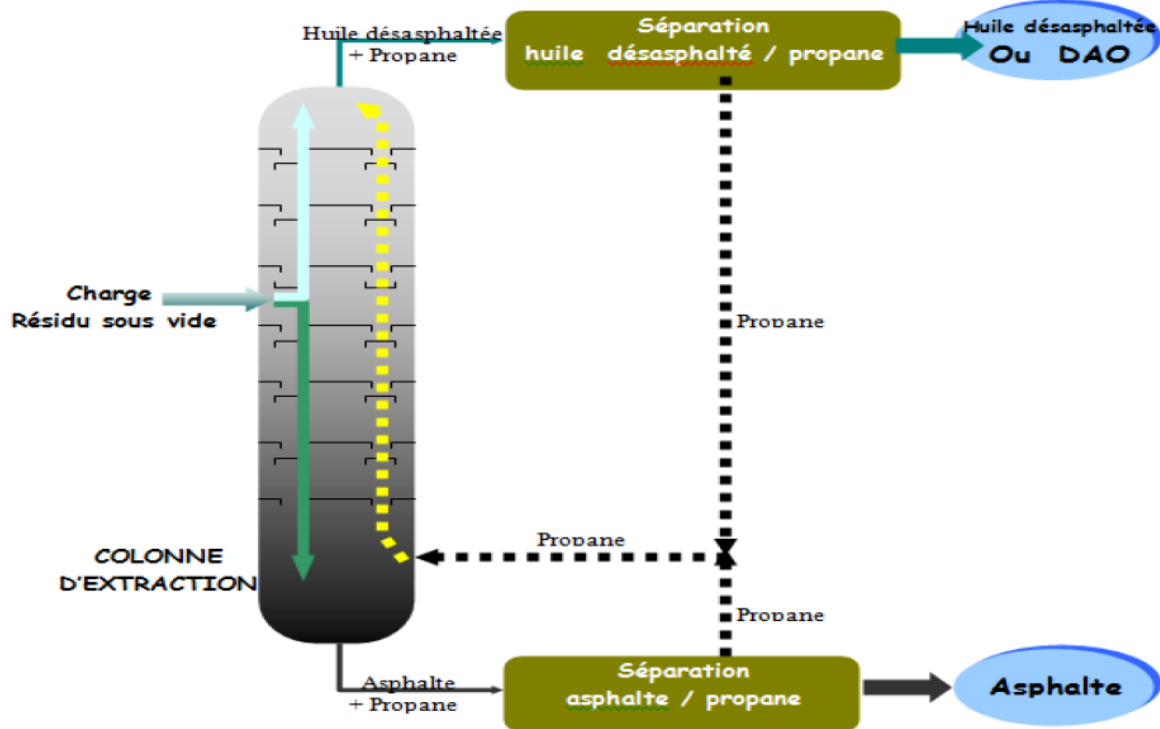


Figure I.5 : Schéma simplifié du désasphaltage au propane

U300 : (extraction au furfural)

Le rôle de l'unité 300 d'extraction au furfural est d'éliminer les hydrocarbures aromatiques qui ont un mauvais indice de viscosité et qui sont facilement oxydables. Le but de l'unité est d'améliorer l'indice de viscosité des distillats sous vide et du DAO. En traitant l'huile avec le furfural dans le

RDC, il s'effectue un flux par différence de densité et de température. Deux phases se séparent :

- La phase extraite qui est plus lourde à cause de la grande quantité de furfural descend jusqu'au fond de la tour, C'est l'extrait.
- L'autre phase, pauvre en furfural qui contient l'huile à haut indice de viscosité (VI), monte dans l'interface à cause de sa densité inférieure et est récupérée au sommet du RDC, c'est le raffinat.

Description du procédé : Le traitement avec le furfural est le plus souvent effectué à une température de 70 à 140°C et avec un taux de solvant de 150 à 400%. L'unité comprend quatre sections principales qui sont :

- La section de traitement de la charge ; le furfural étant un produit facilement oxydable, une tour de désaéragé sous vide de la charge est prévue sous l'action de la vapeur surchauffée, pour éviter son contact avec l'air.
- La section de récupération du raffinat ; la charge est introduite dans la colonne d'extraction où est injecté le furfural, on obtient ainsi deux phases séparées l'extrait et le raffinat.

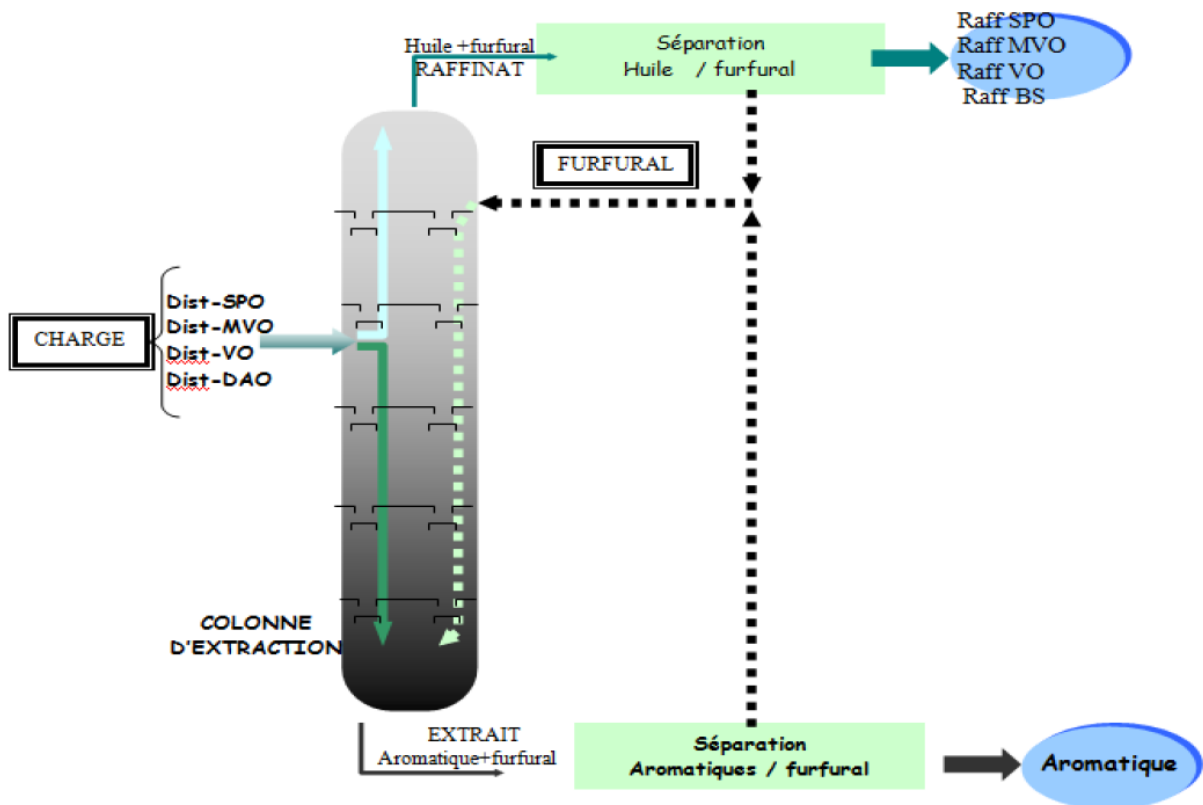


Figure I.6 : Schéma simplifié de l'extraction au furfural.

- La section de récupération du solvant ; la séparation du solvant et du raffinat est effectuée, après réchauffage dans un échangeur à huile chaude, par détente puis stripping du solvant avec la vapeur d'eau.
- La section de récupération de l'extrait ; la solution d'extrait et de furfural est soutirée par le fond du RDC vers un système de récupération du solvant à trois étages (basse pression, sous pression et sous vide).

L'ensemble de l'unité est complété par un système de tours à distillation azéotropique permettant l'enlèvement de l'eau introduite dans l'unité par la charge et la vapeur de stripping.

U400 : (déparaffinage au MEC/Toluène) :

L'objectif de l'unité est d'abaisser le point de trouble et le point d'écoulement. La méthode utilisée est le refroidissement et l'utilisation des solvants dispersant et précipitant. Les molécules paraffiniques à chaînes droites ou ramifiées ont tendance à se cristalliser lorsque la température baisse, or l'huile doit garder sa fluidité dans les moteurs à des températures très basses -20°C. Il est donc indispensable d'éliminer ces molécules à point de congélation élevé.

NB : Le solvant est le MEC/toluène (mélange méthyléthylcétone et toluène).

Description du procédé : Pour éliminer ces hydrocarbures solides (les paraffines, les cires, les gommes...) et conserver la mobilité des huiles, on procède au déparaffinage par solvants sélectifs qui, à basse température, dissolvent l'huile et précipitent les paraffines. Mais le solvant idéal qui réalise ces deux fonctions est introuvable. Pour cela on a mélangé deux solvants dans des proportions convenables, l'un dissout l'huile l'autre précipite la paraffine. D'où son appellation est dissolvant. Le dissolvant le plus utilisé est le mélange (MEC/Toluène). Le procédé utilise la différence de solubilité des huiles et des paraffines dans le solvant composé (toluène/ MEC). La charge mélangée avec le solvant est refroidie dans une batterie de Schiller à une température laissant les paraffines insolubles. Celles-ci sont séparées en continu par les filtres rotatifs.

A la fin de l'opération de déparaffinage, il en résulte une huile pauvre en paraffine à bas point d'écoulement recherché, et une phase solide (les cristaux de paraffines) retenue dans un filtre rotatif appelée Gstach composée

essentiellement de la paraffine et un peu d'huile qui, une fois déshuilée sera un sous-produit pour la pétrochimie.

L'unité comprend trois sections principales qui sont :

- La cristallisation en présence du solvant.
- La filtration de l'huile.
- La section de récupération du solvant (séparation entre le solvant et l'huile et entre le solvant et la paraffine).

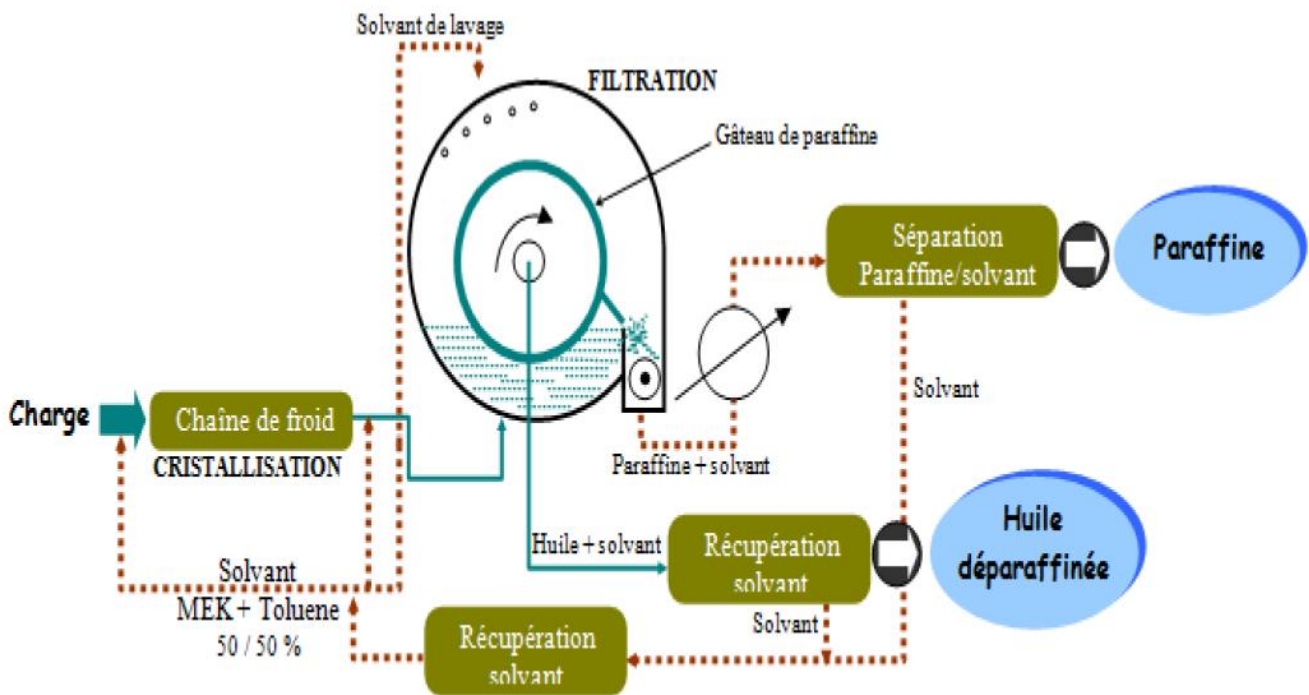


Figure I.7 : Schéma simplifié du déparaffinage au MEC/Toluène

U500 : (hydrofinishing)

La section d'hydrofinishing des huiles a pour but l'amélioration de la couleur, la stabilité à l'oxydation et la stabilité thermique des huiles en éliminant les composés indésirables à savoir d'hydrocarbures insaturés (dioléfines), non hydrocarbures (composés azotés, oxygénés, sulfurés) ou composés instables qu'elles peuvent contenir ; pour obtenir des produits répondant aux exigences commerciales.

Ce procédé met en œuvre un catalyseur d'hydrogénation dans lequel le fer est associé comme promoteur (Co-Mo/Fe).

Description du procédé : L'unité d'hydrofinishing des huiles est composée des sections suivantes : chauffage, réaction et détente, stripping et séchage.

Le mélange d'huile et de gaz riche en hydrogène passe à travers le four où il est chauffé à la température de traitement, puis à travers le lit catalytique sous des conditions modérées de température et de pression. Dans le réacteur, le mélange est séparé en deux étapes, l'huile provenant des deux étages est débarrassée de ces produit légers dans un stripeur qui reçoit une injection de vapeur, l'huile est ensuite séchée dans une colonne sous vide. La réaction d'hydrofinissage sont essentiellement caractérisées par la rupture des liaisons : C-S, C-O, C-N pour dégager tous les gaz polluants sous forme H_2S , NH_3 et H_2O à l'aide d'hydrogène.

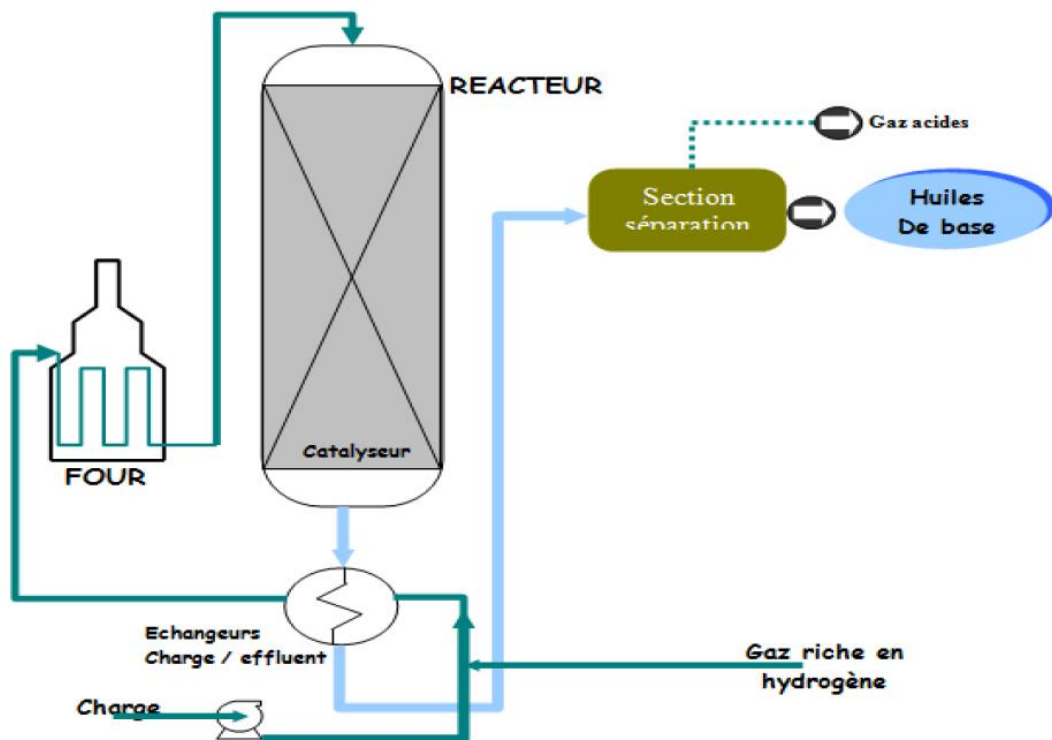


Figure I.8 : Schéma simplifié de l'hydrofinishing.

I.3. Unité distillation sous vide U100

I.3.1. But de l'unité

L'unité de distillation sous vide est destinée à préparer les distillats qui seront transformé en huile de base. La charge de l'unité est du BRA (Brut Réduit Atmosphérique) venant de la zone 04.

Les coupes recherchées sont :

- Spindle (SPO).
- SAE10 (mi visqueuse).
- SAE30 (visqueuse).
- Résidu sous vide (RSV).

En outre, elle produit du gasoil sous vide (VGO).

Avec les spécifications suivantes [2] :

Tableau I.2 : Caractéristique du BRA

BRA	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	-	0,905	-
Point d'éclair °C	140	150	-
Viscosité à 100°C (cst)	8	10	-

Tableau I.3 : Caractéristique du VGO

Gasoil (sous vide)	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	0,860	-	-
Point d'éclair °C	138	-	-
Distillation (°C)	-	-	-
65%	-	-	390
90%	-	-	-
point final	250	-	350
Viscosité à 40°C (cst)	-	-	11

Tableau I.4 : Caractéristique du SPO

<i>Distillat Spindle</i>	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	-	0,8650	-
Viscosité à 100°C (cst)	2,8	3	3,5
Point d'éclair °C	170	180	-
Point d'écoulement °C	-	-	+12
Teneur en Soufre %poids	-	0,27	-
Couleur	-	0,5	1,0
Indice de viscosité	-	72	-
Indice de réfraction	-	1,4700	-

Tableau I.5 : Caractéristique du SAE10

Distillat SAE10	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	-	0,8800	-
Viscosité à 100°C (cst)	11	5,8	6,5
Viscosité à 40°C (cst)	-	-	-
Point d'éclair °C	200	210	-
Point d'écoulement °C	-	-	+21
Teneur en Soufre% poids	-	0,30	-
Couleur	-	1,5	2,0
Indice de viscosité	-	87	-
Indice de réfraction	-	1,4780	-

Tableau I.6 : Caractéristique du SAE30

Distillat SAE30	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	-	0,8950	-
Viscosité à 100°C (cst)	11	12	13
Point d'éclair °C	220	230	-
Point d'écoulement °C	-	-	+36
Teneur en Soufre % poids	-	0,30	-
Couleur	-	3,5	4
Indice de réfraction	-	1,4890	-

Tableau I.7 : Caractéristique du RSV

Résidu court (RSV)	Limites		
	Minimum	Type	Maximum
Densité à 15/4 °C	-	0,9400	-
Viscosité à 100°C (cst)	110	120	-
Point d'éclair °C	290	300	-
Teneur en Soufre % poids	-	0,50	-
Carbon Conradson %poids	-	-	7,0

I.3.2. Capacité de l'unité : (tonnage)

L'unité est prévue pour fonctionner 333 (j/an), elle est calculée pour traiter 1356 (T/jour).

Tableau I.8 : Tableau des débits des produits soutirés.

Produit	VGO	SPO	SAE10	SAE30	RSV
Débit [T/J]	108	108	298	380	447

I.3.3. Description de l'unité

Cette unité comprend [2] :

- Une colonne de distillation sous vide C101, mené d'un système de vide (J101) et (J102), (D110) (E114) etc....
- 3 strippeurs permettant de produire simultanément SPO(C102), SAE10(C103) et SAE30(C104).
- Un four sous vide H101.
- Les facilités nécessaires au préchauffage de la charge et au refroidissement des produits.
- Un système de génération de vapeur BP (D105).
- Une boucle de circulation d'eau tempérée (D108).

I.3.4. Principaux circuits de l'unité 100

Le procédé est divisé en trois sections

01) Pré-chauffement :

Le brut réduit aliment l'unité à partir du stockage est préchauffé par échange de chaleur, reflux circulant principal, SAE10, Slop-cut lourd, SAE30 et RSV. Ce brut est pompé par la P101 A et B après passage dans un filtre F101 A, il est refoule vers les E101 A et B où il reçoit la chaleur du reflux circulant principal. Il passe ensuite à travers les E106 A et B où il échange une première fois la chaleur avec le RSV, puis à travers les E102, E103 et E104, il échange successivement sa chaleur avec les distillats SAE10, Slop-cut lourd et SAE30.

Finalement la charge échange une seconde fois la chaleur avec le RSV dans les E105 A et B. On peut constater que le RSV est utilisé deux fois que les distillats SPO Slop-cut léger ayant peu de chaleur à céder.

La température requise pour la distillation est obtenue le four H101 où la charge est partiellement vaporisée.

Le débit est reparti en deux passes à l'entrée du four, cela permet le bon contact avec la chaleur.

De la vapeur est injectée dans les tubes avec la charge dans la zone de radiation de façon à limiter le cokage.

La chaleur de la cheminée du four sert également à surchauffer la vapeur BP utilisée dans l'unité comme vapeur stripping.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide est surchauffée par le four qui est de type cabine, il comporte :

-Une zone de radiation : c'est une zone à l'intérieur dans laquelle les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur des produits de combustion principalement par radiation. Cette zone est la chambre de combustion et elle est consacrée pour le réchauffage de la charge.

-Une zone de convection : elle est localisée à la sortie des fumées de la chambre de combustion ; elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce perpendiculairement à la direction des fumées.

