



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA FACULTE DE
TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

Simulation et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de distillation extractive C-51 de l'unité 200

Présenter par :

MERABET yassamine

Soutenu le : 01/07/2024

Devant les jurys composés de :

Président	MARSA Zoubida	MCA
Examineur	CHELGHAM Amel	MCB
Examineur	RAMDANE Nassima	MCB
Encadrant	BOULAHNECHE Samia	MCB
Co- Encadrant	SAADI Chahrazed	MCB

Année universitaire :2023/2024

Résumé :

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda est conçue pour récupérer du benzène à haute pureté contenus dans le reformat léger provenant des unités de reforming catalytique.

Une quantité importante de benzène est perdue dans le raffinat de la colonne de distillation extractive C-51.

Dans ce travail, nous avons concentré notre attention sur l'unité de récupération des aromatiques de la raffinerie de Skikda en particulier la section d'extraction en évaluant la possibilité de diminuer la quantité du benzène dans le raffinat par l'optimisation des paramètres de marche de l'unité.

Ce travail a été effectué par simulation avec le logiciel ASPEN HYSYS V11.

Les mots clés : distillation extractive, les pertes du benzène, logiciel HYSYS, simulation, optimisation.

ملخص :

تم تصميم الوحدة 200 من مصفاة سكيكدة لاستخلاص البنزين عالي النقاء الموجود في إعادة التشكيل الخفيف من وحدات الإصلاح الحفزي.

يتم فقدان كمية كبيرة من البنزين في الرافينات من عمود التقطير الاستخراجي.

في هذا العمل، ركزنا اهتمامنا على وحدة استخلاص العطريات بمصفاة سكيكدة وخاصة قسم الاستخلاص من خلال تقييم

امكانية تقليل كميات البنزين في الرافينات من خلال تحسين معلومات عمل الوحدة C-51.

تم تنفيذ هذا العمل عن طريق المحاكاة باستخدام برنامج ASPEN HYSYS V11 .

الكلمات المفتاحية: التقطير الاستخراجي، فقدان البنزين، برنامج هيسيس، محاكاة، تحسين.

Summary :

The unit 200 of the Skikda refinery is designed to recover high purity of benzene contained in light reformat from catalytic reforming units.

A significant amount of benzene is lost in the raffinate from the C-51 extractive distillation column.

In this work, we focused our attention on the aromatics recovery unit of the Skikda refinery in particular the extraction section by evaluating the possibility of reducing the quantities of benzene in the raffinate by optimizing the operating parameters of the unit.

This work was carried out by simulation with the ASPEN HYSYS V11 software.

The keywords : extractive distillation, benzene losses, HYSYS software, simulation, optimization

Remerciements

Ce projet n'aurait pas abouti sans la bénédiction du bon Dieu, qui m'a donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail.

C'est avec une profonde gratitude que j'adresse mes vifs remerciements à mes encadreurs Mme SAADI, Mme BOULAHNECHE pour leurs conseils, leur assistance et leur contribution à l'élaboration de ce travail.

Mes profonds remerciements et ma gratitude vont aussi au personnel de la raffinerie de Skikda pour leur accueil et leur aide à mener à bien ce travail, notamment le personnel de l'unité 200.

Sans oublier de remercier mes parents qui m'ont donné le courage et la force.

Enfin, j'adresse mes plus sincères remerciements aux enseignants du département raffinage et pétrochimie, pour tout le savoir qu'ils nous ont donné.

BTX :	Benzène-toluène-xylène
α_{ij} :	La volatilité relative.
SRC :	Colonne de récupération de solvant
EDC :	Colonne de distillation extractive
C_nH_{2n-6} :	Formule générale des composés chimiques aromatiques, n= le nombre d'atome.
GTC :	La Gestion Technique Centralisée.
GT-BTX :	La Gestion Technique benzène-toluène-xylène.
DE :	Distillation extractive.

Figure I.1: Plan d'implantation de la raffinerie de SkikdaRA1K	03
Figure I.2 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda	04
Figure I.3: Organigramme de la RA1K	06
Figure II.1 : la formule du benzène proposé par Kekulé	15
Figure II.2 : Les formes de résonance et délocalisée du benzène	16
Figure II.3 : La formule du toluène	16
Figure II.4 : Les isomères du xylène	17
Figure II.5 : L'éthylbenzène	17
Figure III.1 : Libre de Arte Distallandi	21
Figure III.2 Configuration de colonne de distillation : a/colonne de rectification, b/ colonne de distillation inverse, c/ colonne avec un bac intermédiaire.	24
Figure III.3 : Plateau à courants croisés	29
Figure III.4 : les passes des plateaux à courants croisés	31
Figures III.5 : Les plateaux à cloches	31
Figures III.6 : Les plateaux perforé	32
Figure III.7 : Les plateaux à clapets flottants	32
Figure III.8 : Les plateaux à clapets fixes	33
Figure III.9 : Garnissage en vrac	35
Figure III.10 : Garnissage structuré	36
Figure III.11 : Colonne à garnissage	37
Figure IV.3.1 : Schéma d'entraînement des opérations pour le procédé GT-BTX SM	40
Figure V.1 : Schéma du procédé de la distillation extractive C-51	61