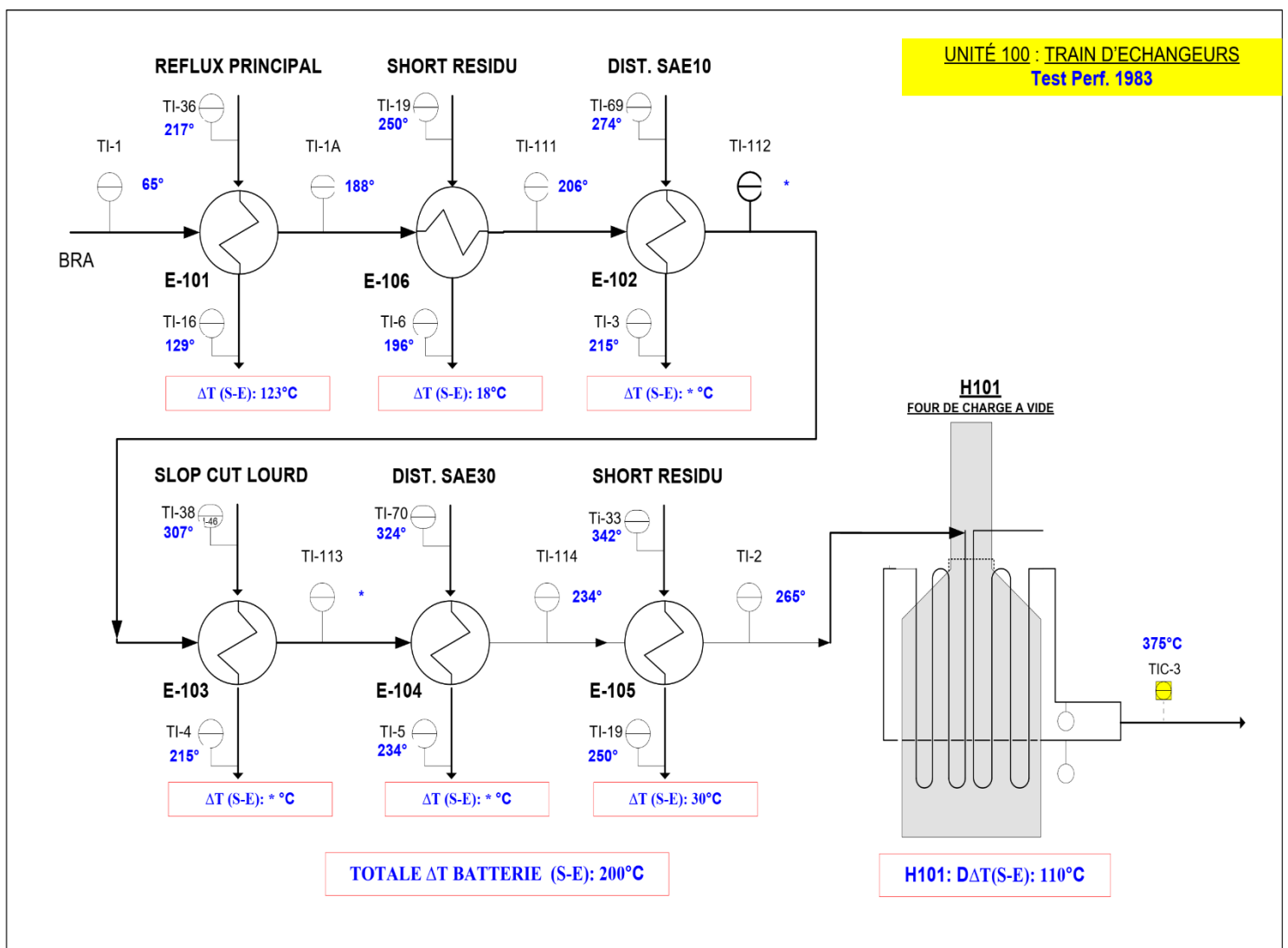


Figure I.9 : schéma de section de chauffe

Tableau I.9 : Bilan thermique du cas design.

	Coté tube	Débits [T/h]	Tentée [°C]	Tsortie [°C]	Coté calandre	Débit [T/h]	Tentée [°C]	Tsortie [°C]
E101	Reflux principal	100,525	243	160	BRA	56,5	50	217
E106	RSV	15,93	282	239			217	232
E102	Distillat SAE10	6,46	298	254			232	237
E103	Slop-cut lourde	4,01	324	259			237	242
E104	Distillat SAE30	11,76	335	264			242	258
E105	RSV	15,93	357	282			258	280

02) Fractionnement de la charge :

A la sortie du four H101, la charge se présente directement dans la zone de détente (la charge contient environ 10.8 T/h de vapeur d'eau).

La partie vaporisée de la charge monte dans la colonne depuis la zone de détente et est séparée en gasoil (VGO) et les trois distillats (SPO, SAE10, SAE30).

Et on récupère de distillats intermédiaires ; Slop-Cut léger et lourds, qui participent respectivement au préchauffage de la charge et à la régénération de la vapeur BP, ensuite elles sont acheminées vers fuel.

Le gasoil est condensé en tête par le reflux circulant supérieur (plateau 30-32). La condensation des produits de la distillation est assurée par l'injection de la quantité de reflux principale nécessaire. Le liquide soutiré au plateau 26 par la pompe P 103A/B est refroidi par échange avec la charge dans E 101AB puis si besoin dans E 116Ar, ainsi refroidi le liquide est retourné vers la colonne où il condense les vapeurs.

La phase liquide de la charge se dirige vers le fond dans la colonne, la section d'épuisement fonctionne par stripping à la vapeur surchauffée. Le RSV strippé descend la partie basse de la colonne. Le but de cette vapeur de stripping est de faire remonter les fractions légères entraînées vers le fond.

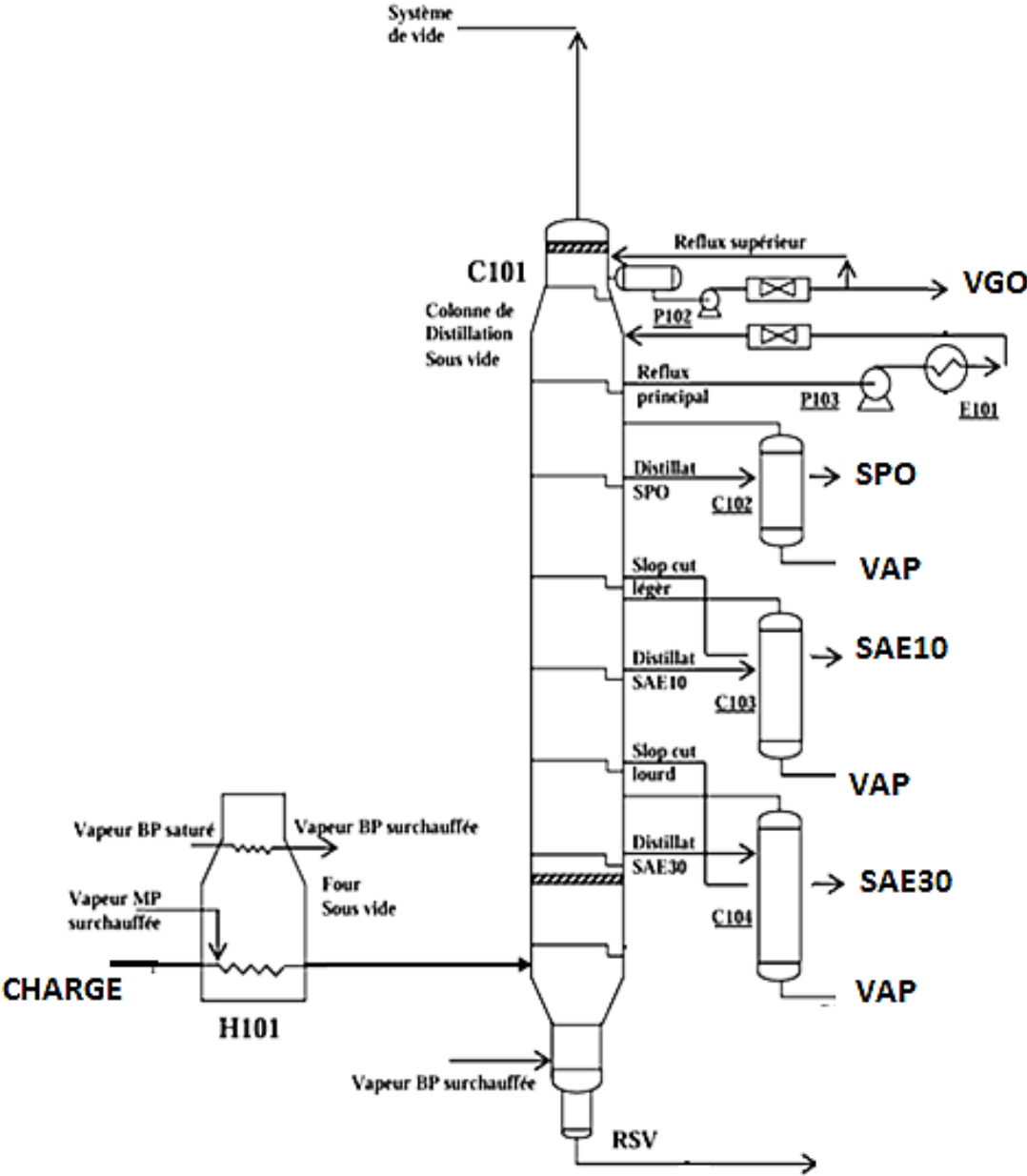


Figure I.10 : Schéma de la colonne C101

03) Refroidissement et stockage des soutirages :

Gas-oil le liquide soutiré du plateau 30 coule dans le ballon tampon D113 où il est repris par la P102 A/B avant d'être refroidis dans l'aéroréfrigérant E115 AR, une partie du gasoil est renvoyée dans la colonne C101 comme reflux circulant supérieur, le reste est renvoyé au stockage.

Les distillats SAE10 et SAE30 échange avec la charge dans E102 et E104 puis sont utilisés dans E109 et E111 pour générer de la vapeur. Le refroidissement final par de l'eau tempérée se fait dans E119 et E121. Le distillat spindle quant à lui n'échange pas avec la charge, il est refroidi directement par génération de vapeur dans E107 puis par l'eau tempérée dans E117.

Le distillat RSV est soutiré par la P111 A/B du fond de la tour de distillation à une température de 357°C rentre dans le E105 A/B pour être refroidi à contre-courant avec la charge et rentre dans le E106 A/B et chauffe une deuxième fois la charge. Il est ensuite utilisé pour générer de la vapeur dans E112 A/B et finalement il passe dans E113A/B pour préchauffer l'eau de chaudière du ballon D 105.

I.3.5. Circuits secondaires du procédé

- Circuit génération de vapeur

L'eau de chaudière qui alimente le D105 vient des utilités, passe à travers le E113 A/B pour être préchauffer par le RSV.

Le niveau du D105 est régulé par une vanne automatique (LV1) L'eau de chaudière dans le D105 pour être répartie en six passes. Chaque passe sort du fond D105 vers un échangeur où elle se divise en deux passes pour rentrer dans un échangeur générateur de vapeur en deux passes.

La pression diminue suite à une détente, l'eau de chaudière se transforme en vapeur après échange de température avec les différents distillats.

La vapeur produite dans le E107, E108, E109, E110, E111 et E112 est récupéré dans le D105.

Une ligne est située avant la PV1, alimente en continu le H101 en vapeur de vitesse.

- Circuit d'eau tempérée :

Le circuit d'eau tempérée est un système de circulation fermée d'eau de refroidissement. L'eau circulée par la pompe P116 A/B est refroidie dans l'aéroréfrigérant E125 Ar. Elle alimente en parallèle les échangeurs E117 à E122 où elle se réchauffe par refroidissement des produits de la distillation, une partie de cette eau est également utilisée dans d'autres unités de la chaîne d'huile.

Chapitre II : Généralités sur la théorie de la distillation et les colonnes distillation

II.1. Introduction

La distillation est une opération unitaire de séparation qui se repose sur la différence des compositions des phases vapeur et liquide à l'équilibre thermodynamique.

La simplicité et la rapidité de cette opération font de la distillation un procédé de séparation fiable et à coût d'investissement faible. Elle est de ce fait largement utilisée dans les industries chimiques et en raffinage.

Entre 90 et 95 % des séparations de mélanges homogènes effectuées à l'échelle commerciale sont réalisées par distillation.

En fonction des débits à traiter et de la difficulté de la séparation, on construit des colonnes avec de différentes dimensions, technologies et auxiliaires.

II.2. La théorie de la distillation

II.2.1. Définition

La distillation est une méthode de séparation des constituants d'un mélange liquide, elle est basée sur la différence de volatilité des constituants d'un mélange à séparer.

En point de vue technologique : la distillation est le procédé par lequel les composants d'un mélange liquide sont séparés au moyen d'une vaporisation partielle du mélange et au moyen de la collecte et de la condensation des vapeurs. Procédé également appelé fractionnement.[3]

II.2.2. Le principe de la distillation

Le principe de la distillation est basé sur la différence de volatilité des constituants du mélange à séparer. Le concept de volatilité relative (ou facteur d'enrichissement) est utilisé pour caractériser la facilité de séparation d'un mélange par distillation. [4]

En vaporisant partiellement un mélange de plusieurs constituants, la phase vapeur possède une composition différente de la phase liquide. Lorsque le mélange binaire est porté à ébullition, la vapeur produite s'est enrichie en

composé le plus volatil. Il y eu lieu une séparation partielle des deux constituants par comparaison avec la solution initiale. [5]

La distillation est une opération double ; après chauffage jusqu'à l'ébullition, la phase vapeur surmontant le liquide bouillant et en équilibre avec celui-ci n'a pas la même composition. Par condensation de la phase vapeur, on obtient un liquide nommé distillat ou extrait (dit aussi produit de tête) dont la composition diffère de celle du mélange initial. La phase liquide non évaporée constitue le résidu ou le raffinat (appelée également produit de pied ou de fond).

La distillation est l'une des opérations de séparation les plus complexes car elle fait intervenir les trois phénomènes de transport que sont le transfert de chaleur, le transfert de matière et le transfert de la quantité de mouvement, le plus souvent couplés entres eux. Or ces transports demandent des différences de potentiel. [5]

II.2.2.1. L'équilibre liquide-vapeur

L'équilibre liquide-vapeur est un état dans lequel un liquide et sa vapeur (phase gazeuse) sont en équilibre, c'est-à-dire qu'il y a autant de vaporisation (transformation du liquide au gaz) que de liquéfaction (transformation du gaz au liquide) à l'échelle moléculaire. À l'échelle macromoléculaire on n'observe donc aucun changement dans le temps.

A toute température T comprise entre température de bulle et température de rosée sous la pression P , correspond un équilibre liquide-vapeur, caractérisé par les quantités, les compositions et l'égalité des températures des deux phases en présence.

Afin de décrire les équilibres liquide-vapeur pour les systèmes idéaux, les lois de Dalton et de Raoult sont couramment utilisées [6] :

a) Loi de Raoult

La loi de Raoult relie la pression partielle d'un composant dans la phase vapeur à la concentration dans la phase liquide, Cette loi permet d'exprimer la proportionnalité, pour une température et une pression donnée, entre la phase vapeur et les compositions de la phase liquide :

$$P_i = P_i^0 \cdot x_i$$

Avec P^0 la tension de vapeur saturante qui est obtenue par l'équation de Friedel :

$$P^0 = \exp(a + (b/T) + C \cdot \ln T + d \cdot T^e)$$

Où a, b, c, et e sont des constantes.

Cette loi est applicable que pour les solutions idéales, c'est à dire les solutions dont les forces intermoléculaires sont identiques ou nulles quelque soit la composition.

N.B : Point d'ébullition est l'apparition de la première bulle de vapeur lorsqu'on chauffe le liquide (liquide-vapeur).

b) Lois de Dalton

La loi de Dalton s'applique aux gaz et aux vapeurs sans tenir compte du liquide au contact de la vapeur. On peut l'énoncer de la manière suivante :

$$P_T = \sum P_i n_i$$

- P_i : pression partielle du constituant i .
- n : nombre de constituants du mélange.
- P_T : pression totale du mélange.

La loi de Dalton relie la concentration d'un composé présent dans un mélange idéal de gaz ou de vapeur à sa pression partielle :

$$P_i = P_T \cdot y_i$$

N.B : Point de rosé est l'apparition de la première goutte de liquide lorsqu'on refroidit la vapeur (vapeur liquide).

c) La loi de Henry

Dans le cas de mélange réel, la pression partielle d'un constituant A est proportionnelle à sa fraction molaire dans la phase liquide :

$$P_A = E_A \cdot X_A$$

- E_A : constant d'Henry

II.2.3. Types de distillations :

II.2.3.1. Selon le mode : (continue et discontinue)

a) La distillation continue : dont la plupart des distillations sont conduites en mode opératoire continu, adapté pour les forts tonnages des industries.

Et l'ensemble des paramètres opératoires reste constant (compositions du distillat et du résidu, températures, débits de résidu et de distillat). Avec l'obtention de plusieurs produits avec une grande pureté.

Avec des soutirages latéraux ; dans une colonne continue, il s'établit une répartition stable des composants du haut vers le bas. On peut donc effectuer, en un point donné, un soutirage constant qui ne correspond pas à un produit pur mais, à un mélange bien défini, on dit une coupe ; c'est le principe de la colonne de distillation atmosphérique des pétroliers qui sort, de tête en pied, du gaz, puis de l'essence légère, lourde, du kérosène, du gas-oil et un résidu.

b) La distillation discontinue : ou bien « distillation batch ». Elle demande plus d'attention de la part des opérateurs ; parce que c'est un procédé dynamique, il est plus difficile à contrôler et à modéliser.

II.2.3.2. Selon la composition du mélange : (binaire et complexe)

a) Mélange Binaire : ce type de distillation est appliquée à la purification des solvants volatils ou des composés ayant des températures d'ébullition très différentes.

b) Mélange complexe : la séparation de ces constituants repose sur les mêmes principes que celui des mélanges binaires, bien que l'application en soit délicate. Si l'on excepte le cas des soutirages latéraux, la colonne répartit l'alimentation en un distillat en tête et un soutirât en bas de colonne. On se ramène au cas des binaires en faisant choix de deux constituants de volatilités voisines.

Dans le cas de mélanges multi-composants, il est nécessaire d'utiliser une approche analytique. Le schéma de séparation fait intervenir deux principaux composants du mélange. Le composant principal léger (Y_i) a une concentration limite maximale dans le résidu et le composant principal lourd (X_i) a une concentration limite maximale dans le distillat.

On applique plusieurs méthodes de raccourci sont utilisées pour effectuer des calculs dans des systèmes multi-composantes. Les méthodes de calcul qui permettent de connaître les valeurs conjuguées du taux de reflux et du nombre de plateaux théoriques nécessaires pour effectuer une séparation peuvent être rassemblées en deux groupes :

- Les méthodes dites abrégées (Short-cuts),
- Les méthodes dites progressives de calcul plateau par plateau.

Ceux-ci impliquent généralement une évaluation du nombre minimal de plateaux, du taux de reflux minimal et du nombre de plateaux au reflux fini pour des distillations simple. Bien que les méthodes informatiques rigoureuses soient disponibles pour résoudre des problèmes de séparation multi-composants, les méthodes approximatives sont utilisées en pratique.

Une méthode approximative largement utilisée est généralement mentionnée comme la méthode de (Fenske-Underwood- Gilliland).

- Fenskea été le premier à dériver une équation pour calculer le nombre minimum de plateaux pour la distillation multi-composant au reflux total.
- Underwooda élaboré une méthode pour déterminer le reflux minimal.
- Gilliland a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux optimal, et le nombre de plateaux théoriques. [7]

II.2.3.3. Cas particulier :

a) Distillation azéotropique Cette technique très répandue dans l'industrie chimique est employée lorsqu'on doit séparer un mélange formant un azéotrope. Un mélange azéotropique est un mélange qui présente, pour une composition particulière, une phase vapeur ayant la même composition que la phase liquide avec laquelle elle est en équilibre. La colonne de distillation donne à une extrémité l'un des constituants et à l'autre, le mélange azéotropique qui se comporte comme un corps pur. Le mélange ne pouvant être fractionné, on a cherché à rompre l'azéotropisme pour extraire les composants. Dans certains cas, il est possible de rompre l'azéotropisme en modifiant la pression de distillation, mais le moyen le plus utilisé est l'addition, dans le mélange, d'un tiers corps appelé « entraîneur ».

Ce corps doit se comporter différemment entre les deux constituants de l'azéotrope, pour en modifier profondément leur volatilité relative. Généralement, l'entraîneur forme un azéotrope avec l'un des deux composants du mélange initial et, par la suite, se sépare en deux couches après la

condensation des vapeurs. Une colonne annexe permet ensuite de séparer le constituant de l'azéotrope initial du corps tiers.

b) La distillation extractive est utilisée dans le cas des mélanges binaires à faible volatilité relative donc difficiles à séparer. Cette technique consiste à modifier la volatilité relative de deux constituants en additionnant un solvant qui forme avec l'un des constituants un binaire plus ou moins idéal et avec l'autre un binaire assez éloigné de l'idéalité.

c) La distillation réactive : ce type de distillation se définit comme la combinaison d'une réaction chimique et de la séparation par distillation. Elle se révèle particulièrement avantageuse pour les réactions incomplètes. Étant donné que les produits sont continuellement séparés du mélange de réaction, l'équilibre chimique n'est pas atteint et une vitesse de réaction élevée peut être maintenue.

II.2.4 Distillation fractionnée dans l'industrie pétrolière

L'unité de distillation est l'unité reine de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de pré-traitement.

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries pétrochimiques fonctionnent en continu. Elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants ; elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages de contact ; mais, en première approximation, on pourra toujours admettre sa constance tout le long de la colonne.

En point de vue thermodynamique ; la génération de la phase vapeur nécessite un apport énergétique. Une quantité qui est parfois importante et qui dépend de la nature des constituants, de leur quantité, des conditions thermodynamiques, de l'environnement et qui de nos jours peut être difficile à supporter par les entreprises. Car en effet, la distillation est « énergivore ». Dans notre cas ; les raffineries de pétrole ; où l'énergie utilisée pour la séparation des différentes coupes souhaitées, représente à peu près 30% de l'énergie totale utilisée par la raffinerie elle-même. Pourtant comme nous

venons de le souligner, l'énergie apportée au bouilleur est quasiment récupérée au condenseur. Et puis l'apport énergétique nécessaire qui correspond à la différence d'enthalpie libre entre l'état final souhaité et l'état initial ne peut à elle seule être l'unique raison de cette importante consommation énergétique.

La composition du distillat est fonction de trois facteurs :

- La composition de la charge.
- Le nombre de plateaux.
- Le niveau de soutirage.

II.2.4.1. La distillation atmosphérique

La première raffinerie, ouverte en 1861, produisait du pétrole lampant (kérosène) par simple distillation atmosphérique, et du goudron et du naphta comme sous-produits. Mais Deux événements majeurs ont modifié cette situation [8] :

- l'invention de l'ampoule électrique, qui a fait baisser la demande de kérosène; et
- l'invention du moteur à combustion interne, qui a créé une demande de carburant diesel et d'essence (naphta).

La distillation atmosphérique consiste à fractionner le pétrole dans une tour de distillation appelée « Topping » ou distillation atmosphérique et grâce à la différence de température d'ébullition des composants en présence on recueille à différents niveaux de la colonne des fractions de produits légers, intermédiaires, moyens et lourds.

La distillation atmosphérique se fait dans une colonne munie d'un certain nombre de plateaux, conduisant à une distillation fractionnée, donnant des distillats légers. La partie résiduelle est envoyée vers une autre colonne appelée distillation sous vide.

Description du procédé [9] :

- Le brut passe dans un train d'échangeurs, puis dans un four où sa température est portée à environ 360 C. Il peut y avoir des colonnes de pré-flash, ont été construites ; ceci permet de soulager le four de la quantité d'essence évacuée au sommet de la colonne contre les vibrations et la forte consommation de combustible.

- Le pétrole est envoyé dans la colonne atmosphérique après une détente appelé flash, destinée à évaporer la fraction légère du brut vers la partie haute de la colonne. Une autre partie liquide plus lourde tombe vers le bas.
- Pour réaliser l'échange de matière, base de tout fractionnement, les vapeurs ascendantes doivent entrer en contact continu avec le liquide circulant à contre-courant. Le liquide descendant s'enrichit en constituants lourds par contre la vapeur s'enrichit en constituants légers.
- Dans ce but, une partie du liquide obtenu au sommet de la colonne par condensation de vapeur est réinjectée sous forme de reflux en tête de colonne.
- Il s'établit de la sorte dans la colonne, de haut en bas, un gradient de température allant de 110 C en haut à 360 C en bas de la colonne.
- Soutirages latéraux, on recueille en tête la fraction la plus légère contenant des gaz liquéfiés (GPL), et naphta, ensuite kérosène, du gazoil enfin du résidu atmosphérique.
- Les fractions soutirées latéralement sont soumises, en plus à un fractionnement complémentaire appelé stripping dans des colonnes annexes appelés strippers, afin d'éliminer les fractions légères encore dissoutes. Ceci s'effectue à l'aide de la vapeur d'eau.

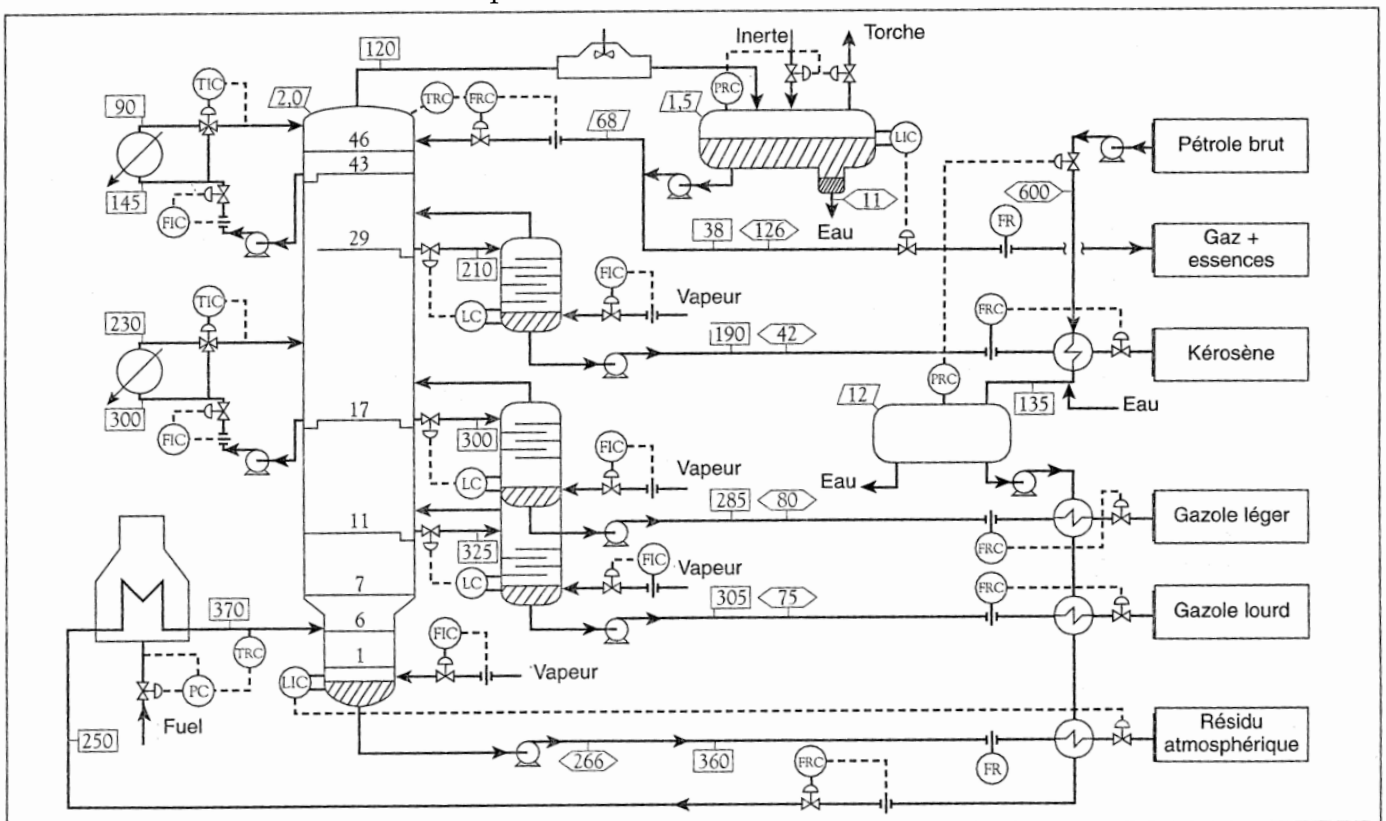


Figure II.1 : Schéma d'une colonne distillation atmosphérique

II.2.4.1. La distillation sous vide

On s'est vite rendu compte qu'il était possible de produire des lubrifiants de haute qualité par distillation sous vide du pétrole 1870.

Cette opération consiste à séparer le résidu atmosphérique sortant au fond de colonne atmosphérique et d'extraire des coupes de distillats destinées soit pour la production des lubrifiants soit à alimenter des unités de conversion donnant des produits de haute valeur ajoutée.

En effet, cette fraction résiduelle contient des hydrocarbures à longues chaînes et plus les chaînes sont longues plus elles sont fragiles, donc susceptibles d'être scindées en plusieurs morceaux si le chauffage continue sous la pression atmosphérique, c'est la raison de l'abaissement de la pression au-dessous de la pression atmosphérique.

Suivant la destination des distillats, les colonnes sous vide comportent ou non des zones de fractionnement et suivant l'utilisation ou non de la vapeur d'eau destinée à baisser la pression des hydrocarbures, on distingue :

- La distillation sous vide sèche, c'est une opération sans injection de vapeur d'eau (10 à 5mmHg en tête de colonne).
- La distillation sous vide humide, elle s'effectue en présence de la vapeur d'eau (pression 40 à 60mmHg).
- La distillation semi-humide, elle se fait avec injection de vapeur au fond de colonne et en présence d'éjecteur au sommet.

Selon la composition chimique, la masse volumique et la masse molaire la distillation sous vide peut participer à la production des lubrifiants et les différents fuels.

Description du procédé [9] :

-Le résidu atmosphérique issu de la distillation atmosphérique est préchauffé dans une batterie d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants, puis le chauffer dans le four à une température de 380 à 415°C à l'entrée de la colonne, après flash isenthalpique le long de la ligne de transfert, pour alimenter la colonne.

-Le nombre de soutirage est fixé par la qualité de charge, de l'objectif recherché et souvent par les points de coupes finaux sur TBP. La qualité de fractionnement des coupes dépend des zones de soutirage des fractions, des

zones d'échange thermique au-dessus de soutirage des distillats moyens et lourd et des reflux circulants installés.

-Les distillations sous vide possèdent un système de mise sous vide composé, soit d'éjecteurs soit d'un système mixte éjecteur | pré-condenseur.

-La distillation sous vide est utilisée pour obtenir des distillats à des viscosités souhaitées.

- Spindle (SPO)
- Mi-Visqueuse (MVO)
- Visqueuse (VO)
- Résidu sous vide (RSV)

Les quatre distillats son traités successivement dans des unités suivantes :

- Extraction aux solvants sélectifs à fin d'extraire les aromatiques pour améliorer l'indice de viscosité.
- Déparaffinage aux solvants (MEC/Toluène), destiné à éliminer les paraffines pour obtenir une huile a un point de congélation désiré.
- Hydrofinishing pour améliorer les caractéristiques suivantes : La couleur, la stabilité à l'oxydation, la stabilité thermique.

Le résidu sous vide est traité par désasphaltage au propane pour éliminer les asphaltènes pour produire une huile lourde (DAO) et l'asphalte pour la fabrication des bitumes.

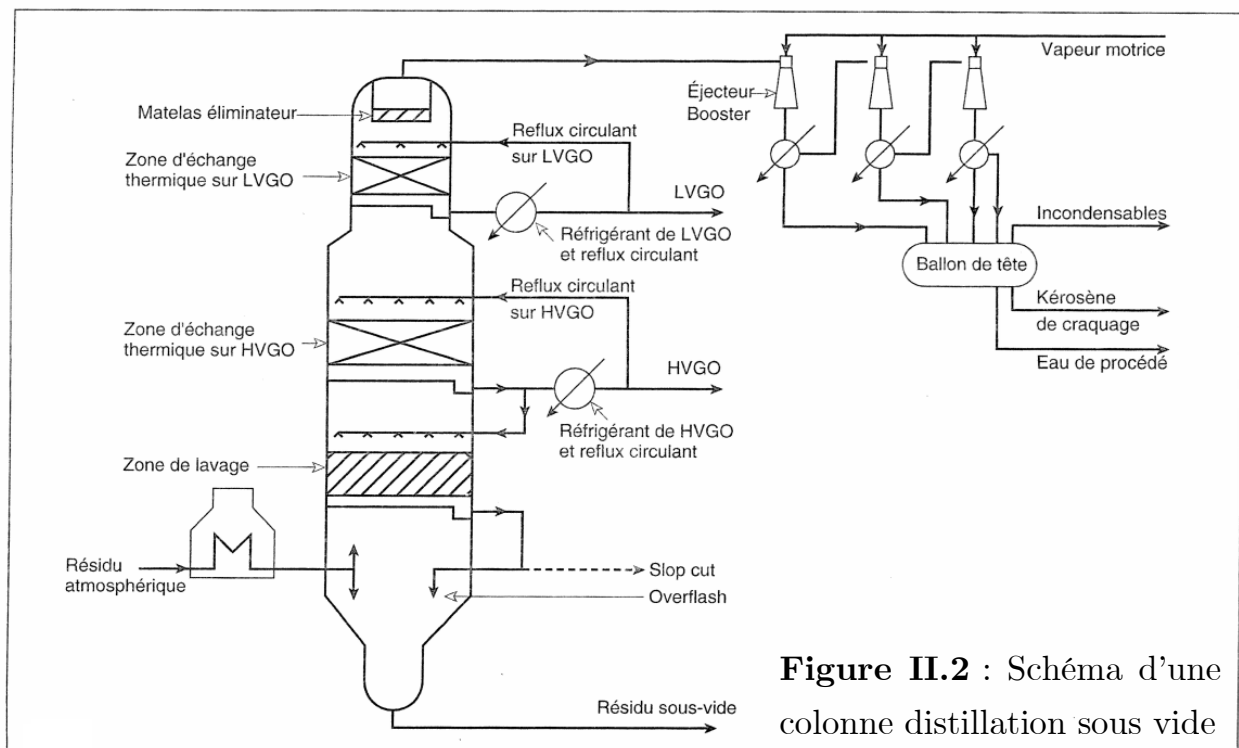


Figure II.2 : Schéma d'une colonne distillation sous vide

II.3. Les colonnes de distillation

II.3.1. Introduction

Les colonnes de distillation sont des équipements nécessaires dans l'industrie chimique et particulièrement dans l'industrie pétrolière.

Par définition une colonne, aussi appelé tour, est un équipement circulaire disposé verticalement d'une hauteur bien supérieure à son diamètre.

La conception d'une colonne diffère en termes de complexité et de fonctionnement.

II.3.2. Principe de fonctionnement

Le principe de la colonne de distillation d'huile repose sur la séparation des différents composants de l'huile brute en fonction de leurs points d'ébullition.

Le processus commence par l'alimentation de la charge en bas de la colonne, où elle est chauffée. Les composants ayant des points d'ébullition plus bas s'évaporent en premier et montent dans la colonne sous forme de vapeurs. En montant dans la colonne, les vapeurs entrent en contact avec des plateaux ou des garnissages, ce qui favorise la condensation des composants plus lourds. Les composants légers s'accumulent vers le haut de la colonne, tandis que les composants plus lourds retombent vers le bas.

Au fur et à mesure que les vapeurs se déplacent vers le haut de la colonne, leur température diminue progressivement en raison du refroidissement induit par les échanges de chaleur avec les liquides et les surfaces de contact. Les différents composants se condensent à des niveaux spécifiques de la colonne en fonction de leurs points d'ébullition, ce qui permet leur séparation en fractions plus légères et plus lourdes.

Finalement, les fractions condensées sont collectées à différents niveaux de la colonne et extraites en tant que produits finaux.[10]

D'où la colonne est divisée en trois zones :

– Zone d'alimentation (flash):c'est l'entrée du mélange à fractionner, d'où sous l'effet flash, on aura la première séparation, des deux phase de la charge.

– Zone de rectification :située dans la partie supérieure de la colonne, au-dessus de la zone d'alimentation.

Chargée de séparer les composants plus légers des composants plus lourds du mélange. La vapeur montante entre en contact avec le liquide descendant, permettant aux composants plus légers de s'évaporer et d'être emportés vers le haut avec la vapeur. Les composants plus lourds restent dans le liquide et descendent plus lentement. Les plateaux perforés ou les garnissages sont souvent utilisés pour favoriser les échanges de masse entre la vapeur et le liquide, optimisant ainsi la séparation des composants.

– Zone d'épuisement :située au-dessous de la zone d'alimentation.

Chargée de séparer les composants plus lourds des composants plus légers. Le liquide descendant entre en contact avec la vapeur montante, permettant aux composants plus légers de s'évaporer et d'être emportés vers le haut avec la vapeur. Les composants plus lourds restent dans le liquide et sont concentrés dans la partie inférieure de la colonne. La zone d'épuisement est souvent équipée de dispositifs similaires à ceux utilisés dans la zone de rectification pour faciliter les échanges de masse et améliorer la séparation des composants.

Dans une colonne de distillation, la zone de rectification et la zone d'épuisement sont deux sections distinctes qui fonctionnent de manière complémentaire pour réaliser la séparation des composants d'un mélange à distiller.

II.3.3. Bilan massique et thermique de la colonne

a) Zone de rectification :

Bilan matière global :

$$G'_n = D' + g'_{n-1}$$

Bilan matière partiel :

$$G'_n Y'_n = D' Y'_{D,i} + g'_{n-1} X'_{n-1}$$

Le taux de reflux R_f est défini comme étant la quantité de reflux g'_x renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat D' :

$$R_f = g'_x / D'$$

En admettant que les débits liquides et vapeur sont constants le long de la colonne c'est à dire que :

$\mathbf{g}'_{n-1} = \mathbf{g}'_n = \mathbf{g}'_x = \mathbf{g}'$,Et :

$$\begin{aligned} \mathbf{G}'_{n-1} &= \mathbf{g}'_n = \mathbf{G}' = \mathbf{D}' + \mathbf{g}' \\ \mathbf{Y}'_n &= (\mathbf{g}'/\mathbf{G}') \mathbf{X}'_{n-1} + ((\mathbf{D}' + \mathbf{g}')/\mathbf{D}') \mathbf{Y}'_D \\ \mathbf{Y}'_n &= \mathbf{R}'_f \mathbf{X}'_{n-1} + (\mathbf{1} + \mathbf{R}'_f) \mathbf{Y}'_D \end{aligned}$$

Bilan thermique :

$$\begin{aligned} \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n &= \mathbf{g}'_{n-1} \mathbf{h}_{n-1} + \mathbf{D}' \mathbf{H}'_D + \mathbf{Q}_C \\ \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n &= \mathbf{g}'_{n-1} \mathbf{h}_{n-1} + \mathbf{D}' [\mathbf{H}'_D + \mathbf{Q}_C \mathbf{D}'] \\ \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n &= \mathbf{g}'_{n-1} \mathbf{h}_{n-1} + \mathbf{D}' \mathbf{H}_D \end{aligned}$$

b) Zone d'épuisement :

Bilan matière global :

$$\mathbf{G}'_{n-1} = \mathbf{G}'_n + \mathbf{R}'$$

Bilan matière partiel :

$$\mathbf{G}'_{n-1} \mathbf{X}'_{n+1} = \mathbf{G}'_n \mathbf{Y}'_{n,i} + \mathbf{R}'_X \mathbf{R}_{n,i}$$

Bilan thermique :

$$\begin{aligned} \mathbf{g}'_{n+1} \mathbf{h}_{n+1} &= \mathbf{Q}_R = \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n + \mathbf{R}' \cdot \mathbf{h}_R \\ \mathbf{g}'_{n+1} \mathbf{h}_{n+1} &= \mathbf{Q}_R = \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n + \mathbf{R}' \cdot [\mathbf{h}_R - \mathbf{Q}_R / \mathbf{R}'] \\ \mathbf{g}'_{n+1} \mathbf{h}_{n+1} &= \mathbf{Q}_R = \mathbf{G}'_n \mathbf{H}_n + \mathbf{R}' \cdot \mathbf{H}_R \\ \mathbf{X}'_{n+1} &= (\mathbf{G}'_n / \mathbf{g}'_{n+1}) \mathbf{Y}'_n + (\mathbf{R}' / \mathbf{g}'_{n+1}) \mathbf{X}'_R \end{aligned}$$

c) Zone d'alimentation (de flash) :

Bilan matière :

$$\mathbf{L}' = \mathbf{G}'_0 + \mathbf{g}'_0$$

Bilan matière partiel :

$$\mathbf{L}' \cdot \mathbf{X}'_L = \mathbf{G}'_0 \mathbf{Y}'_{0,i} + \mathbf{g}'_0 \mathbf{X}'_{0,i}$$

Bilan thermique :

$$\mathbf{L}' \cdot \mathbf{h}_L = \mathbf{G}'_0 \mathbf{H}_0 + \mathbf{g}'_0 \mathbf{h}_0$$

II.3.4 Description de la colonne

La colonne est composée de quatre parties [11] :

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

b) Le fond : La colonne de distillation a deux fonds (fond supérieur, fond inférieur) qui ont diverses formes. Les fonds les plus utilisés sont les fonds elliptiques et les fonds hémisphériques.

A égalité de résistances et de diamètres, les fonds sphériques sont moins épais que les fonds elliptiques. Les fonds elliptiques sont livrés emboutis jusqu'à 3m de diamètre. Les fonds sont soudés à la virole ; toutefois dans certains cas particuliers et pour des diamètres ne dépassant pas 1.5m, le fond supérieur pourra être rapporté avec des brides boulonnées. Le métal des fonds est le même que celui de la virole.

c) Ballon de tête et ballon de fond : On dispose en haut et en bas de deux ballons contenant des qualités du liquide nettement plus importantes que sur les plateaux.

Grâce au ballon de tête, on peut augmenter le débit de reflux. Donc les débits internes de liquide augmentent.

Par représentation du contenu du ballon de fond, on peut augmenter les débits internes de la vapeur.

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

d) Les contacteurs liquide-vapeur :

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

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

Cet élément reçoit en effet deux alimentations : un liquide descendant et une vapeur ascendante.

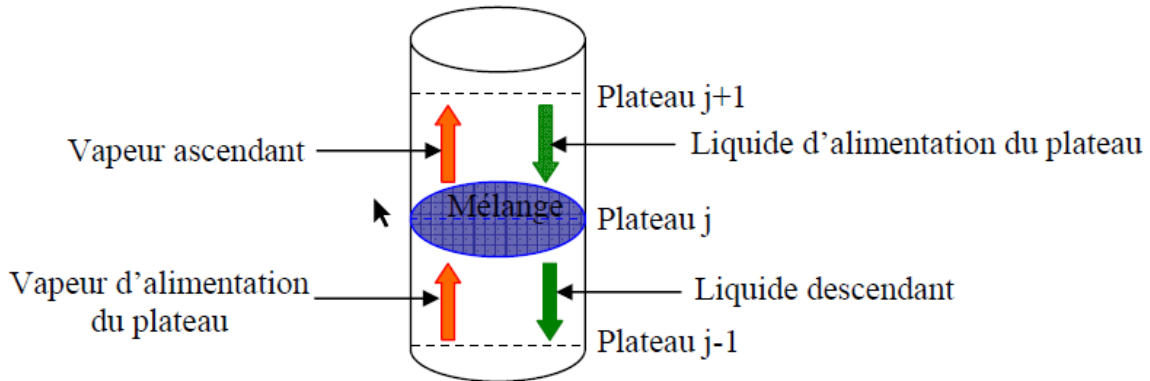


Figure II.3 : Contacteur liquide vapeur

On peut récapituler les principaux types de contacteur dans les deux tableaux suivants.

Comparaison entre les plateaux et les garnissages :

Par rapport aux colonnes à plateaux, les colonnes à garnissage présentent un certain nombre d'avantages et d'inconvénients.

Les avantages principaux sont les suivants :

- prix moins élevé par unité de volume, surtout dans le cas où l'on traite des mélanges corrosifs.
- faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on distille sous vide des constituants peu stables thermiquement.
- rétention peu importante.

En regard de ces avantages, les principaux inconvénients sont les suivants :

- faible flexibilité : l'efficacité d'une colonne à garnissage diminue rapidement quand on s'éloigne des conditions optimales de fonctionnement.
- faible efficacité des colonnes de grand diamètre à cause de la difficulté d'assurer un écoulement uniforme des fluides dans le garnissage.