Tableau 1.1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda05	
Tableau I.2 : Les caractéristiques des produits des unités U1-U11.	07
Tableau I.3 : Le bilan de production de la RA1K avant et après sa réhabilitation	12
Tableau II.1 : Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatique	15
Tableau IV.1 : Caractéristiques commerciales du benzène	58
Tableau IV.2 : Caractéristiques commerciales du toluène	58
Tableau V.1 : La charge du cas design du procédé de la distillation extractive C-51	60
Tableau V.2 : Les débit molaires donnée par la simulation du raffinat et du solvant riche	62
Tableau V.3 : la comparaison du raffinat du simulation et du design	63
Tableau V.4 : comparaison de la composition du solvant riche entre la simulation et le design	64
Tableau V.5 : comparaison entre la composition de la charge du cas réel et cas design	66
Tableau V.6 : comparaison entre les résultats données par HYSYS aux données du design	67
Tableau V.7 : Résultat de la simulation des paramètres de marche	68

Sommaire

Résumé	
Liste des indices et abréviations	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Introduction générale	01
Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)	
I.1 Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)	04
I.1.1 Situation géographique	04
I.1.2 Historique de construction	04
I.2 Organigramme général de la raffinerie de Skikda	06
I.3 Les principales installations de la RA1K	06
I.4 Présentation des différentes unités de production	07
I.4.1 Unité de distillation atmosphérique U10-11	07
I.4.2 Unité de Magnaforming U100 et Platforming U101 et U103	07
I.4.3 Unité d'extraction des aromatiques U200	07
I.4.4 Unité de séparation du paraxylène U400	08
I.4.5 Unité de production de bitume U70	08
I.4.6 Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104	08
I.4.7 unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX)	09
I.4.8 Unité 1050,1051 centrales thermoélectriques (CTE)	09
I.4.9 Unité 1020-1021-1022 Tour de refroidissement (A, B, C, D)	09
I.4.10 Unité 1110 de l'azote	09
I.4.11 Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)	10
I.4.12 Unité 1080 : Air comprimé	10
I.4.13 Unité 62 de déminéralisation	10
I.4.14 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)	10
I.4.15 Laboratoire de contrôle	10

I.5	Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda	11
I.5.1	Objectif du projet	11
I.5.2	Le programme du projet	11
I.5.3	Bilan de production de la raffinerie RA1K	12
Chapitre II : Généralité sur les aromatiques		
II.1	Généralité sur les aromatiques	13
II.2	Structure chimique des aromatiques	13
II.3	Source des aromatiques	13
II.4	Les hydrocarbures aromatiques industriels	13
II.5	Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques	14
II.6	Présentation des solvants BTX	15
II.6.1	Le benzène	15
II.6.2	Le toluène	16
II.6.3	Le xylène	17
II.7	Procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques	18
II.7.1	Le reformage catalytique	18
II.7.2	Le vapocraquage	18
II.7.3	La distillation extractive	18
II.8	Techniques de caractérisations de la teneur en famille d'hydrocarbures	19
II.9	L'indice d'octane	19
Chapitre III : La distillation		
III.1	Définition de la distillation	21
III.2	Principes de la distillation	21
III.3	La rectification	22
III.3.1	La définition de la rectification	22
III.3.2	Principe de la rectification	22
III.4	Mode opératoire de la distillation	23
III.4.1	Distillation en mode continue	23

III.4.2 Distillation en mode discontinue	23
III.5 Procédés de distillation discontinue pour les mélanges complexes	26
III.5.1 Distillation en utilisant les sels ioniques	26
III.5.2 En distillation réactive	26
III.5.3 Distillation azéotropique	26
III.5.4 Distillation extractive	27
III.5.5 Méthode divers hybrides	28
III.6 Les colonnes de distillations	28
III.7 Les types des colonnes de distillation	28
III.7.1 Les colonnes à plateaux	28
III.7.1.1 Généralité	28
III.7.1.2 Les types de plateaux	31
III.7.1.3 L'installation des plateaux	33
III.7.1.4 Capacité des plateaux	33
III.7.2 Les colonnes à garnissage	34
III.7.2.1 Généralité	34
III.7.2.2 Les types de garnissage	35
III.7.2.3 Description et principe de fonctionnement	36
Chapitre IV : Présentation de l'unité 200	
IV.1 Généralité	38
IV.2 Description du procédé	38
IV.3 Section de distillation extractive	39
IV.3.1 Distillation extractive	39
IV.3.2 Récupération du solvant	43
IV.3.3 Régénération du solvant	48
IV.3.4 Génération de vapeur et circuit d'eau	49
IV.4 Section post-fractionnement	50
IV.4.1 Traitement d'argile	50

IV.4.2 Fractionnement du benzène	51
IV.4.3 Fractionnement du toluène	55
IV.5 Système de stockage du solvant	56
IV.6 Stockage de l'extrait-Bac de charge d'argile	57
IV.7 Facteurs influant sur la perte et la qualité du solvant	57
IV.8 Facteur influant sur la récupération des aromatique	58
IV.9 Caractéristiques commerciales du benzène et du toluène ;	58
Chapitre V : Simulation du procédé de distillation extractive	
V.1 Introduction	59
V.2 Description du simulateur HYSYS	59
V.3 Simulation du procédé	60
V.3.1 Simulation du cas design	60
V.3.1.1 Le choix du modèle thermodynamique	61
V.3.1.2 Résultat de la simulation par rapport aux données du constructeur	61
V.3.2 Simulation du cas réel	65
V.3.2.1 Composition de la charge	65
V.3.2.2 Composition de raffinat « fraction massique »	67
V.3.3 Optimisation des paramètres de marche	68
La conclusion générale	69
Références bibliographiques	70
Les annexes	71

Introduction générale

La chimie a pris un développement considérable dans le domaine de l'exploitation des hydrocarbures et du raffinage et leurs dérivés issus du traitement du pétrole.

Ainsi, la demande en hydrocarbures aromatiques issue de la distillation du naphtha, n'a cessé de croître. Ils sont utilisés dans différentes branches de l'industrie, d'où la nécessité de les valoriser pour leurs utilisations en synthèse pétrochimique.

De façon bien plus marquée, le benzène et le toluène qui sont fréquemment utilisés comme solvants, dans les colles, vernis, peintures, encre, et aussi en tant qu'additifs pour les essences pour augmenter l'indice d'octane.

Ainsi l'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques des coupes pétrolières légères, parmi ces méthodes la distillation extractive.

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda, est conçue pour récupérer du benzène et du toluène à haute pureté contenus dans une charge appelée le reformat léger provenant d'une unité de reformage catalytique.

L'unité adopta depuis le démarrage l'extraction liquide-liquide comme procédé de séparation des aromatiques, mais pour la raison de faible efficacité et les nombreux rencontrés, Unité 200 a été rénové en 2013 dans le cadre de la réhabilitation de la RA1K par l'achat d'une licence d'un nouveau procédé GT-BTX (distillation extractive) et modernisation de l'instrumentation, ce dernier a permis d'augmenter le rendement en aromatiques.

Mais après une année de fonctionnement de l'unité, la quantité du benzène récupérée est inférieure à la quantité du design.

Dans l'objectif de minimiser les pertes en benzène, notre travail consiste à faire un suivi de la section d'extraction plus précisément la colonne de distillations extractive C-51, d'étudier l'influence des paramètres tel que : la charge, la température, le taux de reflux et le point d'alimentation qui influe directement sur la quantité de benzène récupéré et enfin une optimisation des paramètres de marche en utilisation le logiciel ASPEN HYSYS.

Notre étude est subdivisée en cinq chapitres :

- Une présentation sur la raffinerie d Skikda RA1K.
- Généralités sur les aromatiques

- La distillation
- Une présentation sur l'unité 200
- Finalement on a fait une partie pratique pour optimiser les paramètres de marche de l'unité 200.

Chapitre I :

Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)

La raffinerie de Skikda est le premier important complexe pétrochimique en Algérie et a pour objectif de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie de raffinage en traitant le pétrole brut et ses dérivés en vue d'obtenir des produits finis destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