Tableau II.1 : Types de plateaux

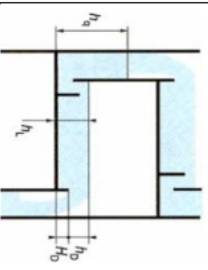
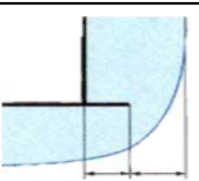
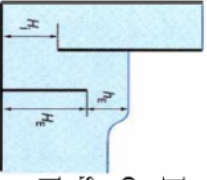
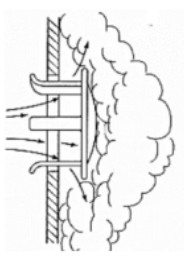
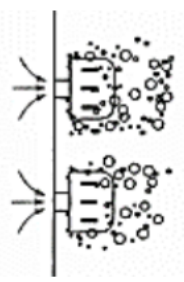
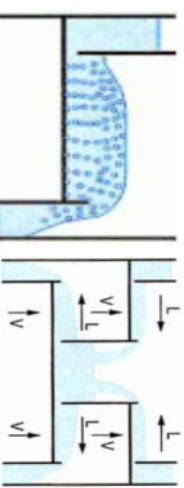
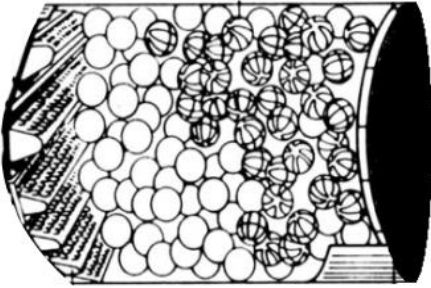

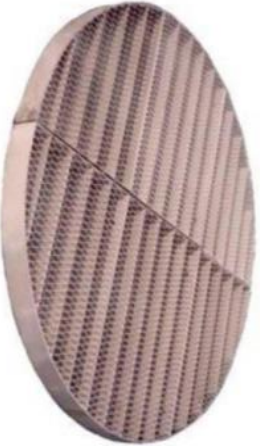
Plateaux			
Fonctionnement	<p>Le liquide circule par gravité de haut en bas tandis que le gaz est injecté à contre-courant. Le passage du gaz se fait de plateau en plateau par des ori/ces dont la taille et la forme peuvent être très variables. Le liquide descend de plateau en plateau par des déversoirs situés le long de la paroi de la colonne. Le transfert de masse entre phases a lieu au moment de la formation des bulles et durant leur ascension dans la couche de liquide.</p>		
Conception	Trop-plein		<p>-Fonction de canalisation : Pour qu'il soit capable de transporter le liquide d'un plateau à l'autre.</p> <p>-Fonction de dégazage : Pour bien dégazer le liquide, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de vapeur ou de gaz.</p>
Types d'orifices	Clapets (70% du marché)	 <p>Barrage de sortie sera le plus souvent une partie intégrante du trop-plein, on l'appelle alors déversoir.</p>	 <p>Barrage d'entrée assure la garde du trop-plein, répartir le liquide sur toute la largeur de la zone de barbotage.</p>
Figure représentatif			
Commentaire	<p>La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur échappé, avec un très large domaine d'application.</p> <p>C'est le modèle le plus répandu, Ces calottes aident à redistribuer le flux de liquide descendant et à disperser uniformément la vapeur ascendante, ce qui augmente le temps de contact.</p> <p>Celui avec déversoir central offre une plus grande souplesse que les plateaux perforés. Le primage est faible, ce qui est intéressant pour les plateaux sous vide.</p>		

Tableau II.2 : Types de garnissages

Garnissage		
Fonctionnement	Types	Figure représentatif
En principe, il s'agit d'un plateau support et remplie de garnissage de types très divers, en acier, en plastique ou en céramique, capables d'assurer un contact intime entre les deux phases.	Disposées en vrac	
	Ordonnées ou structurées	
	Les grilles superposés	
Commentaire	Généralement constitués de billes, d'anneaux ou de selles. Ils permettent une interaction étroite entre le liquide descendant et la vapeur ascendante.	Ces garnissages peuvent prendre différentes formes telles que des plaques perforées, ils offrent une meilleure efficacité de séparation.
		Ils comportent plusieurs couches superposées de grilles, comme ils offrent souvent une meilleure distribution du liquide et de la vapeur, ainsi qu'une résistance réduite à l'écoulement.

II.3.5. Les auxiliaires d'une colonne

a) Rebouilleurs

Les rebouilleurs sont des échangeurs de chaleur dont le rôle est de porter à ébullition le liquide à distiller, le liquide de fond de colonne, qui contient des composants plus lourds, est chauffé par un fluide caloporteur. Cette chaleur provoque l'évaporation des composants de la colonne, permettant ainsi leur séparation en fractions plus légères qui montent dans la colonne et des fractions plus lourdes qui sont retirées du bas de la colonne. De par sa fonction qui permet au liquide de s'appauvrir en constituant volatil et à la vapeur de s'en enrichir, le rebouilleur est donc assimilable à un étage qui assure la vaporisation partielle du liquide ruisselant.[10]

Le rebouilleur est généralement situé en bas de la colonne et est en contact direct avec le liquide de fond de colonne.

Le chauffage des rebouilleurs se fait avec de la vapeur d'eau, l'huile de chauffage ou autre fluide de chauffage, et le fluide chauffant le plus courant est la vapeur d'eau.

Le rebouilleur est essentiel pour maintenir le processus de distillation en continu, en fournissant constamment de la chaleur pour vaporiser le liquide de fond de colonne. Il assure également un contrôle précis de la température dans la colonne, ce qui est crucial pour garantir une séparation efficace des composants, contribuant ainsi à la production de produits raffinés de haute qualité.

Il y a différents types de rebouilleurs, tels que [11] :

- Rebouilleur type Kettle : ce rebouilleur vaporise partiellement le liquide du fond de colonne et réalise la séparation des phases obtenues.
- Rebouilleur à thermosiphon vertical : dans ce type de rebouilleur, le liquide du fond de colonne circule naturellement vers le rebouilleur dans lequel il est partiellement vaporisé.
- Rebouilleur once-through : prélevé sur le dernier plateau, le liquide passe en une fois à travers le rebouilleur, les phases liquide et vapeur sont séparées au fond de la colonne.
- Rebouilleur par four : poussé par une pompe, le liquide de fond de colonne est partiellement vaporisé dans les tubes du four.

NB : Dans certaines conditions, la présence d'un rebouilleur n'est pas nécessaire pour créer une phase vapeur, donc on utilise une vapeur de stripping.

b) Condenseur

Les condenseurs fonctionnent selon le principe de la condensation des vapeurs en liquide. Lorsque les vapeurs des composants volatils montent dans la colonne de distillation, elles entrent en contact avec des surfaces froides à l'intérieur du condenseur provoquant la condensation des vapeurs en liquide, qui est ensuite collecté et extrait du condenseur. Ce processus permet la récupération des produits distillés de la colonne sous forme liquide, prêts pour la prochaine étape, soit le stockage ou de production chimique.

Dans une colonne de distillation, il existe quelques types de condenseurs utilisés [11] :

-Condenseur à coquille et tubes : Les échangeurs tubulaires sont largement utilisés comme condenseurs.

-Condenseurs à reflux : Ces condenseurs sont conçus pour permettre le reflux du liquide condensé vers le haut de la colonne, favorisant ainsi une meilleure séparation des composants. Ils peuvent être intégrés dans la partie supérieure de la colonne de distillation pour recycler une partie des produits distillés, améliorant ainsi l'efficacité du processus de distillation.

Dans les installations de distillation, la configuration des condenseurs à reflux varie selon le type d'installation. Dans les installations plus anciennes, un déflegmateur est souvent utilisé, où une partie des vapeurs est renvoyée sous forme de reflux liquide dans la colonne, tandis que le reste est condensé dans un second échangeur. Le taux de reflux est ajusté en contrôlant le débit d'eau de refroidissement du déflegmateur. En revanche, les installations modernes préfèrent un système à condensation totale avec une répartition du liquide entre reflux et distillat, il est essentiel que le liquide ne sorte pas à une température inférieure à son point d'ébullition, sinon le reflux serait trop froid, perturbant l'équilibre de la colonne de distillation. Les gaz permanents émanant du condenseur, contenant une quantité significative de distillat, sont chauds. Pour les refroidir, un second échangeur est installé avant la pompe à vide.

Les condenseurs contribuent à maximiser le rendement des raffineries en permettant la récupération efficace des produits distillés et en assurant la qualité des produits finaux qui sont distribués sur le marché.

c) Strippeur

Un strippeur est un équipement utilisé dans les composants légers, tels que les gaz, les vapeurs

Le strippeur fonctionne en chauffant la fraction à traiter à contre-courant par un flux de vapeur surchauffée, ce qui entraîne la ré-vaporisation des constituants légers.

Le stripping à la vapeur utilise en fait deux phénomènes :

- La vapeur injectée peut être considérée dans ce cas comme un gaz incondensable qui abaisse la pression partielle dans la colonne et facilite la vaporisation des produits absorbés.
- La vapeur apporte sous forme de chaleur l'énergie nécessaire pour chauffer l'huile et ainsi faciliter son dégazage.

Les conditions de fonctionnement de l'unité sont fixées par les débits extérieurs, l'efficacité du strippeur sera augmentée lorsque le débit de vapeur sera augmenté ou que la pression opératoire sera réduite. Celle-ci devra toutefois rester supérieure à une valeur limite, de manière à autoriser la condensation des vapeurs de tête.

d) Ejecteur

Un éjecteur est un dispositif utilisé pour créer un vide relatif dans la colonne de distillation et dans d'autres équipements associés. Les éjecteurs compriment le gaz par mise en vitesse "effet Venturi", à travers une tuyère ou le fluide moteur est la vapeur d'eau à moyenne pression. La vapeur à la sortie des éjecteurs est condensée dans un échangeur à eau. [12]

Le fonctionnement de l'éjecteur repose sur le principe de la conversion de l'énergie cinétique de la vapeur motrice en énergie de pression pour générer un vide. L'éjecteur comporte une section conique où le fluide (généralement de la vapeur) est accéléré, ce qui crée une zone de basse pression selon le principe de l'effet Venturi. Cette baisse de pression dans l'éjecteur permet d'aspirer les gaz ou les vapeurs non condensables de la colonne de distillation, contribuant ainsi

à maintenir le vide nécessaire à l'opération du processus de distillation sous vide.

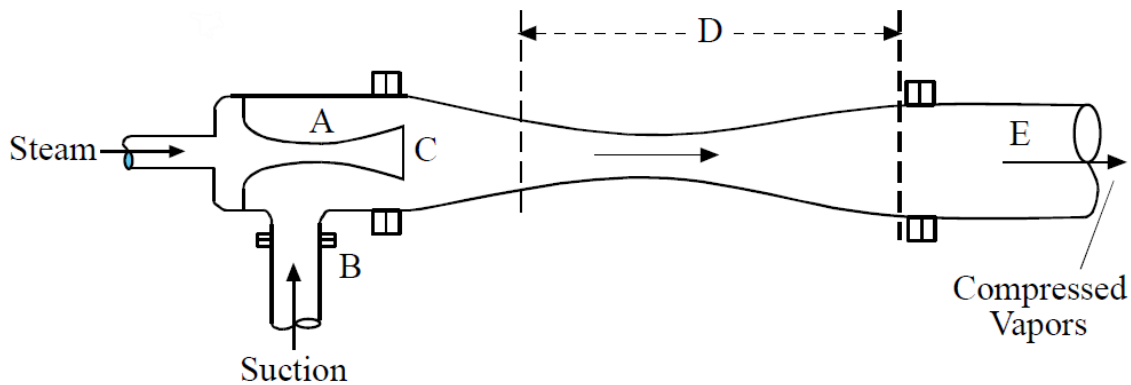


Figure II.4 : schéma d'un éjecteur

II.3.6. Caractéristiques d'une colonne de distillation

a) Puissance de la colonne

C'est le nombre théorique de plateaux de la colonne ou c'est la hauteur équivalente à un plateau théorique (H.E.P.T) : est définie comme le rapport de la hauteur de la colonne (h) sur le nombre de plateaux théoriques de la colonne travaillant en reflux total (n).

Pour une colonne donnée, il varie largement en fonction des conditions d'utilisation.

b) Débit

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant une unité de temps. Le débit sera fonction du diamètre de la colonne. On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne. Un bouchon liquide se forme lorsque la vapeur empêche le liquide de refluer vers le rebouilleur. Les débits molaires de liquide et de vapeur sont identiques dans la colonne

c) Retenue de la colonne (Volume de rétention)

La retenue de la colonne est la quantité de liquide présente dans la colonne à chaque instant ; caractérise sa capacité volumique. On distingue généralement :

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

d) Efficacité

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

e) Pertes de charge

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

II.3.7. Paramètres de fonctionnement

Les paramètres de fonctionnement de la colonne qu'on doit maîtriser sont :

a) **La température**

L'amplitude thermique depuis la tête de colonne jusqu'au fond est appelée « gradient de température ».

Le gradient de température peut révéler de nombreuses indications utiles quant à la conduite de la colonne. La température sur chaque plateau installé dans une colonne de distillation est différente. Par conséquent, la composition de la fraction sur chaque plateau d'une colonne est également différente.

La chaleur s'intensifie sur un plateau en raison des vapeurs chaudes remontant la colonne. Et elle s'évacue d'un plateau par un reflux circulant à travers celui-ci et descendant la colonne.

Plus l'écart des températures extrêmes des colonnes (entre le niveau 1 : bouilleur et le niveau n : tête de colonne) est grand, plus le pouvoir séparateur est grand. Il dépend des qualités intrinsèques de la colonne (géométrie, remplissage, isolation thermique) et des conditions expérimentales (température, pression, taux de reflux, débit de prélèvement, engorgement, régulation du régime de distillation).

Trois températures sont à maintenir rigoureusement pour obtenir le gradient imposé de températures du fond d'une colonne à sa tête :

- La température d'entrée de la charge de la colonne.
- La température du fond de colonne.
- La température de tête de la colonne.

b) La pression

Durant le fonctionnement normal de la colonne, la pression ne doit pas être modifiée, elle est fixée durant la phase de la conception de la colonne, car elle est conçue pour une variété de bruts spécifique.

Toutefois, il faut savoir que toute augmentation de pression de la colonne se traduit par une obligation d'agir sur les températures de rebouillage et de reflux.

c) Pression différentielle

La pression en tête de la colonne est légèrement inférieure à la pression de fond de la colonne. Cette légère différence de pression est appelée la pression différentielle de la colonne.

Ce paramètre n'est pas réglé mais avoir son 'indication' est très précieux pour connaître le comportement de la colonne : moussage, pompage et autres problèmes relative au procédé de distillation.

e) Débit d'entrée dans la colonne

Le débit de charge de la colonne est contrôlé et fixé, on n'intervient sur ce paramètre que pendant les phases de démarrage ou d'arrêt et il faut opérer lentement pour donner le temps aux contrôleurs de températures de réagir et de se stabiliser aux valeurs normales.

f) Niveau liquide du fond de la colonne

Très important puisqu'il permet le rebouillage. On maintient en permanence un niveau de liquide dans le fond de cette colonne, et l'autre produit de fond est soutiré.

g) Taux de reflux

Le taux de reflux dans une colonne de distillation est une mesure de la quantité de liquide condensé réintroduit dans la colonne par rapport à la quantité de produit distillé collecté. Il est exprimé sous forme d'un pourcentage.

Le taux de reflux est utilisé pour contrôler les températures à différentes hauteurs de la colonne de distillation.

II.3.8. Problèmes rencontrés dans les colonnes

a) Pleurage

Il y a pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau.

Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible. En effet, si la pression du gaz passant par un orifice n'est pas suffisante pour créer une bulle et supporter la charge du liquide, ce dernier commence à s'écouler par les trous.

b) Engorgement

Une colonne est dite engorgée lorsque le reflux (liquide descendant) ne peut plus s'écouler vers le bouilleur retenu par la poussée de la vapeur montante.

Pour des débits de gaz et de liquide trop importants, on peut atteindre les limites suivantes :

-Engorgement des trop-pleins : si le débit de liquide est trop important, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop grande et les trop-pleins ne seront plus capables d'assurer leur fonction de dégazage, le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau inférieur.

-Engorgement par entraînement : si le débit du gaz augmente trop, à un moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne.

c) Entraînement

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes du liquide sur le plateau supérieur est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

Dans ce cas, la colonne s'approche du point d'engorgement, car la quantité du liquide sur le plateau supérieur augmente.

d) Mauvaise distribution du liquide

Ce phénomène engendre une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne.

Ce problème peut se produire lorsque :

- Les plateaux ne sont pas placés horizontalement,
- Le débit du liquide est trop grand.
- Le débit du gaz est trop faible.
- Il y a un problème mécanique avec le plateau.

e) Moussage

La mousse est un système micro hétérogène composé d'une phase dispersée gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicules.

Les facteurs influent sur le moussage :

- Matières solides en suspension finement divisées.
- Présence d'acides organique dans le courant de gaz.
- Des turbulences excessives et une grande vitesse de contact liquide-gaz entraînent également un moussage de la solution.
- Un excès d'agent anti-mousse.

Chapitre III : Présentation de la Colonne distillation sous vide (C101)

III.1. Description de la colonne C101

La colonne de distillation sous vide C101 contient 32 plateaux de fractionnement et deux plateaux de soutirage PI et PII, Ces plateaux sont des accumulateurs à cheminées qui sont installées immédiatement au-dessous du plateau n°8 et du plateau n°30.

Plateaux n°(1-4) et n°(30-32) sont des plateaux perforés avec barrage et un trop-plein, par contre les plateaux n°(5-29) sont des plateaux perforés avec fontes.

La hauteur de la colonne est de 41.77 m et le diamètre varie ; de 5.46 m au niveau de corps, et de 4.00 m au top de la colonne et 2.1 m au fond.

III.2. Fonctionnement de la colonne

Après l'introduction de la charge

Zone d'alimentation ou zone de flash : C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 380 °C, à une pression de 145 mmHg absolu où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle est comprise entre le 4ème et le 5ème plateau.

Zone de rectification : On effectue la rectification grâce à des plateaux dont le nombre est de 28 plateaux et aux reflux circulants. Les paramètres de la tête sont une pression de 65 mmHg et une température de 66°C.

Zone d'épuisement : Elle se trouve à la partie basse de la colonne et comprend environ quatre plateaux. À partir de cette zone, on obtient le résidu sous vide qui est utilisé comme matière première pour la fabrication du grade d'huiles «Bright Stocks» et les bitumes, avec injection de vapeur d'eau surchauffée pour remonter les fractions légères entraînées vers le fond

On a deux variables de contrôle de procédé :

1-Stripping : En général, les produits soutirés latéralement, ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages et ce, afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée.

2-Reflux : Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne, on utilise les reflux suivants :

-Reflux de tête : Il est injecté au sommet de la colonne pour régler la température en tête. Ce sont les vapeurs de tête à l'état liquide après une condensation.

-Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur : Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux.

-Reflux chaud de fond : Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatiles.

Conditions de service de la colonne C101 :

- charge à 100% = 62.7 m³/h.
- Température sortie H101 = 371°C.
- Température zone de flash C101 = 360°C.
- Température tête C101 : 60 à 70°C.
- Température soutirage VGO : 95 à 110°C.
- Température soutirage SPO : 245 à 250°C.
- Température soutirage SAE10 : 285 à 295°C.
- Température soutirage SAE30 : 325 à 335°C.
- Pression tête colonne : 65 mmHg.
- Pression zone de flash : 118 mmHg

Variables opératoires du procédé :

La qualité et la quantité des produits (point de flash et la viscosité) sont affectées directement par les variations des paramètres suivants :

- Température de sortie du four : est un variables très critique vue que des anomalies répétitives sur le long du train de préchauffage et le rendement de four qui sera affecté par suite.

- Pression dans la colonne : elle fixe par le constricteur, mais on peut avoir des dépressions légères dans l'intervalle permet, sinon on aura un dysfonctionnement total de la colonne.
- Débit de soutirage des distillats : son des indicateurs instantané sur l'hydrodynamique de la colonne
- Température et débit du reflux : paramètres clés pour assurer les qualités des soutirages
- Température de tête de colonne : assure le gradient thermique de la colonne.
- Débit et Température de la vapeur de stripping : maintient le taux de vaporisation.

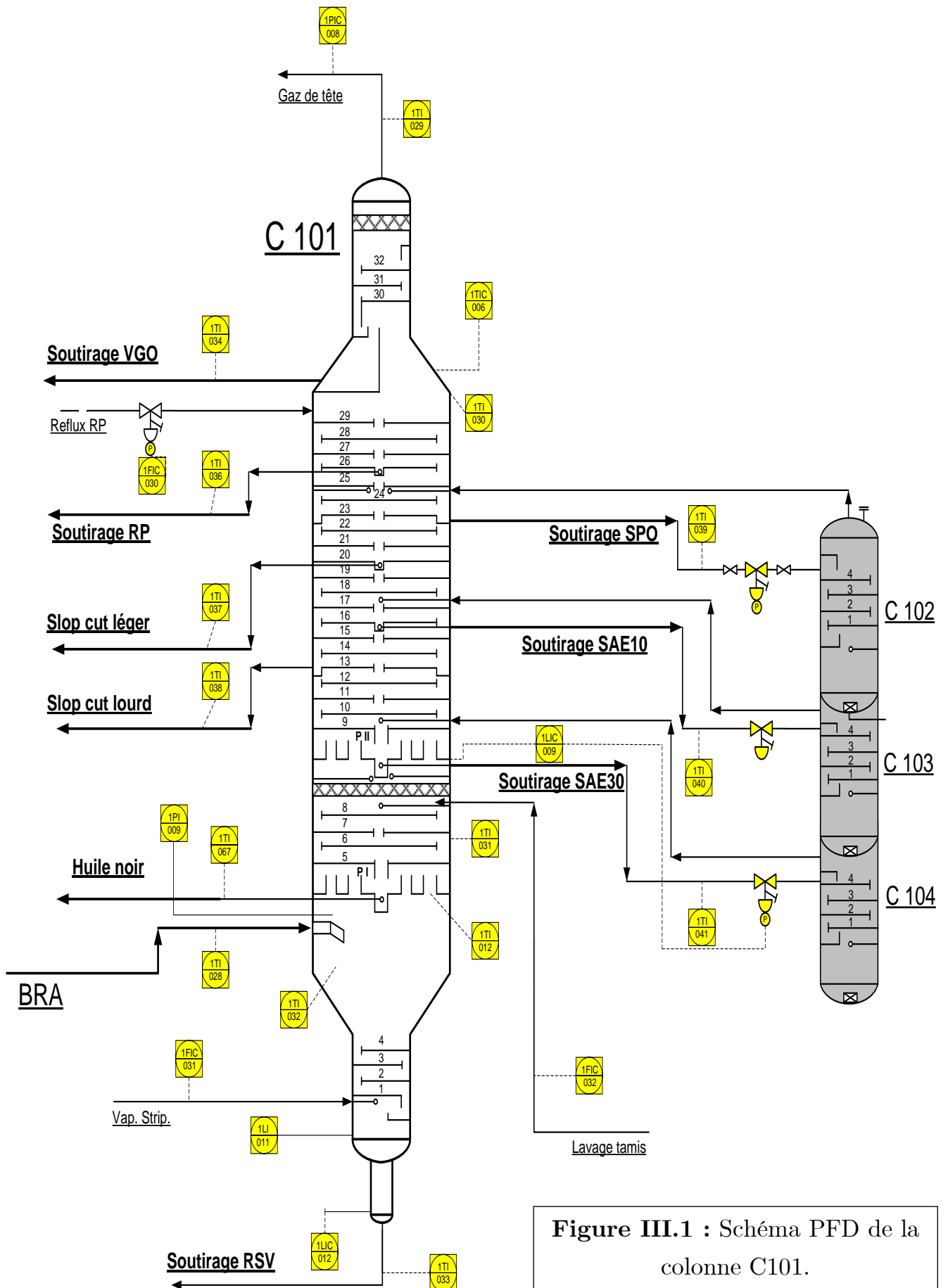


Figure III.1 : Schéma PFD de la colonne C101.