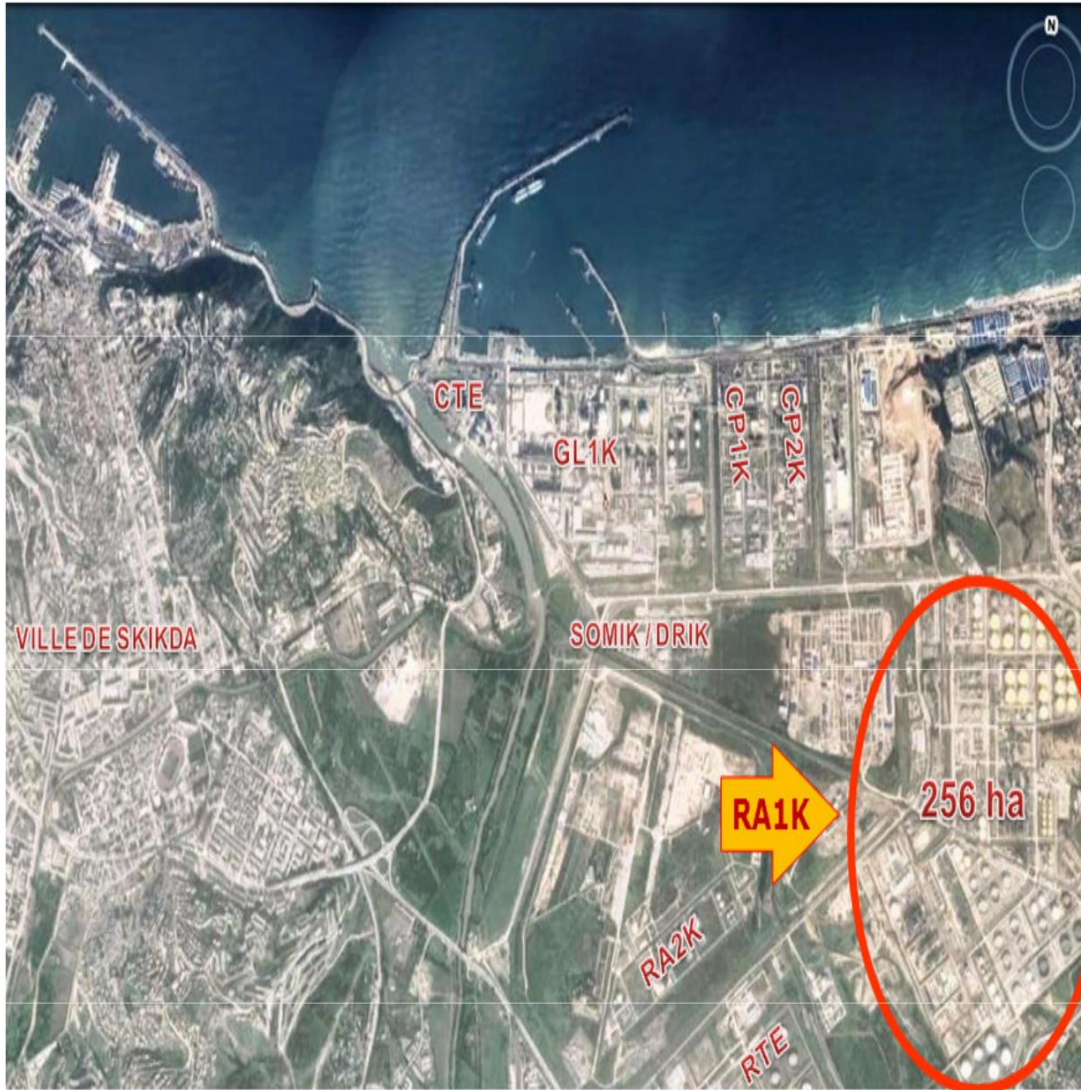


Figure I.1 : Plan d'implantation de la raffinerie de Skikda RA1k [1].

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

I.1.1 Situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7Km à l'est de Skikda et à 2Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport- Est (ETU) de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud). Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'au complexe de 760Km [1].

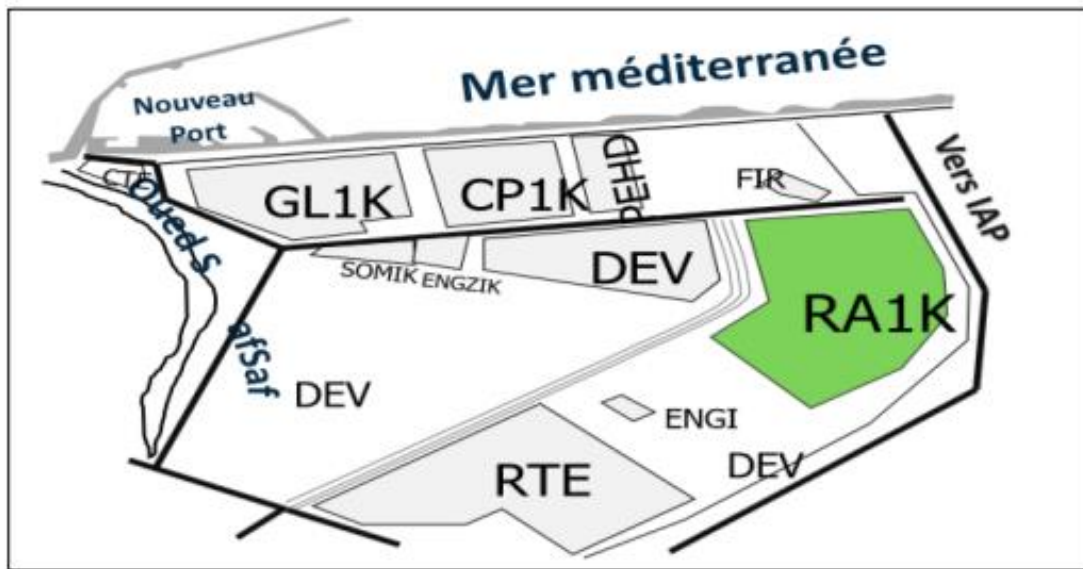


Figure I.2 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda [1].