III.3. Les systèmes auxiliaires de la colonne

1-Système de vide et injection d'ammoniac

Le vide est maintenu dans la colonne au moyen du précondenseur E114 A/B, de deux groupes d'éjecteurs, J101 A/B/C et J102 A/B/C et leurs condenseurs E123, E 124. Les incondensables sont envoyés vers atmosphère après passage dans le ballon D102 qui assure une garde hydraulique.

L'eau et les condensats s'écoulent dans le puits barométrique D110 et de là dans le ballon enterré D101 où à lieu la séparation par décantation entre l'eau et les hydrocarbures.

L'eau acide reprise par les pompes P112 A/B est envoyée vers la section des traitements d'eaux acides. Les hydrocarbures sont coulés en limite d'unité par la pompe P 113.

Il y a une injection d'ammoniac avec les vapeurs de tête comme inhibiteur contre corrosion, a cause de l'acidité de quelque molécule organique et gaz de sulfure contenu dans ces vapeurs de tête. L'injection faite avec un débit de 0,825 m³/h et une température de 40°C.

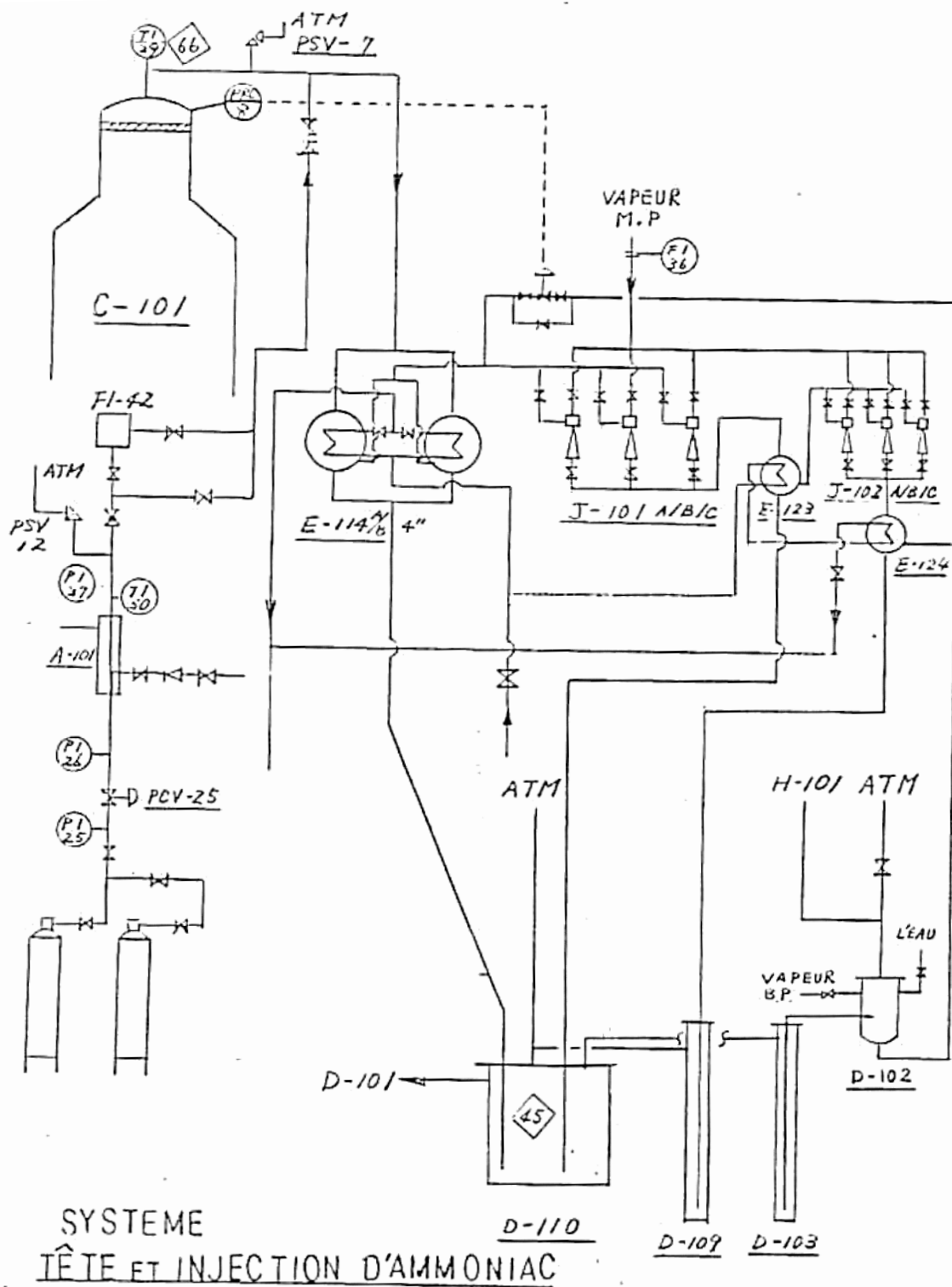


Figure III.2 : Schéma du système de vide de la colonne C101

2-Système de reflux de tête et principale

Le gasoil est condensé par reflux circulant supérieur dans la zone des plateaux 30 à 32. Le liquide soutiré du plateau 30 coule dans le ballon tampon D113 où il est repris par la P102 A/B avant d'être refroidis dans l'aéroréfrigérant E115 AR, une partie du gasoil est renvoyée dans la colonne C101 comme reflux circulant supérieur, le reste est renvoyé au stockage sous contrôle de niveau (LIC18) du D113.

La condensation des produits de la distillation est assurée par l'injection de la quantité du reflux circulant principal nécessaire à la colonne.

Le liquide soutiré du plateau 26 par la P103 A/B est refroidis avec la charge, puis si besoin dans l'aéroréfrigérant E116 AR, ainsi refroidis le liquide retourne dans la colonne où il condense les vapeurs d'hydrocarbures dans la zone des plateaux 27 à 29.

Tableau III.1 : Caractéristiques des reflux

Reflux	Reflux de tête	Reflux principal
Température (°C)	50	160
Débit (m ³ /h)	113	131
Plateau sortie-entré	30-32	26-29

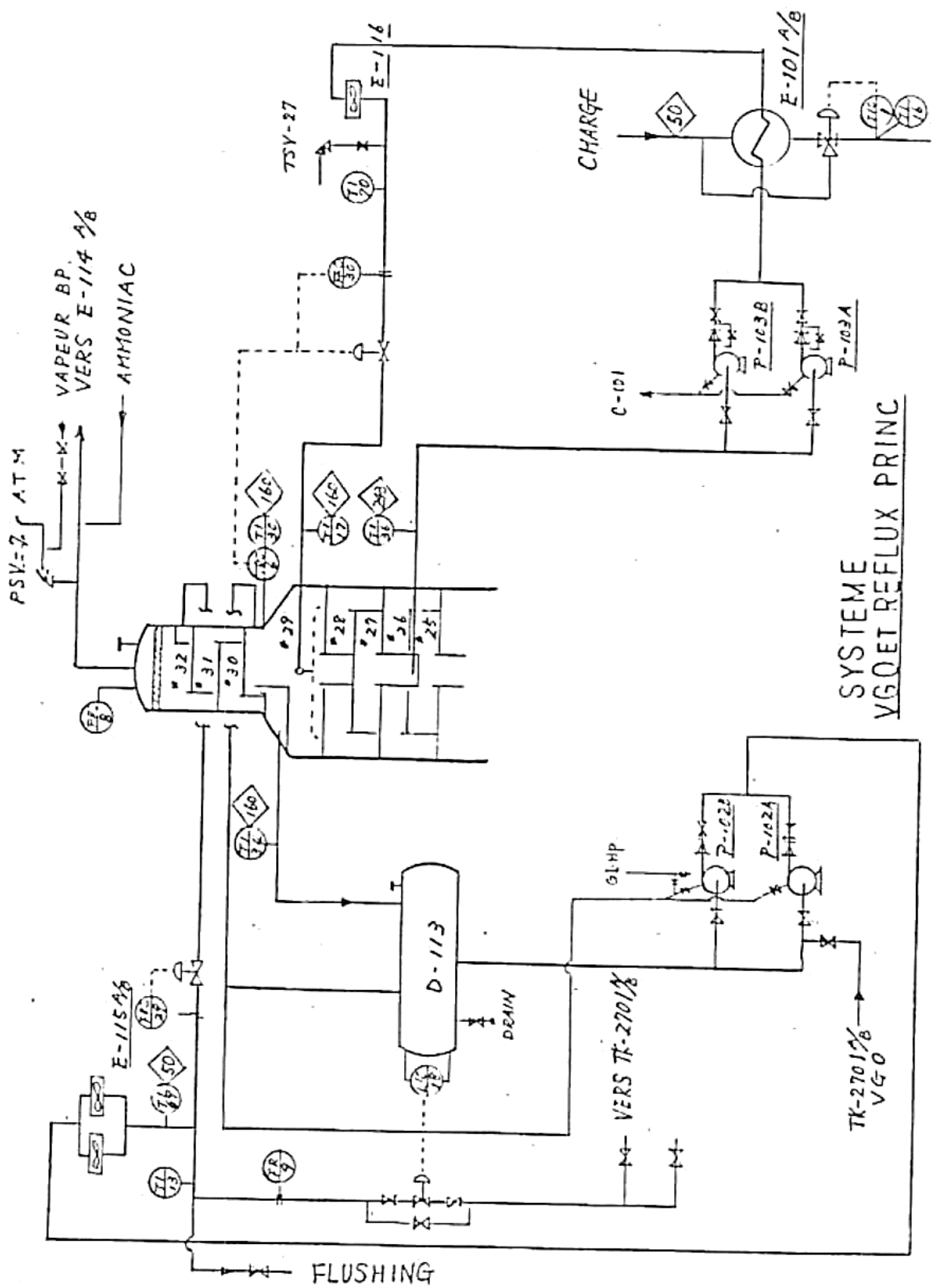


Figure III.3 : Schéma du système de reflux de la colonne C101

3-Système d'injection de vapeur de stripping et Reflux de lavage et reflux chaud :

La vapeur de stripping surchauffé dans la zone de convection du four H101, pour atteindre 316 C, est injecté au fond de la colonne avec débit constant, pour diminuer la pression partielle des constituants dans la colonne afin de faciliter leurs vaporisation et gardé la température du fond.

Le reflux de lavage avec un débit de 18 m³/h sur le plateau des tamis, afin assuré l'amélioration de la couleur des fractions.

Le reflux chaud du RSV (Quench) avec un débit de 4.9 m³/h après la sortie du RSV du E105 avec une température de 282 C, pour garder le niveau du liquide du fond et maintenir la température du fond.

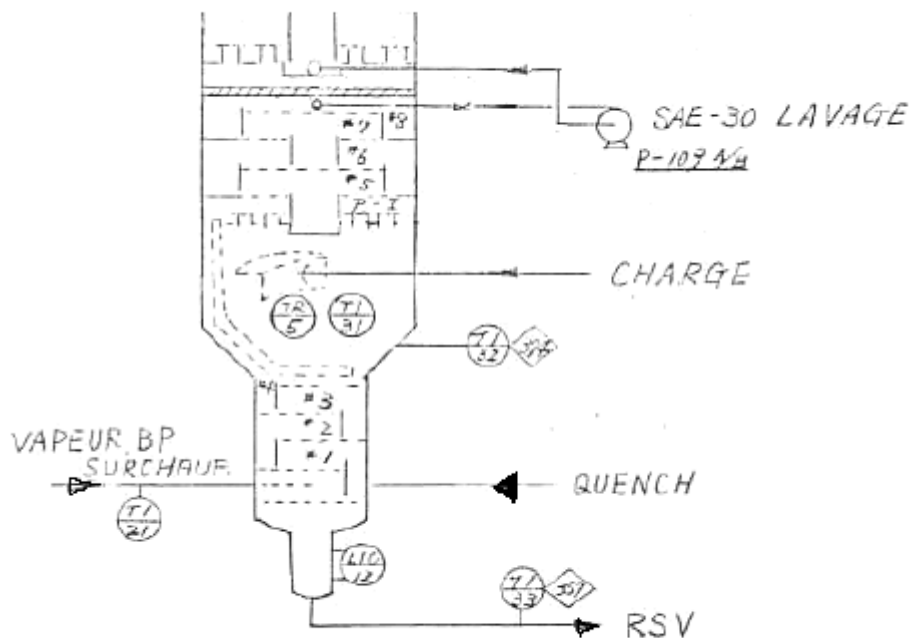


Figure III.4 : Schéma du fond de la colonne C101

Chapitre IV : Problématique & résolution

IV.1. Problématique

L'unité de distillation sous vide U100 est conçue pour traiter 1356 T/jour de la brute réduit atmosphérique de la zone 4. Actuellement, le débit de La charge traité était réduit à 981,3 T/jour (voir tableau IV.2), à cause d'un dysfonctionnement au niveau de four dû à une baisse de température de la charge à l'entrée du four par rapport au design (245°C au lieu de 280°C), probablement causé par une perte de chauffe au niveau de la batterie d'échange et spécialement E101, qui est alimenté par le soutirage de reflux principale ; d'où il a subi une réduction dans le débit.

Par suite, nous avons un dysfonctionnement au niveau de la colonne de distillation ; principalement c'est l'augmentation de la température de tête de la colonne a 137°C ; qui est normalement fixé à 66°C en cas design.

Par conséquence, ces anomalies on subit une perte d'une quantité de VGO non condensé échappé par la tête de colonne avec les vapeurs de tête, et une perturbation dans le gradient de température de la colonne, qui a affecté la qualité de soutirage supérieur, surtout SPO.

L'un des causes principales du dysfonctionnement de la colonne est les pannes répétitives au niveau des pompes de reflux, et les aéroréfrigérant.

Tableau IV.1 : Paramètres de fonctionnement actuel

	Désignation	Valeur
Reflux de tête	Température d'entrée	50 °C
	Température de soutirage	123 °C
	Débit d'entrée	21,8 m ³ /h
Reflux principale	Température d'entrée	124 °C
	Température de soutirage	212 °C
	Débit d'entrée	41,0 m ³ /h
Température	T sortie de tête C101	137 °C
	T entrée de la charge	370 °C

Tableau IV.2 : Bilan massique actuel de la colonne C101

Produit	Débit (m ³ /h)	Débit (T/Jr)	Pourcentage (%)
Q Charge BRA	45,5	981,3	-
Q soutirage VGO	04,2	90,5	09,23
Q soutirage SPO	02,0	43,1	04,39
Q soutirage SLOP CUT L	00,9	19,3	01,97
Q soutirage SAE10	09,0	194,1	19,78
Q soutirage SLOP CUT D	01,0	21,5	02,19
Q soutirage SAE30	11,8	254,4	25,93
Q soutirage RSV	15,5	333,6	34,00
TOTAL PRODUIT	44,4	956,5	97,58
PERTE	01,1	24,8	02,42

Pour cela, un test run de performance été effectué en juin 2022, afin d'apporté des corrections sur les débits et températures pour maintenir la stabilisation de l'unité, et fixé les anomalies de fonctionnement.

IV.2. Test « RUN »

Un test de performance d'équipements d'unité 100, est effectué en juin 2022, en prenant comme référence le test de performance effectué en 1983 après quelque moins de démarrage d'unité après la construction.

Les deux tableaux suivants récapitulé les résultats de ce test.

Tableau IV.3 : Conditions opératoires de fonctionnement de l'unité.

	Désignation	Essai juin 2022	Test perf 1983
Charge (entrée)	Q de charge BRA	58,89	62,37 m ³ /h
Produit (sortie)	Q de soutirage VGO	6,27	6,78 m ³ /h
	Q de soutirage SPO	2,90	4,05 m ³ /h
	Q soutirage Slopcut léger	2,01	6,27 m ³ /h
	Q de soutirage SAE10	10,55	8,60 m ³ /h
	Q soutirage Slopcut lourd	5,73	2,66 m ³ /h
	Q de soutirage SAE30	11,07	12,86 m ³ /h
	Q de soutirage RSV	18,16	20,00 m ³ /h
Batterie d'échange	Charge entrée E101	92,5	65°C
	Charge sortie E101	182,6	188°C
	Charge sortie E106	200,2	206°C
	Charge sortie E102	211,6	209°C
	Charge sortie E103	218,0	*°C
	Charge sortie E104	234,4	225°C
	Charge sortie E105 → H101	254,1	265°C
	Reflux principale sortie E101	143,0	160°C
	RSV sortie E105 entrée E106	260,4	250°C
	RSV sortie E106	198,3	196°C
	SAE10 entrée E102	280,7	274°C
	SAE10 sortie E102	219,2	215°C
	Slop lourd entrée E103	302,7	307°C
	Slop lourd sortie E103	223,3	215°C

	SAE30 entrée E104	320,6	324°C
	SAE30 sortie E104	236,6	234°C
	RSV entrée E105	344,2	342 °C
Four H101	H101 sortie PASSE 1	375,7	370°C
	H101 sortie PASSE 2	375,5	370°C
	T° sortie four H101	369,5	375 °C
	Débit vap. MP Velocity passe 1	0,4	0 t/h
	Débit vap. MP Velocity passe 2	0,4	0 t/h
	Débit vap. BP Velocity passe 1	-	1,12 t/h
	Débit vap. BP Velocity passe 2	-	1,12 t/h
	Q fuel gaz H101	945,4	890 Nm ³ /h
	Pression fuel gaz	0,8	0,55 bar
	T° convection avant	475,8	390/385/335°C
	T° convection après	346,1	270/315°C
	T° radiation	739,9	695/705/625°C
	T° carneau H101	369,4	302°C
	T° vap. stripping surch. C101	386,7	323°C
	Entrée four H101 p1	-	2,8 bars
Entrée four H101 p2	-	3,2 bars	
Colonne sous vide C101	T° entrée C101	369,7	368 °C
	T° Zone de flash C101	370,0	370 °C
	T° plateau 6 C101	355,3	347 °C
	T° Zone de flash C101	368,9	363 °C
	T° sortie tête C101	108,6	60°C
	T° reflux VGO sortie Aero E115	60,2	63°C
	T° soutirage VGO	100,0	124°C
	Débit reflux VGO	51,84	62,14 m ³ /h
	T° soutirage reflux principale	209,2	217 °C
	T° reflux principale sortie E101	143,7	160 °C
	T° reflux principale E116 AR	-	127°C
	Débit reflux principal	44	52,43 m ³ /h
	T° soutirage SPO	247,6	240°C
	T° soutirage Slopcut léger	273,1	266°C

T° soutirage SAE10	289,6	290°C
T° soutirage Slopcut lourd	301,8	307°C
T° soutirage SAE30	331,7	332°C
T° soutirage Huile noire	-	356°C
T° fond C101 RSV	344,3	342 °C
Vide tête C101	57,9	65 mmHg
Vide zone flash C101	101,5	118 mmHg
Vap. stripping C10	1,62	1,67 t/h
Débit de lavage	4,8	15 m ³ /h
Slop lourd sortie E103	223,4	215°C
T° stockage SC-Ld sortie E120	73,9	62°C

Tableau IV.4 : Bilan massique de colonne C101

Produit	ESSAI 2022		TEST PERF.1983	
	Débit (T/j)	(%)	Débit (T/j)	(%)
Q Charge BRA	1270,1	-	1357,7	-
Q soutirage VGO	134,1	10,6%	139,9	10,3%
Q soutirage SPO	62,7	4,9%	85,3	6,3%
Q soutirage SLOP CUT L	41,5	3,3%	132,6	9,8%
Q soutirage SAE10	225,8	17,8%	184,0	13,6%
Q soutirage SLOP CUT D	116,9	9,2%	57,3	4,2%
Q soutirage SAE30	247,4	19,5%	279,6	20,6%
Q soutirage RSV	391,7	30,8%	456,5	33,6%
TOTAL PRODUIT	1220,2	96,1%	1335,2	98,3%
PERTE	49,8	3,9%	22,5	1,7%
TOTAL	1270,1	100,0%	1357,7	100,0%

Tableau IV.5 : Analyse de qualité de charge et produits

	Données d'analyses	Essai juin2022	Test perf 1983
Charge BRA	Densité à 15°C	0.9104-0.9180	0.907-0.909
	Point d'éclair, °C	140-148	152-160
	Viscosité à 100°C, cSt	10.58-11.92	10-10.4
	Teneur en soufre, %pds	0.26	/
	Point d'écoulement, °C	-6/-15	-12/+10
	Teneur en carbone Conradson, %pds	2.5	2.45-2.88
Gasoil VGO	Densité à 15°C	0.8648-0.8707	0.858-0.860
	Point d'éclair, °C	136-142	130-136
	Couleur	<0.5	/
	Viscosité à 40°C, cSt	6.4-7.6	4.67-4.97
	Viscosité à 100°C, cSt	1.5-2.1	/
	Point d'écoulement, °C	0/+3	-9/-12
Distillat spindle SPO	Densité à 15°C	0.8751-0.8810	0.873-0.876
	Point d'éclair, °C	172-200	192-204
	Couleur	<1	0.5
	Viscosité à 40°C, cSt	14.2-27.4	11.3-12.2
	Viscosité à 100°C, cSt	3-3.6	2.7-2.9
	Point d'écoulement, °C	+9/+15	+9/+12
Distillat Slopcut léger	Densité à 15°C	0.8942-0.8977	0.88-0.897
	Point d'éclair, °C	198-210	/
	Couleur	<2.5	/
	Viscosité à 40°C, cSt	30.7-37.7	/
	Viscosité à 100°C, cSt	4.1-5.7	3.7-3.8
	Point d'écoulement, °C	+27/+30	/
Distillat Mi-visqueux	Densité à 15°C	0.8926-0.8978	0.890-0.896
	Point d'éclair, °C	208-220	245-252

SAE10	Couleur	<2	<2
	Viscosité à 40°C, cSt	39.1-47.6	37-40.7
	Viscosité à 100°C, cSt	5.3-6.3	5.67-6.1
	Point d'écoulement, °C	+27/+30	+27/+30
Distillat Slopcut lourd	Densité à 15°C	0.9031-0.9092	0.895-0.897
	Point d'éclair, °C	208-220	/
	Couleur	<3	/
	Viscosité à 40°C, cSt	60.4-67.2	/
	Viscosité à 100°C, cSt	7.4-8.1	6.87-7
	Point d'écoulement, °C	+30/+33	/
Distillat visqueux VO	Densité à 15°C	0.8994-0.9099	0.904-0.907
	Point d'éclair, °C	240-248	263-275
	Couleur	<4	3.5
	Viscosité à 40°C, cSt	26.3-30.6	-
	Viscosité à 100°C, cSt	9.9-12.1	11.4-11.9
	Point d'écoulement, °C	+33/+39	+38/+42
Résidu sous vide RSV	Densité à 15°C	0.9532-0.9596	0.950-0.952
	Point d'éclair, °C	308-322	305-324
	Viscosité à 100°C, cSt	135-161	104-113
	Point d'écoulement, °C	+15	+8/+24

Commentaire :

- La variation en rendement de production du distillat SAE30 et du résidu sous vide RSV vu la qualité de la charge actuelle (BRA) qui a varié de caractéristique.
- La production du slopcut léger a été réduite en but d'augmenter le débit du distillat SAE10 et améliorer l'échange avec charge BRA dans l'échangeur E102.
- Un taux de pertes trop important (3.9%) dû à la fluctuation de la température de tête de colonne C101 (110°C). Toutefois, il est possible de

réduire ce taux et augmenter le soutirage du VGO si la température de tête sera fixée et contrôlée à 90°C.