I.1.2 Historique de construction

La raffinerie de Skikda a été construite en Janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 Avril 1974 entre le gouvernement Algérien et le constructeur Italien SNAMPROGETTI et SAIPEM, la mise en vigueur du contrat a été effectuée un an après : le 11 Mars 1975; assisté par la sous-traitance de trois (03) principales sociétés nationales à savoir : SONATRO pour le traçage des routes et SONATIBA pour la construction des immeubles et de la tour de refroidissement, ainsi que la SNMETAL pour la construction des réservoirs.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 Janvier 1976, pris fin Mars 1980 ; Le coût total de cette réalisation étant de 3.402.872.000 DZD.

Il faut noter qu'il y a deux unités, construites par la société japonaise J.G.C Corporation. C'est deux unités sont :

- L'unité de prétraitement et de reforming catalytique –II- (PLATFORMING U101/103).
- L'unité de traitement et séparation des gaz (U104).

C'est des unités ont démarré en octobre 1993 ; ainsi que d'autre utilités. Le démarrage progressif de production s'est succédé comme suit :

Tableau I.1: Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda [1].

Unité	Capacité (t /an)	Date
Topping (U10)	7500000	1980
Topping (U11)	7500000	1980
Séparation GPL (U30)	306500	1980
Séparation GPL (U31)	283000	1980
Reforming catalytique (U-100)	1165000	1980
Extraction de fractionnement des aromatiques (U200)	285000	1980
Cristallisation du paraxylène (U400)	430000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)	277000	1980
Reforming catalytique (U103)	1165000	1993
Séparation GPL (U104)	96000	1993
Parc de stockage (U600)	2700000 (m ³)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique	-	1980 et 1993

I.2 Organigramme général de la raffinerie de Skikda

La raffinerie de Skikda est organisée comme suit :

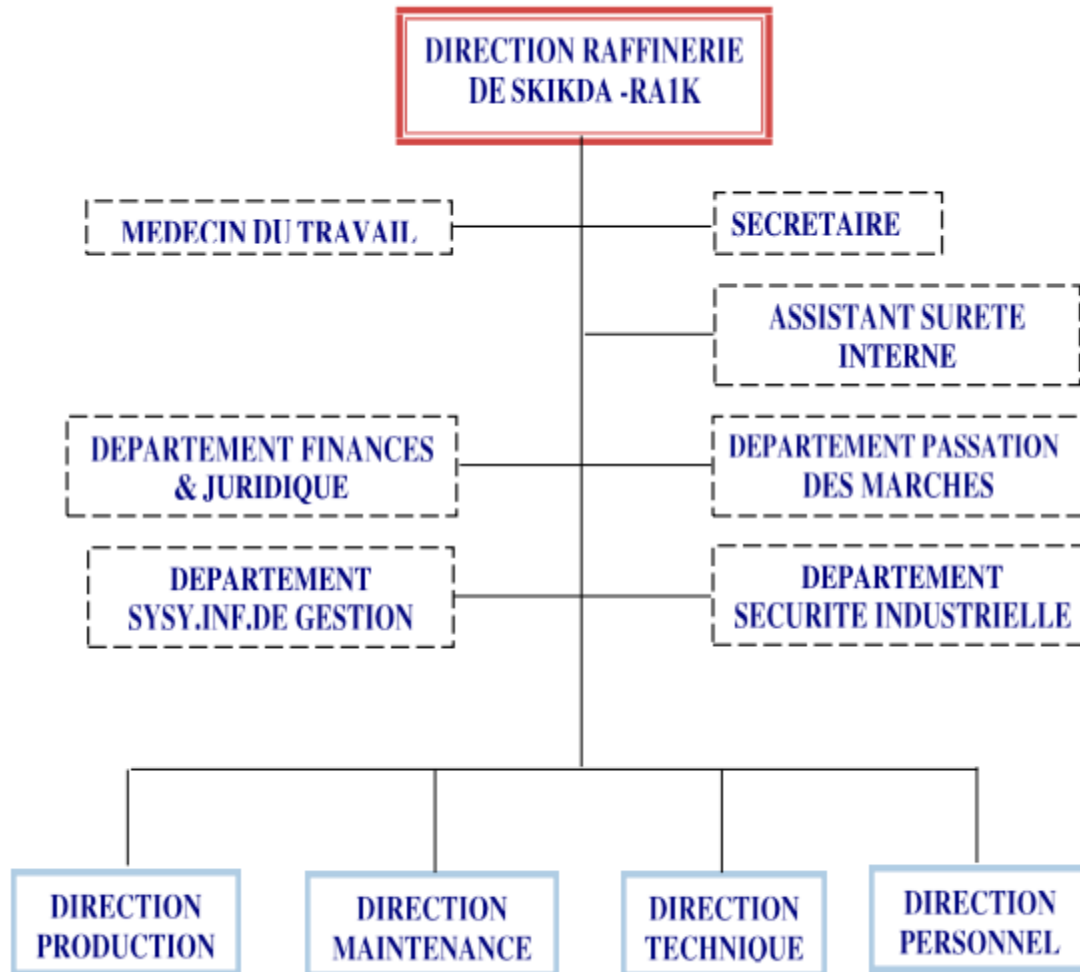


Figure I.3 : Organigramme de la RA1K [1].

I.3 Les principales installations de la RA1K

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production :

- 02 de distillation atmosphérique (TOPPING), Unité 10 et 11.
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming).
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming).
- Unité 30/31 et 104 : gaz plant (traitement et séparation des gaz GPL).
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques.

- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (production des bitumes).
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des xylènes.
- Unité C.T.E 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C.T.E1).
- Centrale thermique électrique et utilités (C.T.E2).
- Unité 900 de la production d'hydrogène.
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MEL.EX) ; MELEX nord, Est et sud.

I.4 Présentation des différentes unités de production

I.4.1 Unité de distillation atmosphérique U10-11

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Les unités U10-11 traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants :

Tableau I.2 : Les caractéristiques des produits des unités U10-11 [1].

GPL	Naphta A	Naphta B	Naphta C	Kérosène	Gasoil léger	Gasoil lourd	Résidu
<28 °C	28÷65 °C	65÷150 °C	150÷180 °C	180 ÷225 °C	225÷360 °C	320÷380 °C	>380°C

I.4.2 Unité de Magnaforming U100 et Platforming U101 et 103

La Magnaforming et le Platforming ont pour but de transformer le naphta moyen et lourd obtenus du Topping en réformât utiliser comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

I.4.3 Unité d'extraction des aromatiques U200

L'unité a pour but d'extraire de l'essence reformée des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger

provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100.

- Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnées à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Tectiv 100.
- Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement ou il est séparé en benzène, toluène et en aromatique lourds par la distillation.

I.4.4 Unité de séparation du paraxylène U400

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (méta-ortho) et l'éthyle-benzène. Le paraxylène est commercialisé tel qu'il est, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

I.4.5 Unité de production de bitume U70

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où il sera oxydé au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.4.6 Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103 dans l'ordre suivant :

- Unité 30 : traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane.
- Unité 31 : reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.

- Unité 104 : elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

I.4.7 Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX)

La raffinerie possède une capacité de stockage de 2.500.000T/an environ. L'unité comprend les équipements nécessaires au mouvement blending et exportation des produits finis. L'évacuation des produits finis se fait par un réseau de plusieurs canalisations vers les deux ports de Skikda, les dépôts G.P.L et carburants de Skikda ainsi que le centre installation intégrée de distribution du Khroub (Constantine). L'évacuation du bitume routier se fait quant à elle par camions et par pipeline vers le port. La majorité des produits finis sont obtenus à partir du mélange de plusieurs produits de base, car il serait difficile d'obtenir directement (tout en restant dans les limites de la rentabilité) des produits répondant aux spécifications.

I.4.8 Unité 1050, 1051 centrales thermoélectriques (CTE)

La CTE est une unité primordiale de l'industrie pétrolière. La CTE 01 a été conçue en 1976 pour la production et la CTE 02 en 2012. C'est le système cerveaux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour le marché de toutes les unités.

I.4.9 Unité 1020-1021-1022 Tour de refroidissement (A, B, C, D)

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydrique HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéroréfrigérants et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

I.4.10 Unité 1110 de l'azote

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7.7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane).

I.4.11 Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression.

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir de l'eau des condenseurs provenant de circuits vapeurs dans l'unité de production.

I.4.12 Unité 1080 : Air comprimé

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs. Une partie de cet filtré comprimée est envoyée vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine, peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production.

I.4.13 Unité 62 de déminéralisation

L'unité 62 est désignée pour déminéralisation l'eau dessalée provenant des CPIK ou GNL pour l'alimentation des chaudières et les autres unités.

I.4.14 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)

Elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issu de l'unité 100, afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices de l'hydrogène (unité 500...).

I.4.15 Laboratoire de contrôle

Le service laboratoire dépend du département technique, le laboratoire de la raffinerie est un laboratoire de contrôle des unités et d'analyse des produits finis commercialisés soit vers le marché extérieur, soit vers le marché intérieur.