IV.2.1. Analyse des résultats de test run juin 2022 :

Selon les résultats que nous avons, nous pouvons déduire les points suivants :

- Selon le tableau IV.5 la qualité de la charge et les soutirages n'a pas subi une variation qui peut affecter l'efficacité de notre équipement, sachant que la conception d'équipement est conçue sur le paramètre clés de la charge qui est l'intervalle de densité ; donc de ce côté notre équipement est toujours fonctionnel.
- Au niveau des paramètres opératoires nous avons une grande stabilité de valeurs entre test de performance 1983, et celui de juin 2022.
- Le gradient de température de la colonne est bon, sauf quelques défaillances mineures au niveau de la partie supérieur de la colonne ; et spécifiquement la température de la tête de la colonne et les plateaux inférieure.
- Une petite comparaison entre les débits de reflux des deux teste, nous pousse a conclu que la température de tête est relative à l'augmentation de ces débits en tenant compte à la température de ces reflux au même temps.

Tableau IV.6 : Récapitulation des débits de reflux

		Design	Test 1983	Test 2022	Actuel 2024
Reflux de tête	T (°C)	50	63	60,2	50
	D (m ³ /h)	113	62,14	51,84	21,8
Reflux principale	T (°C)	160	127	143,7	124
	D (m ³ /h)	131	52,43	44	41
Température de la tête (°C)		60,0	60,0	108,6	137

IV.3. Simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement. Ces modèles sont basés sur la vérification des phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

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

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour Process Flow Diagram).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes des charges.

Pour cela nous avons choisis le fameux simulateur HYSYS pour vérifier la faisabilité technique de la solution suggérée et calculé les débits de reflux nécessaire pour abaisser la température de la tête de la colonne C101.

IV.3.1. Procédure de simulation de la colonne C101 :

Nous allons effectuer la première simulation avec les paramètres design, tant que vérification du fonctionnement de la colonne C101.

Les étapes de simulation sont comme suite :

- 1- Propriétés package : On va choisir « Sahara Arzew Blend-2010 » assay, Ce qui impose le choix du modèle thermodynamique Peng-Robinson.
- 2- Simulation environnement : on va créer trois “Material Stream” ; un pour la charge BRA (pour la composition de BRA voire l'Annex) et deuxième pour la vapeur de Velocity et le dernier pour la vapeur de stripping, comme suit :

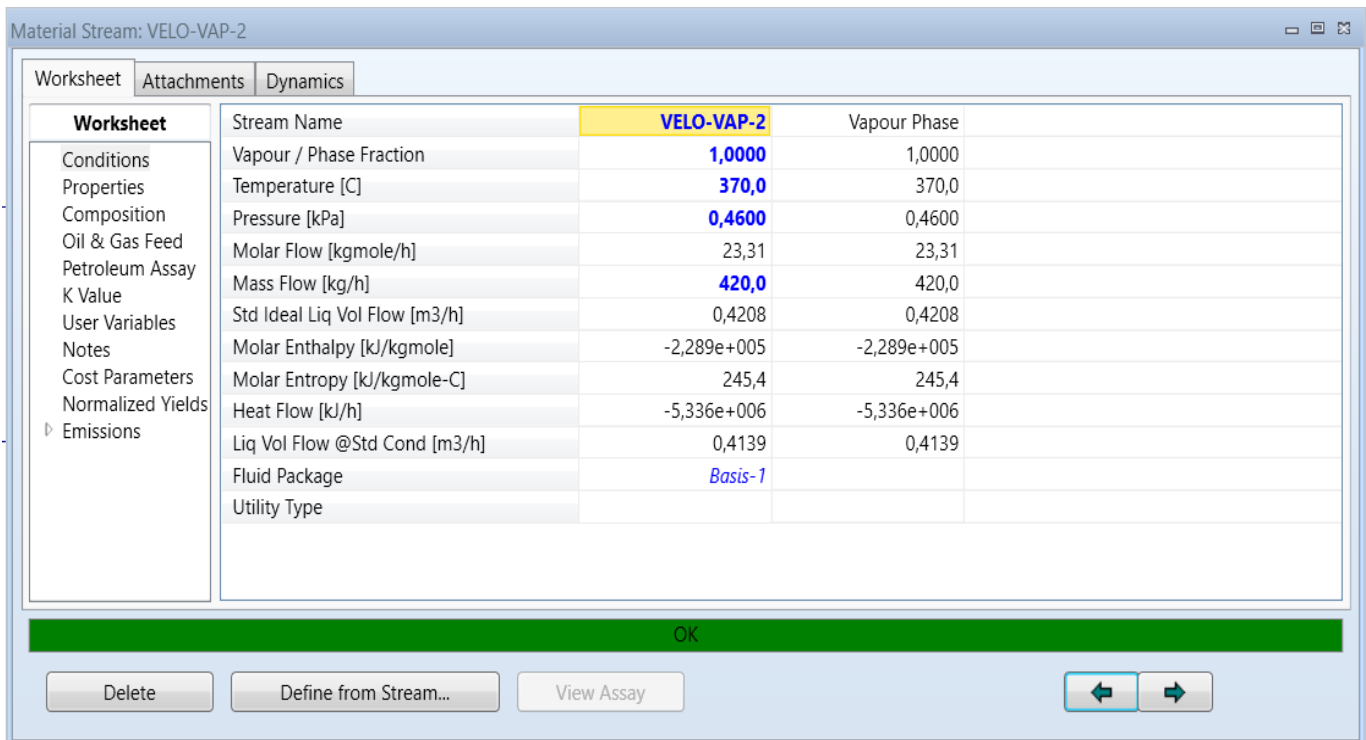


Figure IV.1 : configuration de Velocity vapeur steam

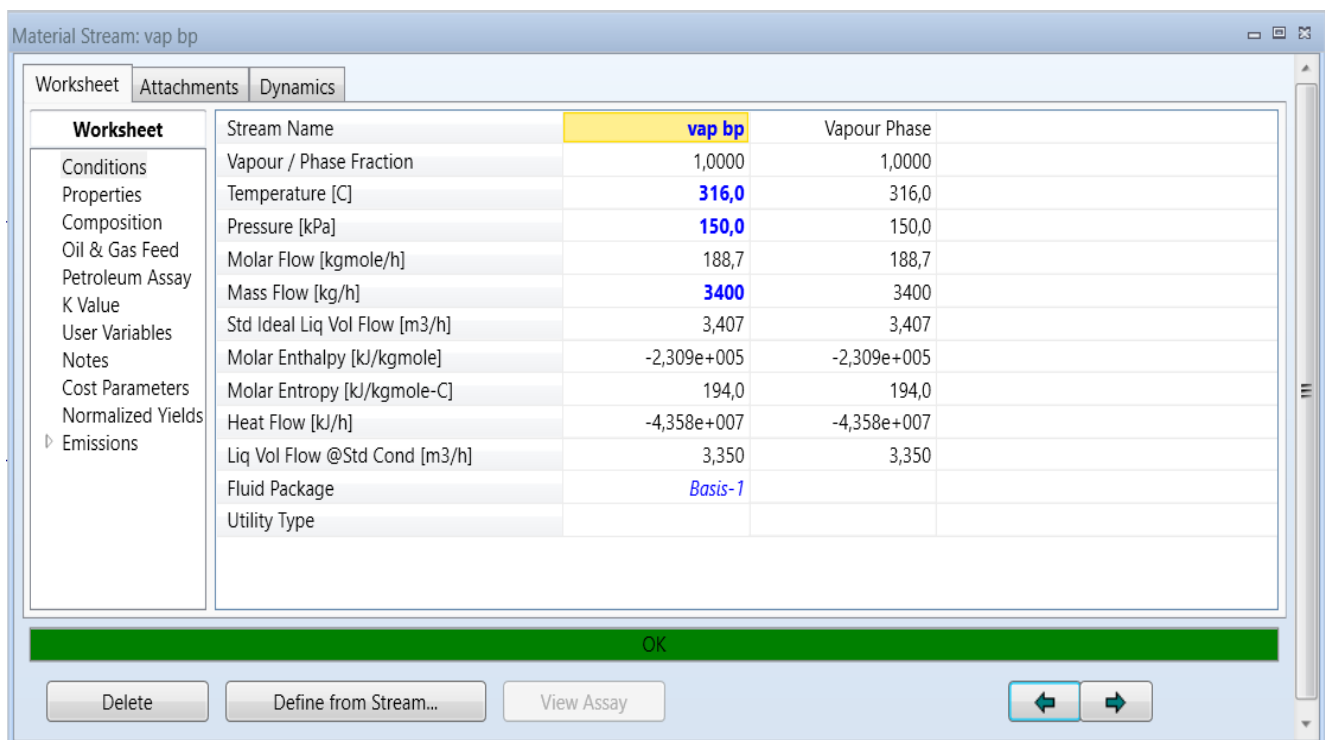


Figure IV.2 : configuration de vapeur de stripping steam

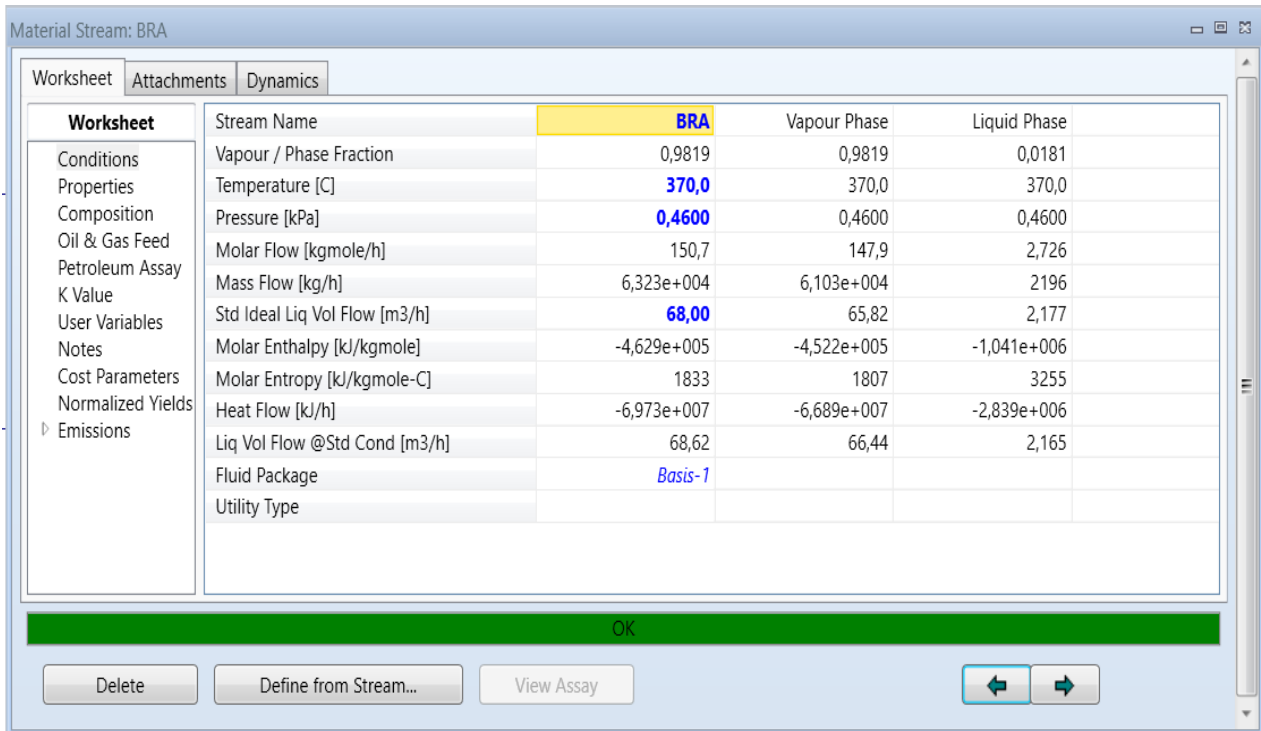


Figure IV.3 : configuration de charge BRA steam

3- Après on va configurer notre colonne distillation comme suit :

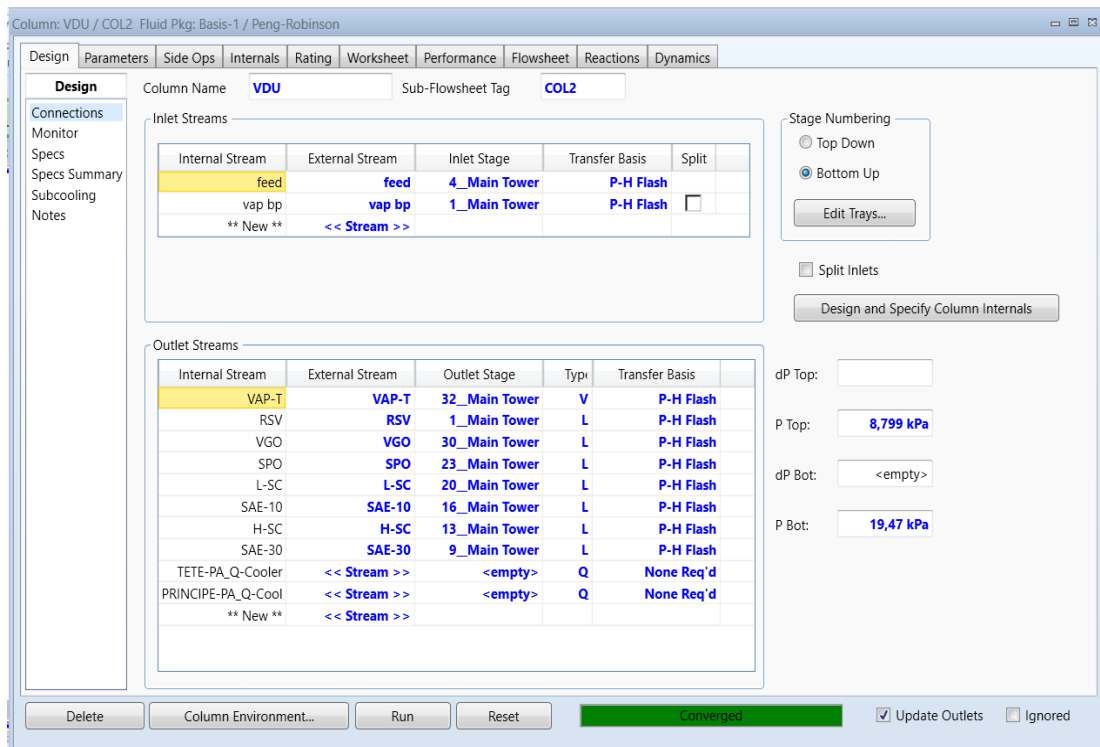


Figure IV.4 : configuration de la colonne distillation sous vide (les connexions : les entrées et les sorties)

Column: VDU / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Side Ops

- Side Strippers
- Side Rectifiers
- Pump Arouns
- Vap Bypasses
- Side Draws

Liquid Pump Around Summary

	Draw Stage	Return Stage	Flow [kgmole/h]	Duty [kJ/h]	Draw T [C]	Return T [C]	Expor
TETE-PA	30_Main Tower	32_Main Tower	340,0	-1,375e+007	118,2	50,00	<input type="checkbox"/>
PRINCIPE-P/	26_Main Tower	29_Main Tower	197,1	-1,307e+007	245,1	160,0	<input type="checkbox"/>

Figure IV.5 : configuration de la colonne distillation sous vide (Les reflux)

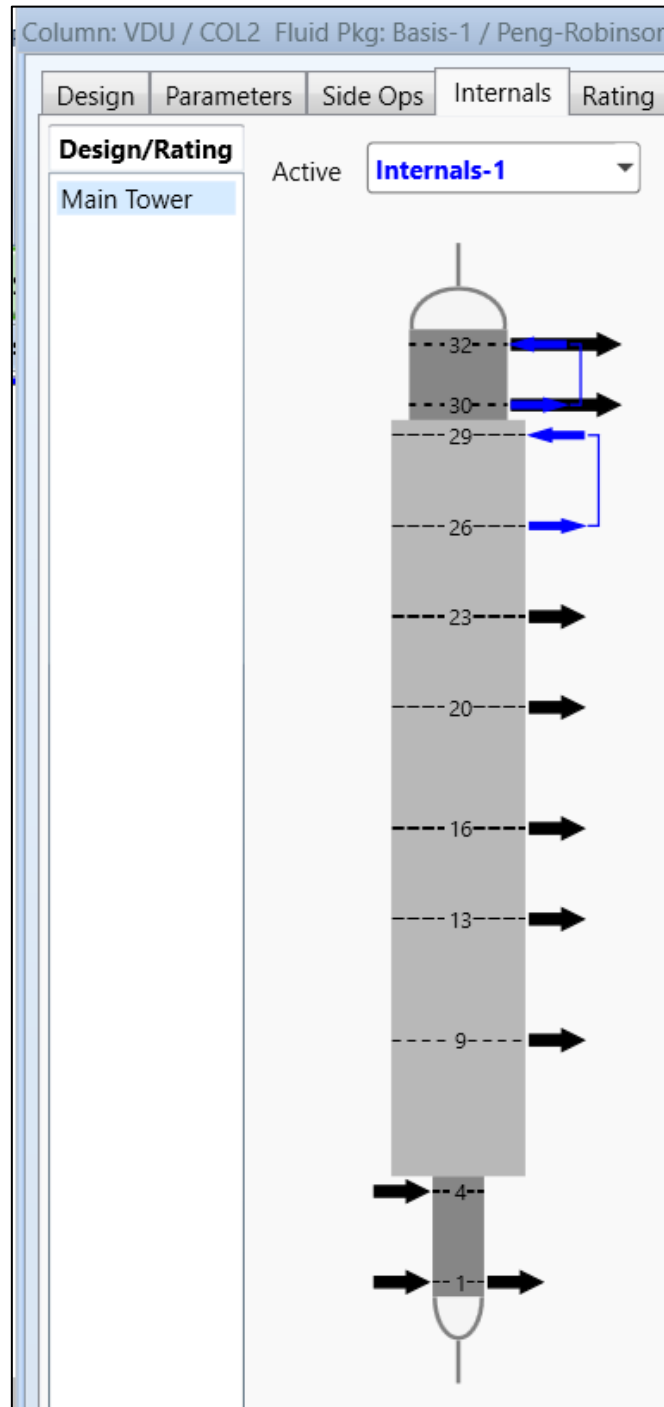


Figure IV.6 : configuration de la colonne distillation sous vide (L'interne)

Steady State Profiles					
			Optional Estimates		
	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
32_Main Tower	31	8,799	66,00	347,6	217,4
31_Main Tower	30	9,143	70,29	371,7	224,9
30_Main Tower	29	9,488	118,2	71,88	249,1
29_Main Tower	28	9,832	160,0	333,2	320,3
28_Main Tower	27	10,18	218,4	389,4	384,4
27_Main Tower	26	10,52	234,6	426,0	440,6
26_Main Tower	25	10,86	245,1	246,9	477,2
25_Main Tower	24	11,21	254,1	250,1	495,3
24_Main Tower	23	11,55	259,9	248,5	498,5
23_Main Tower	22	11,90	264,7	234,3	496,8
22_Main Tower	21	12,24	269,3	229,5	493,2
21_Main Tower	20	12,59	273,9	223,8	488,4
20_Main Tower	19	12,93	278,8	196,3	482,7
19_Main Tower	18	13,27	284,2	188,4	475,7
18_Main Tower	17	13,62	290,0	179,7	467,8
17_Main Tower	16	13,96	296,3	170,1	459,1
16_Main Tower	15	14,31	303,3	139,5	449,6
15_Main Tower	14	14,65	311,3	128,6	438,7
14_Main Tower	13	15,00	319,5	118,3	427,8
13_Main Tower	12	15,34	327,8	98,39	417,4
12_Main Tower	11	15,68	336,0	89,41	407,6
11_Main Tower	10	16,03	343,8	79,35	398,7
10_Main Tower	9	16,37	352,2	66,13	388,6
9_Main Tower	8	16,72	362,3	28,70	375,4
8_Main Tower	7	17,06	372,8	23,02	363,7
7_Main Tower	6	17,40	378,2	19,66	358,0
6_Main Tower	5	17,75	381,3	16,62	354,7
5_Main Tower	4	18,09	383,8	11,68	351,6
4_Main Tower	3	18,44	387,7	42,69	346,7
3_Main Tower	2	18,78	375,7	34,99	203,7
2_Main Tower	1	19,13	366,9	31,30	196,0
1_Main Tower	0	19,47	357,0	27,68	192,4