I.5 Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda

La raffinerie de Skikda dont la capacité est de 15 millions de tonne /an de traitement de pétrole brut pour la production, entre autres, de GPL, carburants et aromatiques ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an) pour la fabrication de bitumes, a été mise en service en 1980. Le groupe Sonatrach et la société sud-coréenne (Samsung engineering & construction) ont signé, en juillet 2009 un contrat portant sur la réhabilitation, l'adaptation et la modernisation de la raffinerie de Skikda [1].

I.5.1 Objectifs du projet

- Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- Lever les contraintes d'exploitation.
- Adapter l'outil de production à l'évolution des spécifications des produits raffinés (normes européennes).
- Augmenter les capacités de raffinage de pétrole brut et de production des aromatiques, produits à très forte valeur ajoutée.
- Moderniser le réseau électrique.
- Moderniser l'instrumentation.

1.5.2 Le programme du projet

Le programme du projet de réhabilitation et d'adaptation est :

- Réhabilitation des deux unités de distillation atmosphérique avec augmentation de capacité de 10% pour le traitement du pétrole brut de qualité HASSI MESSAOUD.
- Réhabilitation des deux unités de séparation des GPL.
- Réhabilitation des utilités et des off-sites.
- Modernisation de l'instrumentation par l'installation d'un système numérique de contrôle commande et la construction d'une nouvelle salle de contrôle centralisée.
- Moderniser le système de réception et de distribution de l'électricité.
- Remise à niveau de l'unité de reforming catalytique (reforming 1) et reconfiguration de la chaîne de production des aromatiques par la refonte de l'unité de récupération du benzène

et du toluène, la construction d'une unité de cristallisation du paraxylène et d'une unité d'isomérisation des xylènes.

- Construction de deux unités d'isomérisation des naphthas permettant de disposer d'une base à haut indice d'octane.
- Construction de deux unités d'hydrodésulfuration de gas-oil [1].

I.5.3 Bilan de production de la raffinerie RA1K

Tableau I.3 : le bilan de production de la RA1K avant et après sa réhabilitation [2].

Charge	Avant Réhabilitations (t/an)	Après Réhabilitation (t/an)
Pétrole brut, TPA	15000000	18000000
Produit		
GPL	365000	644200
Naphta	1700000	3753800
Essence	2180000	2135400
Jet a1	1500000	1500000
Diesel	4250000	5913800
Fuel oil	4300000	4270800
Benzène	90000	197300
Toluène	11000	16900
Paraxylène	38000	220100

Chapitre II :

Généralité sur les aromatiques

II.1 Généralité sur les aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques sont des hydrocarbures qui possèdent les propriétés particulières associées au cycle benzénique lequel est constitué par un cycle hexagonal portant à chacun de ses sommets un groupement carbone-hydrogène. Les liaisons qui unissent les six carbones du cycle ont des propriétés intermédiaires entre celles de la simple et de la double liaison [3].

II.2 Structure chimique Des aromatiques

Les aromatiques sont des hydrocarbures très stables grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle de formule générale C_nH_{2n-6} . Les aromatiques sont différentes des autres hydrocarbures par le fait qu'ils sont présentés un noyau aromatique et aussi leur rapport C/H est très élevé. Ils sont considérés comme dérivants d'un hydrocarbure de base C_6H_6 [1].

II.3 Sources des aromatiques

- **Source industrielle :** Les principales sources d'hydrocarbures aromatiques sont la distillation de la houille et un certain nombre d'opérations pétrochimiques et en particulier, le vapocraquage, le reformage catalytique, la distillation du pétrole brut.
- **Source naturelle :** Les huiles essentielles contenant des terpènes et du *p*-cumène peuvent être aussi obtenues à partir de pins, d'eucalyptus et de plantes aromatiques ce sont également des sous-produits de l'industrie papetière utilisant la cellulose du pin [3].

II.4 Les hydrocarbures aromatiques industriels

Les hydrocarbures aromatiques de première génération les plus utilisés : le benzène, le toluène et les trois isomères de xylènes occupent une place particulière. Les tonnages les plus significatifs de ces produits non séparés sont consommés pour la fabrication de carburants. A l'état pur, ils servent également de matières premières pour de nombreuses synthèses pétrochimiques. Plus de 90% des BTX produits dans le monde proviennent des unités de conversion de coupes pétrolières et principalement du reformage catalytique et du vapocraquage du Naphta.

Les essences de reformage et de vapocraquage subissent toutes une série de traitement permettant la séparation physique du benzène, du toluène et des xylènes. Ces derniers sont obtenus dans des proportions non adaptées à la demande. Il est alors nécessaire de procéder à des transformations complémentaires :

- ❖ Conversion des aromatiques par hydroalkylation du toluène en benzène.
- ❖ Isomérisation des xylènes et de l'éthylbenzène.
- ❖ Désalkylation de l'éthylbenzène.
- ❖ Dismutation / transalkylation du toluène, etc.