Figure IV.7 : configuration de la colonne distillation sous vide (paramètres du profile pression et température)

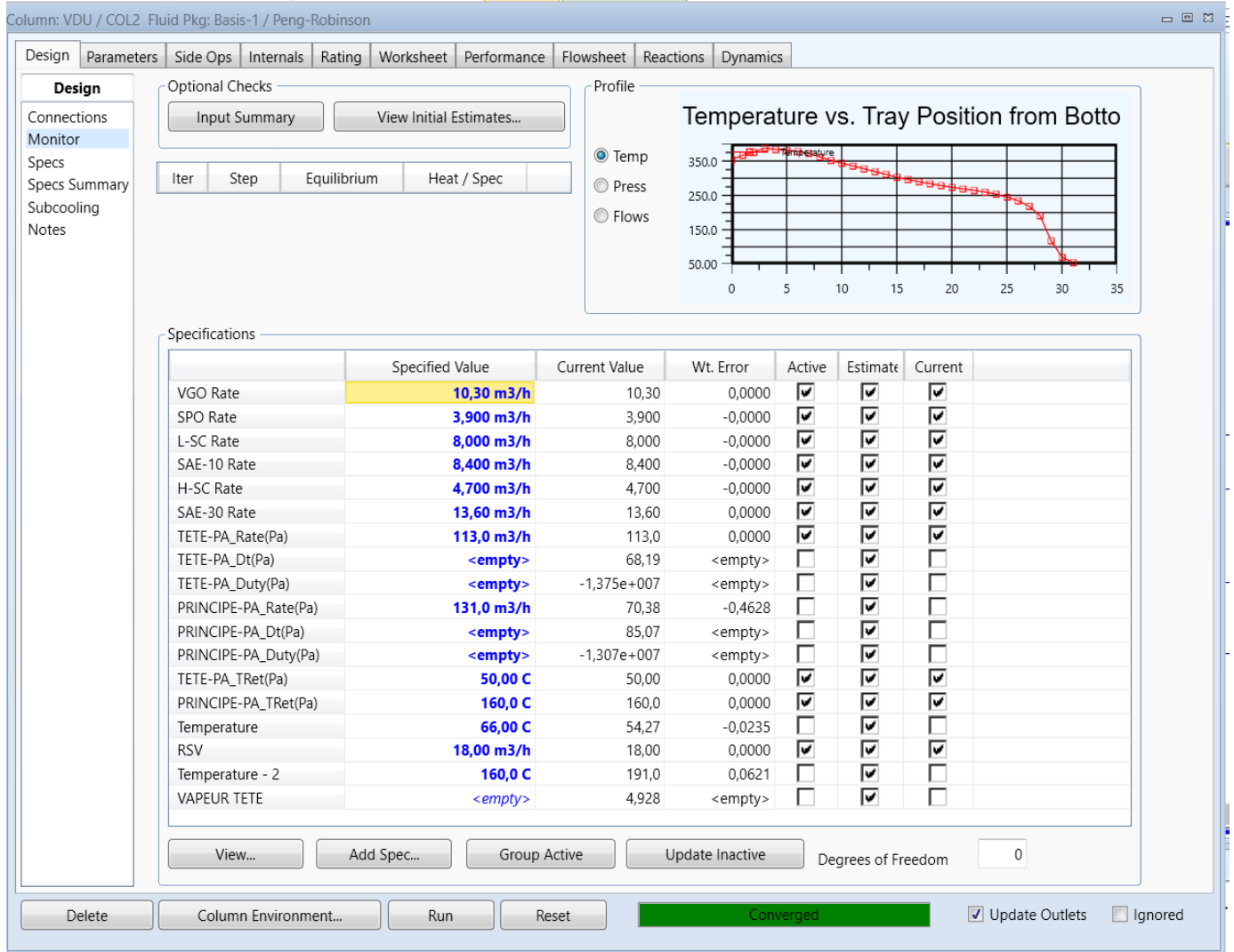


Figure IV.8 : configuration de la colonne distillation sous vide (Moniteur)

4- En fin, on obtient notre colonne C101 fonctionnel avec les paramètres

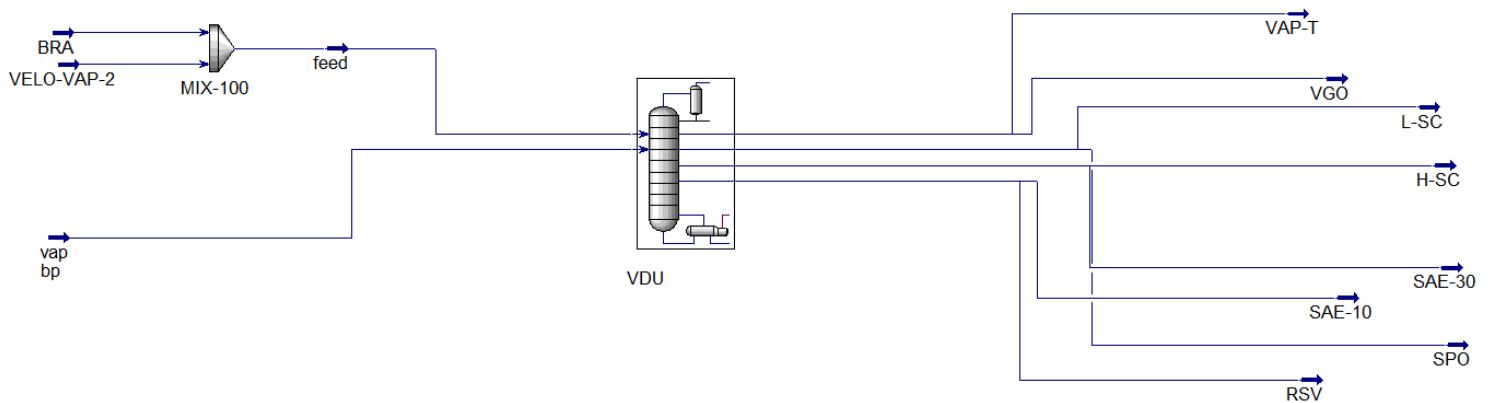


Figure IV.9 : Vue général de la colonne distillation sous vide C101

5- On change les paramètres de fonctionnement à celle actuel, comme suit :

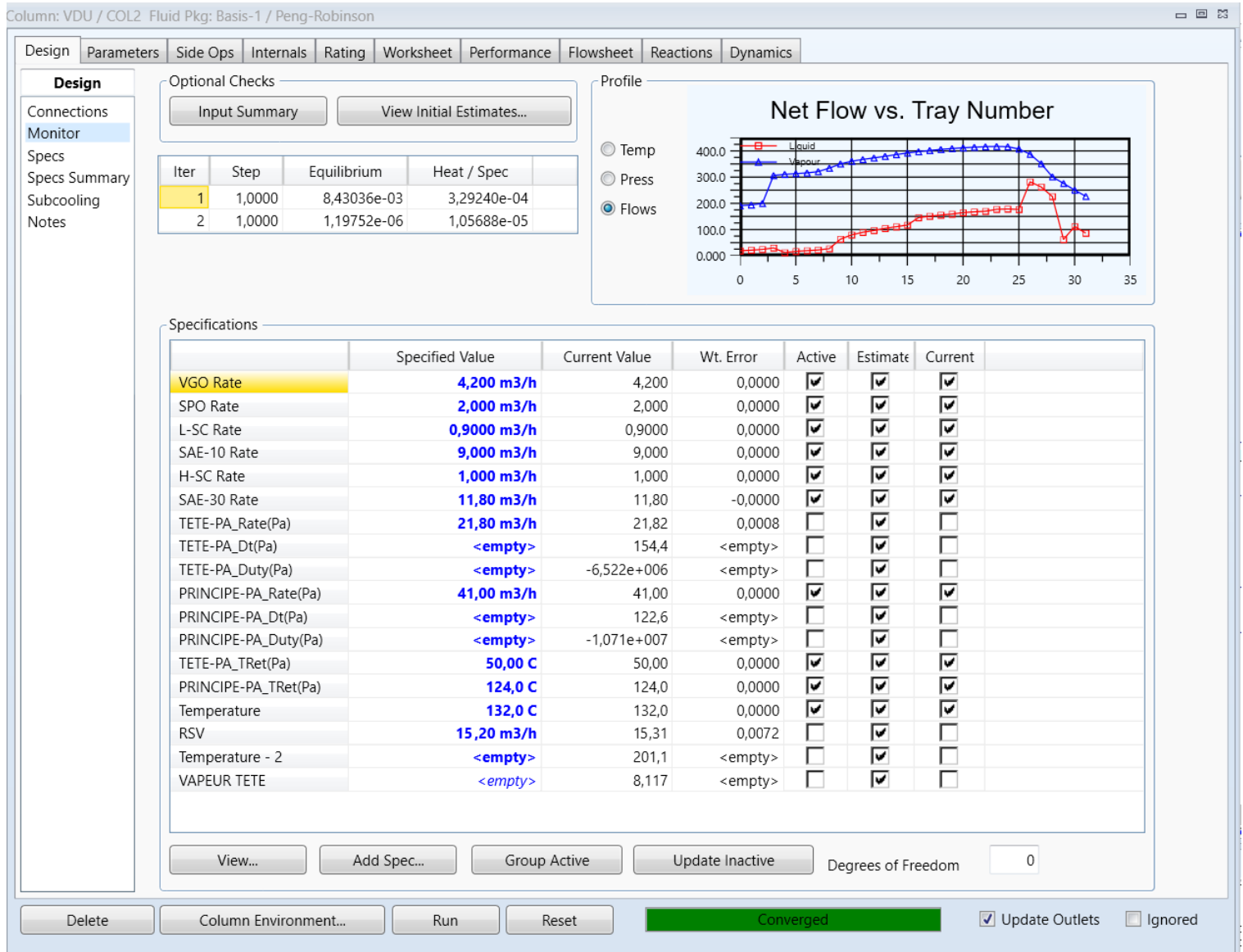


Figure IV.10 : Configuration de la colonne C101 aux paramètres actuels de fonctionnement

IV.3.2. Discussion des résultats de simulation de la colonne :

La simulation de la colonne avec les paramètres design a donné des résultats identiques au sortie en cas design, dont on déduit la fiabilité de conception et du réglage de constructeur de la colonne.

Par rapport aux résultats de la simulation avec paramètres actuel, on remarque deux paradoxes :

-La température de la tête de colonne d'après la simulation est 132°C ; et en cas réel est de 137°C ; et c'est une différence négligeable vue que la précision de la simulation dû à plusieurs paramètres est donnée d'entrée que nous n'avons pas ; pour y a avoir plus de précision.

-Le bilan massique de la colonne dans distillation, subit une perte légère dans la fraction de RSV, par rapport au cas réelle.

IV.4. Résolution :

On a fixé la température de la tête recherchée avec les températures de retour des reflux avec les débits de soutirage, et on a libéré les débits de reflux, dont nous allons le résultat suivant :

1-Temperature de tête fixé à 90°C, nous avons deux résolutions :

a) $D_{ref-tete} = 31,95 \text{ (m}^3\text{/h)}$ et $D_{ref-prin} = 41,0 \text{ (m}^3\text{/h)}$; comme suit :

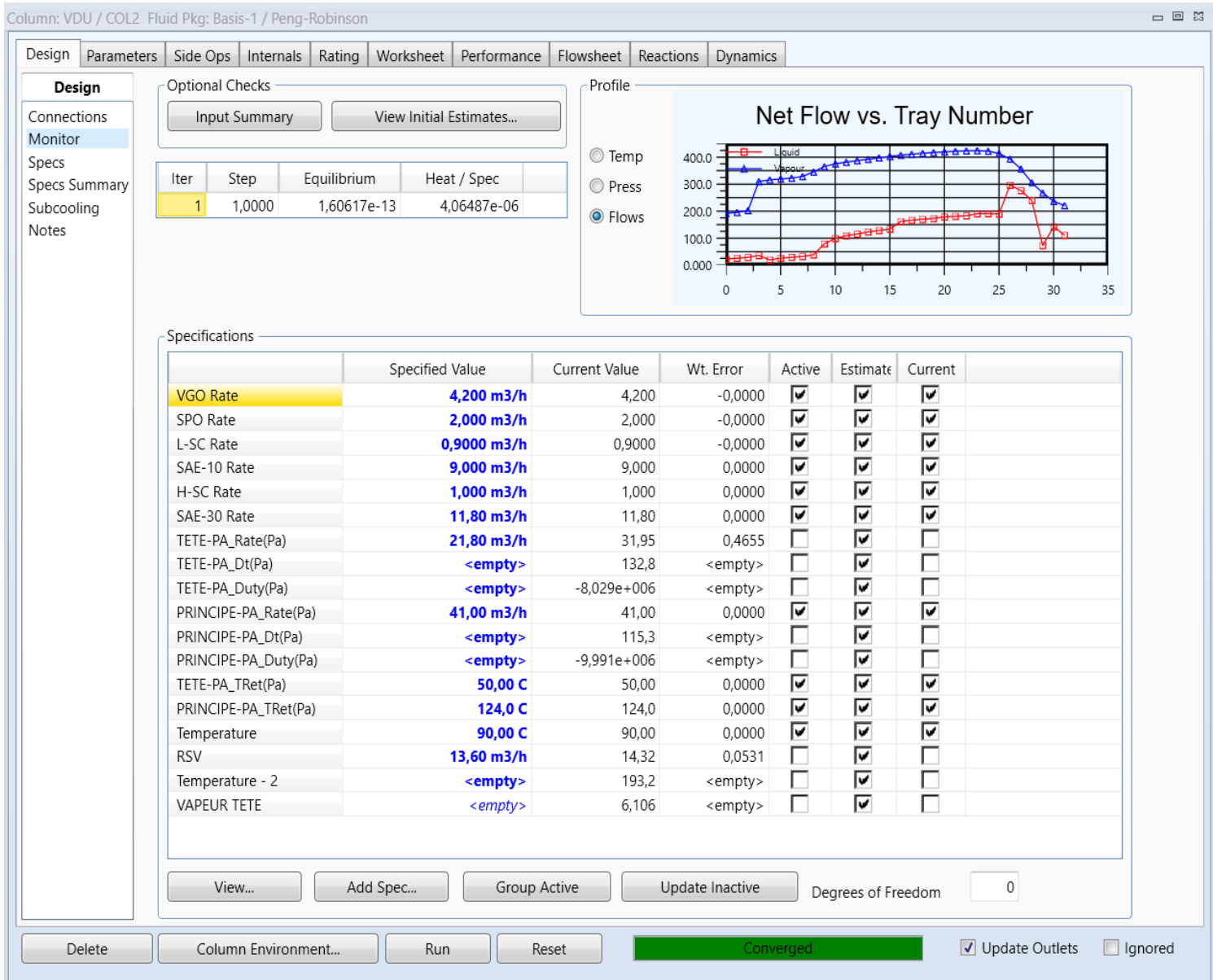


Figure IV.11 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 90°C

(a)

b) Dref-tête = 13,97 (m³/h) et Dref-prin= 81,02 (m³/h) ; comme suit :

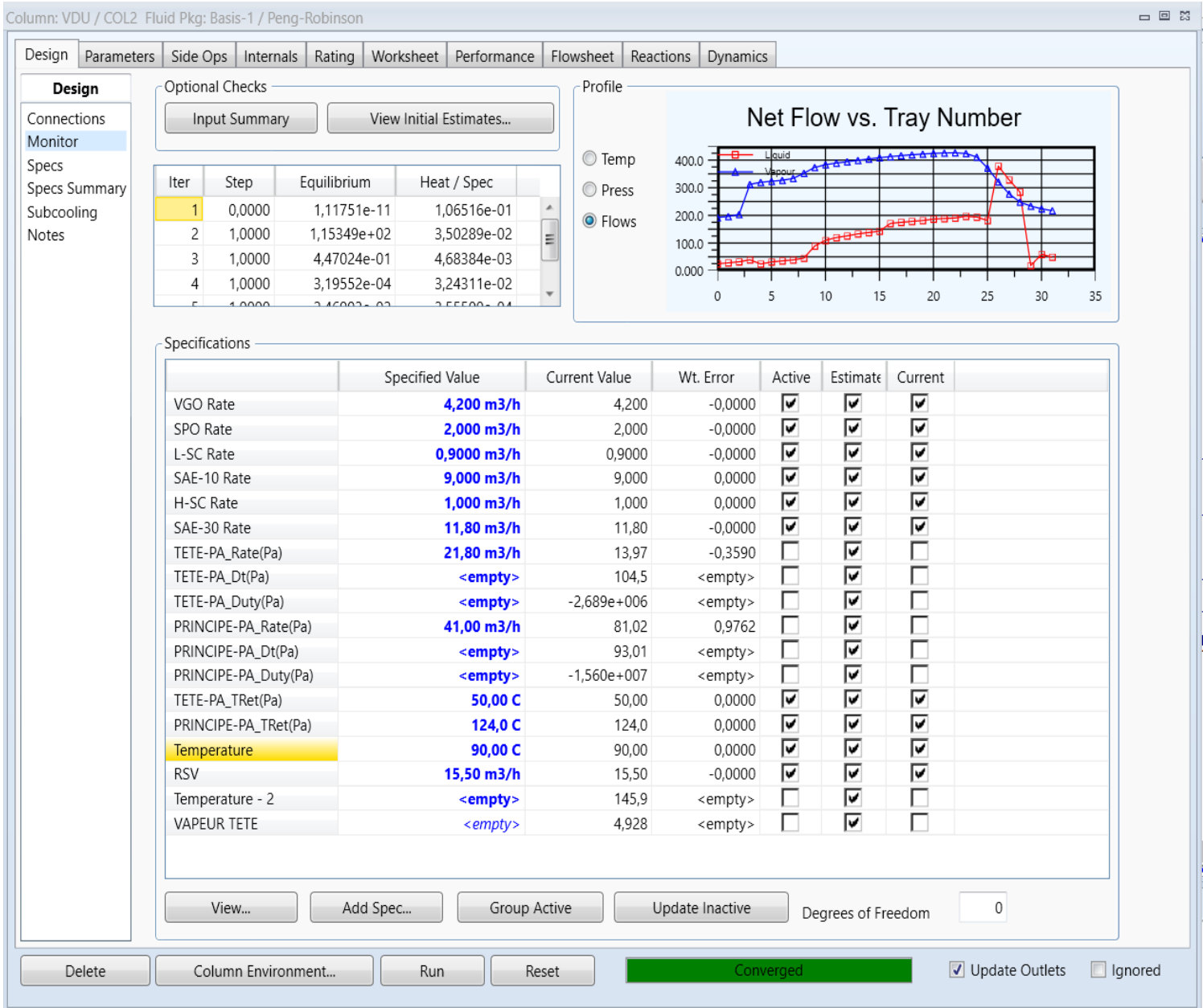


Figure IV.12 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 90°C

(b)

2-Temperature de tête fixé à 60°C, nous avons une résolution :

a) Dref-tête = 29,0 (m3/h) et Dref-prin= 53,1 (m3/h) ; comme suit :

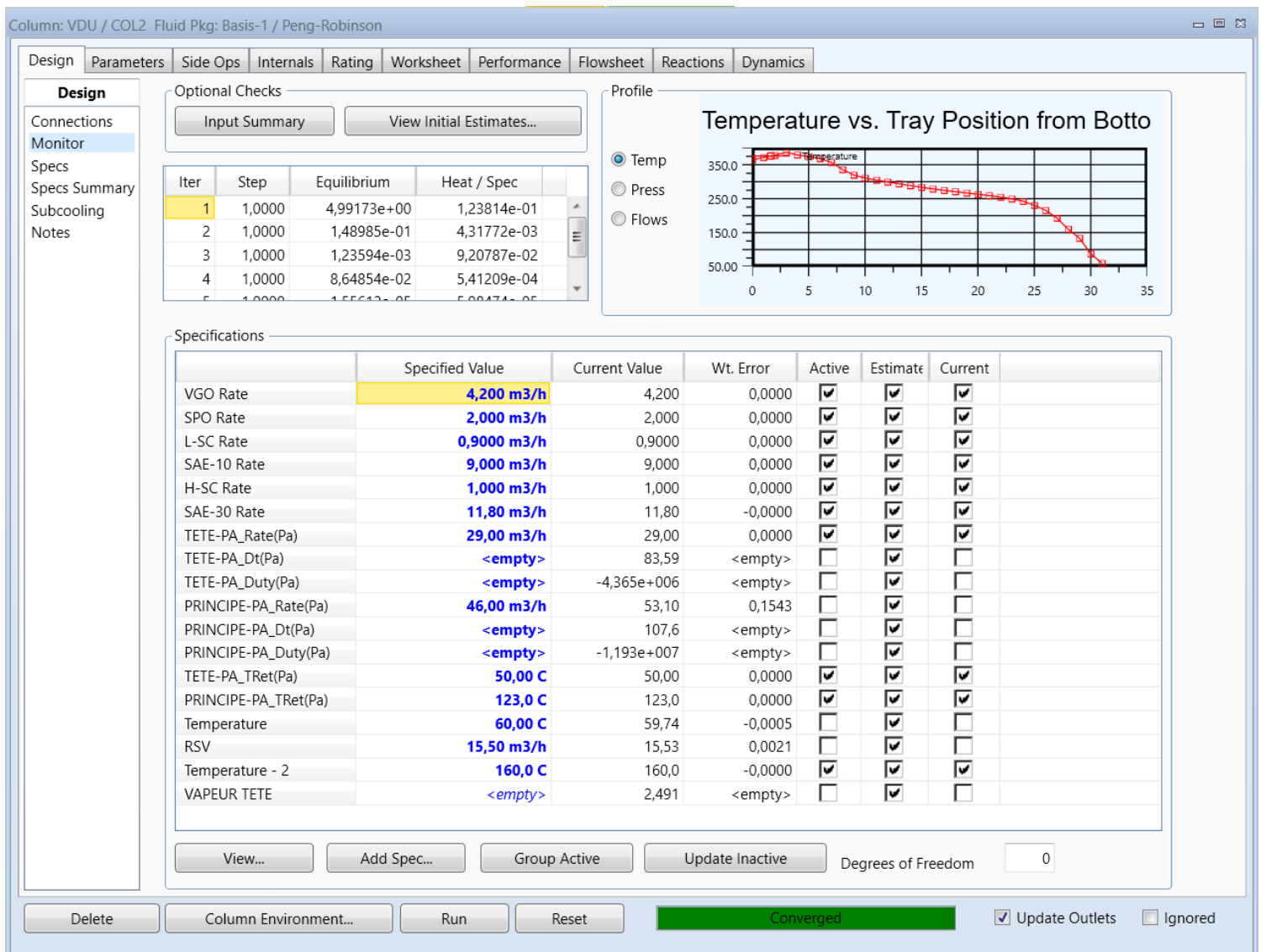


Figure IV.13 : Configuration de la colonne C101 a température de tête 60°C

Conclusion générale

L'exploitation de l'unité 100 de la zone 05 de RA1/Z, nous a permettait d'explorer l'industrie pétrolière par l'un des plus importants procédés du raffinage : "La distillation sous vide", et elle nous a permis d'essayer de résoudre un problème technique dans la colonne dû au paramètres opératoires de la colonne.

Un dysfonctionnement de la colonne est attaché par plusieurs paramètres, car le nature de procédé de distillation en point de vue technologique dite "procédé intégré", mais un bon exploitant qui peut déduire et distinguer entre les différentes influences de différent paramètres, en tenant compte de son baguage académique, son expérience et son analyse approfondie des données et d'analyses disponibles.

Dans notre modeste travail, nous avons essayé de résoudre le problème en tenant compte au rapport de test run effectué en juin 2022, est d'autre rapport de fiabilité d'équipement mécaniquement, ce qui confirme que cette anomalie dû à l'exploitation de la colonne C101, ou une erreur d'estimation de la situation.

Le paramètres clés qui contrôle la température de la tête de la colonne est bien : les débits de reflux, et pour définir le taux de reflux nécessaire pour démunie la température de la tête de colonne ; on a choisi de faire une simulation a l'aide du logiciel HYSYS, vue sa grande fiabilité et sa rigueur.

La simulation de la colonne C101 avec les paramètres de design, nous a confirmé la fiabilité de la conception et technologie de la colonne, vise aux résultats identiques obtenue.

Comme la simulation de la colonne C101 avec les paramètres actuels nous a confirmé, que c'est un problème d'exploitation, et il nous a permettait de résoudre le problème avec trois solutions possibles.

Recommandations :

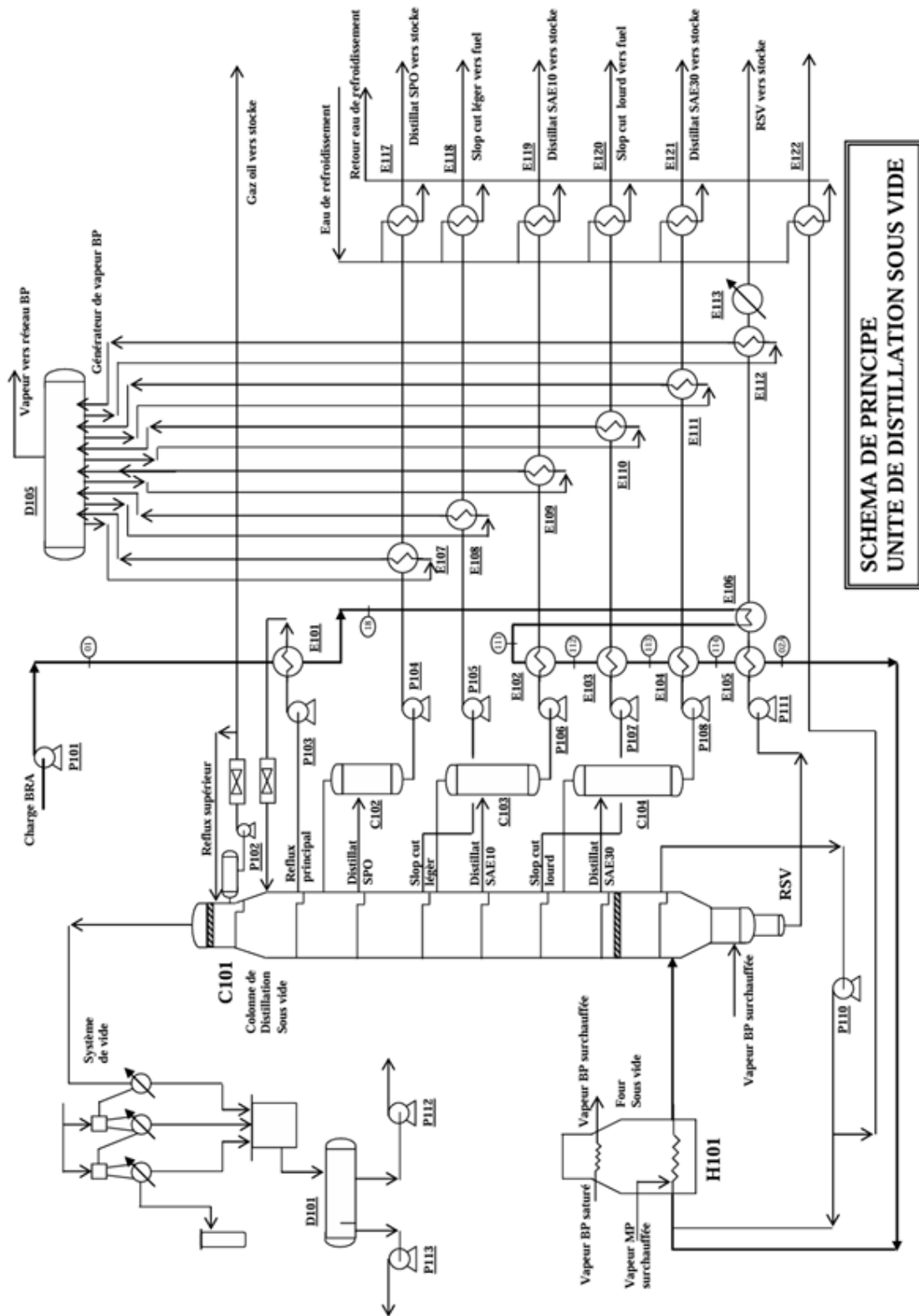
- De maintenir la résolution proposée par Hysys, qui vise à diminuer la température de la tête à 90°C, par l'augmentation du débit de reflux principale graduellement jusqu'à atteindre un débit de 81,02 (m³/h), tout en diminuant le taux de reflux de tête graduellement à 13,97 (m³/h).
- On a choisi cette résolution visée aux pertes au niveau de quantité de VGO, dont il peut satisfaire l'augmenter le débit de reflux de tête.
- Une fois on arrive sur la phase stationnaire ; tout en fixant la température de la tête à 90°C ; on va récupérer les pertes de charges qui nous permettent par suite d'une deuxième phase de transition pour diminuer la température de la tête à 60°C ; par l'augmentation du débit de tête à 29,0 (m³/h) tout en réduisant le débit de reflux principale à 53,10 (m³/h) graduellement.

Références bibliographiques

- [1] Document interne de la raffinerie d'Arzew.
- [2] Manuelle opératoire HB3.
- [3] Manuel de formation TOTAL : Cours exp-pr-pr180, le process, La distillation
- [4] Aide-mémoire de génie chimique, Emilian Koller, Dunod, 4th edition 2009.
- [5] Conception et Caractérisation d'un micro contacteur à film tombant : concept de distillation microstructurée, Thèse doctorat, par Kane Abdoulaye, INP de Lorraine.
- [6] Génie chimique-raffinage, par P. Wuithier, Tome 1, édition Technip 1972.
- [7] Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation, mémoire de master, université de Biskra, par Tina Djaber Amine.
- [8] <https://www.ilocis.org/fr/documents/ilo078.htm>
- [9] Le raffinage du pétrole tome 02 ; procédés de séparations, par J. Wauquier, édition Technip 1998.
- [10] Manuel de formation Total, cours exp-pr-eq100 ; les colonnes.
- [11] Surveillance d'un Condenseur d'une Colonne de Distillation par les méthodes Analytique et Graphique, mémoire magister université de Sétif, par Kara Fouzia
- [12] Manuel de formation UOP, Vacuum Distillation Unit, 2003 engineerings design séminaire.

Annexes

Annexe A : Schéma de principe d'unité 100

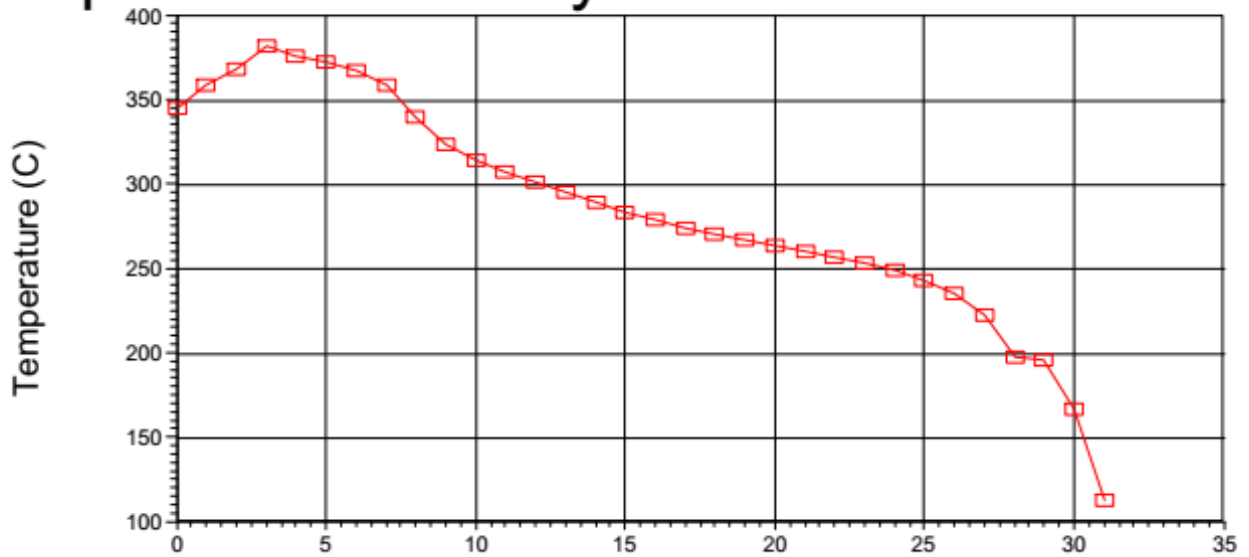


Annexe B : Compositions du BRA

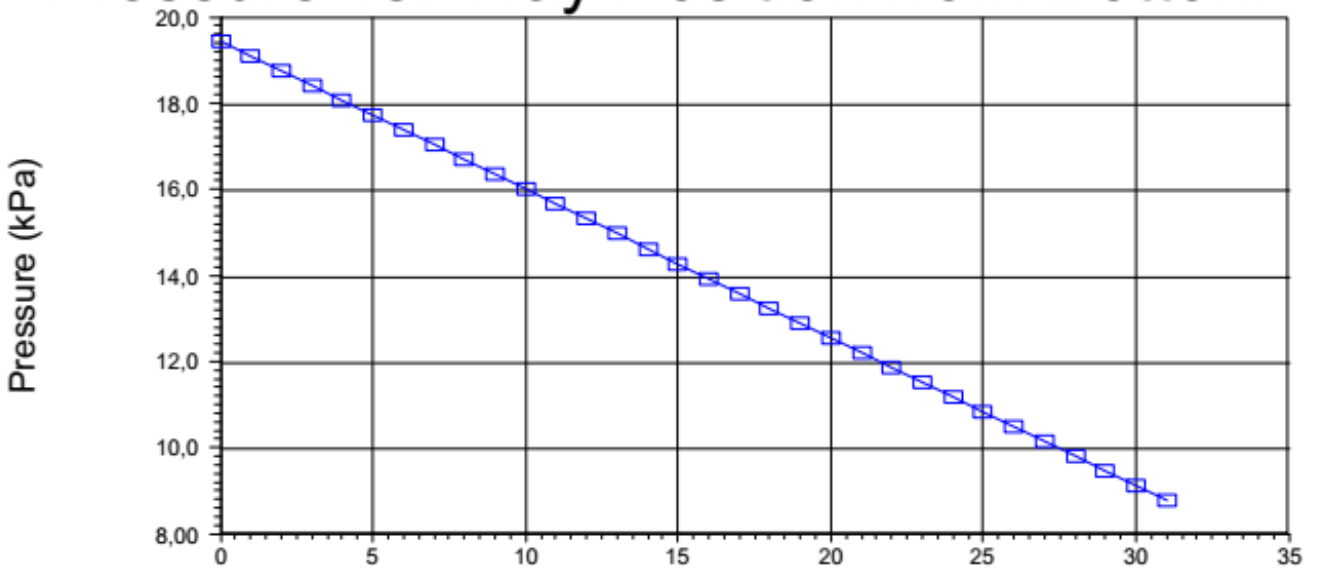
Hydrogen	0	Mpropane		320-330C*	1,94E-02
Nitrogen	0	33M-1-		330-340C*	2,52E-02
CO	0	butene	0	340-350C*	3,42E-02
Oxygen	0	H2O	1,38E-02	350-360C*	5,29E-02
Methane	0	36-40C*	0	360-370C*	6,69E-02
Ethylene	0	40-50C*	0	370-380C*	6,28E-02
Ethane	0	50-60C*	1,70E-07	380-390C*	5,57E-02
CO2	0	60-70C*	8,44E-07	390-400C*	4,75E-02
H2S	0	70-80C*	1,82E-06	400-410C*	4,00E-02
Propene	0	80-90C*	6,10E-06	410-420C*	3,42E-02
Propane	3,40E-09	90-100C*	9,64E-06	420-430C*	2,98E-02
i-Butane	4,35E-08	100-110C*	1,16E-05	430-440C*	2,67E-02
i-Butene	0	110-120C*	1,62E-05	440-450C*	2,45E-02
1-Butene	0	120-130C*	2,67E-05	450-460C*	2,33E-02
13-		130-140C*	3,98E-05	460-480C*	4,56E-02
Butadiene	0	140-150C*	5,69E-05	480-500C*	4,70E-02
n-Butane	2,73E-07	150-160C*	7,58E-05	500-520C*	4,98E-02
cis2-Butene	0	160-170C*	1,17E-04	520-540C*	5,22E-02
tr2-Butene	0	170-180C*	1,71E-04	540-560C*	4,68E-02
i-Pentane	8,70E-07	180-190C*	2,07E-04	560-580C*	3,81E-02
1-Pentene	0	190-200C*	2,84E-04	580-600C*	3,01E-02
2M-1-		200-210C*	4,13E-04	600-625C*	2,74E-02
butene	0	210-220C*	6,77E-04	625-650C*	1,78E-02
n-Pentane	8,73E-07	220-230C*	1,00E-03	650-675C*	1,08E-02
3M-1-		230-240C*	1,42E-03	675-700C*	6,03E-03
butene	0	240-250C*	2,05E-03	700-725C*	3,18E-03
2M-2-		250-260C*	3,06E-03	725-750C*	1,62E-03
butene	0	260-270C*	4,29E-03	750-775C*	8,31E-04
2M-13-C4==	0	270-280C*	5,69E-03	775-800C*	3,41E-04
tr2-Pentene	0	280-290C*	7,53E-03	800-825C*	1,44E-04
cis2-Pentene	0	290-300C*	9,72E-03	825-850C*	6,38E-05
Cyclopentane	0	300-310C*	1,25E-02	850+C*	6,78E-05
Cyclopentene	0	310-320C*	1,58E-02		
22-	0				

Annexe C : Column Sub-Flowsheet (actual case)

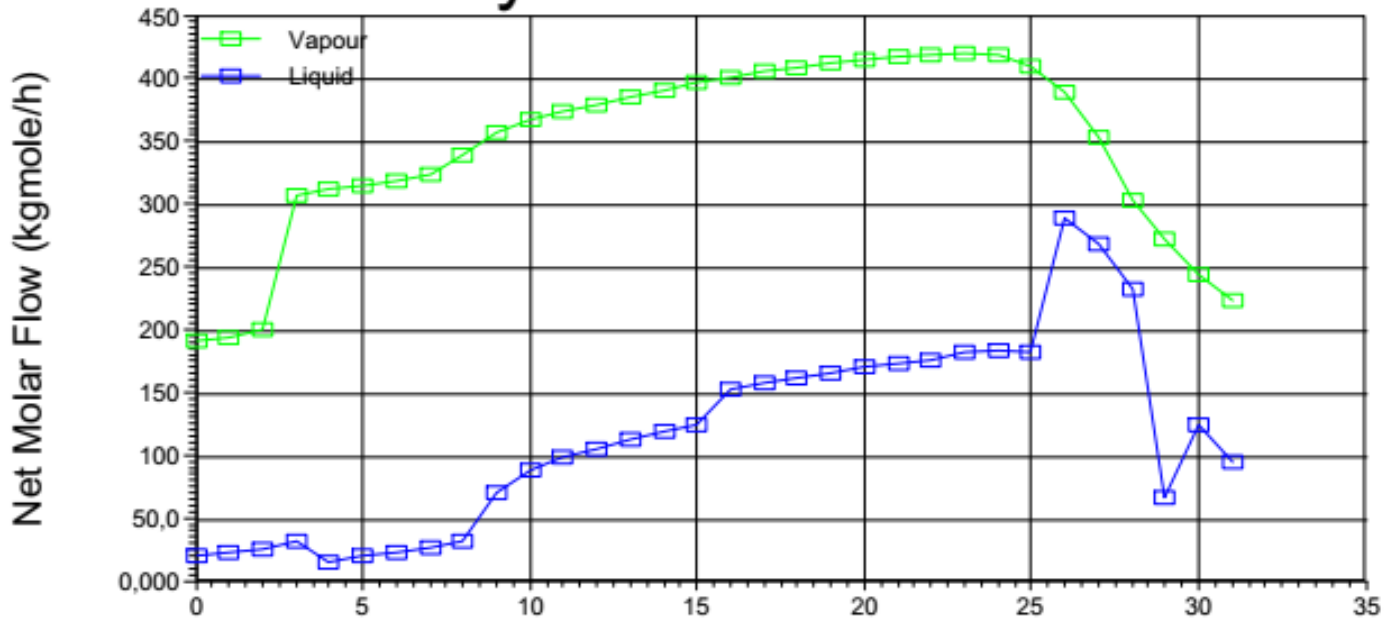
Temperature vs. Tray Position from Bottom



Pressure vs. Tray Position from Bottom



Flow vs. Tray Position from Bottom



PROFILES				
General Parameters				
Sub-Flow Sheet:	VDU (COL2)	Number of Stages:	32 *	
Profile Estimates				
	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)	
32_Main Tower	66.00 *	95.59	223.8	
31_Main Tower	167.7	124.8	244.5	
30_Main Tower	196.3	67.83	273.7	
29_Main Tower	160.0 *	233.1	303.9	
28_Main Tower	222.9	269.6	354.2	
27_Main Tower	235.7	289.5	390.7	
26_Main Tower	243.3	183.2	410.6	
25_Main Tower	249.5	184.6	419.2	
24_Main Tower	253.7	183.7	420.6	
23_Main Tower	257.2	176.5	419.7	
22_Main Tower	260.6	174.2	418.0	
21_Main Tower	263.9	171.6	415.7	
20_Main Tower	267.3	166.1	413.1	
19_Main Tower	270.9	162.6	410.0	
18_Main Tower	274.8	158.4	406.4	
17_Main Tower	279.2	153.7	402.3	
16_Main Tower	284.2	125.5	397.6	
15_Main Tower	290.1	119.7	391.9	
14_Main Tower	296.0	114.0	386.0	
13_Main Tower	302.0	106.1	380.4	
12_Main Tower	308.1	99.57	374.8	
11_Main Tower	314.8	89.31	368.3	
10_Main Tower	324.5	70.88	358.0	
9_Main Tower	340.6	32.48	339.6	
8_Main Tower	358.9	27.05	324.6	
7_Main Tower	368.0	24.09	319.2	
6_Main Tower	372.8	21.06	316.2	
5_Main Tower	376.7	15.56	313.2	
4_Main Tower	382.9	32.76	307.7	
3_Main Tower	369.1	26.55	200.8	
2_Main Tower	358.9	23.56	194.6	
1_Main Tower	357.0 *	20.70	191.6	

Pressure Profile		
	Pressure (kPa)	Pressure Drop (kPa)
32_Main Tower	8.799 kPa *	0.3442 kPa
31_Main Tower	9.143 kPa	0.3442 kPa
30_Main Tower	9.488 kPa	0.3442 kPa
29_Main Tower	9.832 kPa	0.3442 kPa
28_Main Tower	10.18 kPa	0.3442 kPa
27_Main Tower	10.52 kPa	0.3442 kPa
26_Main Tower	10.86 kPa	0.3442 kPa
25_Main Tower	11.21 kPa	0.3442 kPa
24_Main Tower	11.55 kPa	0.3442 kPa
23_Main Tower	11.90 kPa	0.3442 kPa
22_Main Tower	12.24 kPa	0.3442 kPa
21_Main Tower	12.59 kPa	0.3442 kPa
20_Main Tower	12.93 kPa	0.3442 kPa
19_Main Tower	13.27 kPa	0.3442 kPa
18_Main Tower	13.62 kPa	0.3442 kPa
17_Main Tower	13.96 kPa	0.3442 kPa
16_Main Tower	14.31 kPa	0.3442 kPa
15_Main Tower	14.65 kPa	0.3442 kPa
14_Main Tower	15.00 kPa	0.3442 kPa
13_Main Tower	15.34 kPa	0.3442 kPa
12_Main Tower	15.68 kPa	0.3442 kPa
11_Main Tower	16.03 kPa	0.3442 kPa
10_Main Tower	16.37 kPa	0.3442 kPa
9_Main Tower	16.72 kPa	0.3442 kPa
8_Main Tower	17.06 kPa	0.3442 kPa
7_Main Tower	17.40 kPa	0.3442 kPa
6_Main Tower	17.75 kPa	0.3442 kPa
5_Main Tower	18.09 kPa	0.3442 kPa
4_Main Tower	18.44 kPa	0.3442 kPa
3_Main Tower	18.78 kPa	0.3442 kPa
2_Main Tower	19.13 kPa	0.3442 kPa
1_Main Tower	19.47 kPa *	---