Pour pouvoir être commercialisés, les BTX doivent répondre à des spécifications de pureté très sévères. Il existe de nombreuses techniques pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites soit dans le vapocraquage, soit dans le reformage catalytique. Parmi ces traitements son distingue l'extraction par solvant des hydrocarbures aromatiques qui se trouvent en mélange avec les paraffines et les naphènes dans la coupe légère du reformat [4].

II.5 Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques

Les benzéniques ont tous une odeur d'où le nom d'aromatiques. Ils sont aussi toxiques. A 20 °C et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphalène est solide.

Le benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants, des liquides incolores d'odeur aromatique mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité.

Le noyau benzénique est hautement insaturé et portant à 20°C les hydrocarbures benzéniques sont stables vis-à-vis de l'air et des réactifs. La réactivité s'amorce à des températures supérieures à 50°C et les réactions de substitution prédominent : alkylation, désalkylation, isomérisation, oxydation, nitration, sulfonation et chloration [4].

Les propriétés physiques des BTX et de l'ethyl-benzène sont énumérées dans le tableau suivant :

Tableau II.1 : propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques [1].

Produits	d^{20}_4	T °C d'ébullition à 0,1 MPa	Point de fusion	Point d'éclaire	Masse moléculaire (g/mol)
Benzène	0,8787	80,1	5,5	11	78,1
Toluène	0,8669	110,6	-59,4	04	92,1
O-xylène	0,8802	144,4	-25,2	17	106,2
M-xylène	0,8642	139,1	-47,9	27	106,2
P-xylène	0,8611	138,3	-13,3	25	106,2
Ethyl-benzène	0,8670	136,2	-95	27	106,2

II.6 Présentation des solvants BTX

II.6.1 Le benzène

Le benzène est le composé homologue le plus simple de la série des hydrocarbures aromatiques. C'est une molécule cyclique plane comprenant six atomes de carbone disposés selon un hexagone régulier. Il s'agit d'un produit volatil, incolore et dégageant une odeur caractéristique. Il est soluble dans l'eau à raison 1000 mg/L et miscible dans de nombreux solvants organiques. Le benzène a pour formule C_6H_6 , tous les H sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul composé.

La molécule doit être donc symétrique. La première formule du benzène proposé par KEKULE était :

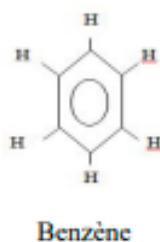


Figure II.1 : la formule du benzène proposé par 'Kekulé [1].

Le benzène est le dérivé aromatique le plus stable. Ses liaisons font toutes la même longueur intermédiaire entre une liaison une liaison double et liaison simple. On observe une résonance infinie c'est-à-dire qu'on retombe sur la même forme de résonance. Cette propriété est stabilisante.



Figure II.2 : Les formes de résonance et délocalisée du benzène [1].

✚ L'utilisation :

C'est un précurseur important pour la synthèse de nombreux composés organiques : matière plastiques, caoutchoucs synthétiques, solvant, plastifiants, détergents, parfum, colorants, additifs alimentaires, médicaments, pesticides, explosifs, etc. Il est également utilisé comme solvant dans différentes industries et comme additif antidétonant dans l'essence. Le benzène permet d'augmenter l'indice d'octane [1].

En Algérie la totalité du Benzène produit est destiné pour le marché extérieur.

II.6.2 Le toluène

Le toluène, également appelé méthylbenzène ou phénylméthane ou encore méthyl benzol appartient à la série de composés organiques connus sous le nom d'alkyl benzène. C'est une aromatique à noyau monocyclique auquel s'attachent divers groupes d'alkyl. Le toluène de formule brute C_7H_8 .

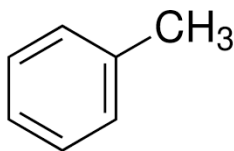


Figure II.3 : la formule du toluène [1].

✚ L'utilisation

Le toluène sert à élever l'indice d'octane dans les carburants mélanger avec du benzène et des xylènes. Il est donc présent dans divers carburants pétroliers. Il sert également de solvant ou élément de fabrication de peintures et vernis. On s'en sert comme produit de départ pour divers procédés industriels : synthèse du caoutchouc, du phénol, du TNT (trinitrotoluène), du d'isocyanate de toluène (TDI) et nécessaire pour obtenir la mousse de polyuréthane [1].

II.6.3 Le xylène

Le xylène contient trois isomères Ortho-xylène, Méta-xylène, Para-xylène et de l'éthylbenzène. Le xylène de formule brute C_8H_{10} .

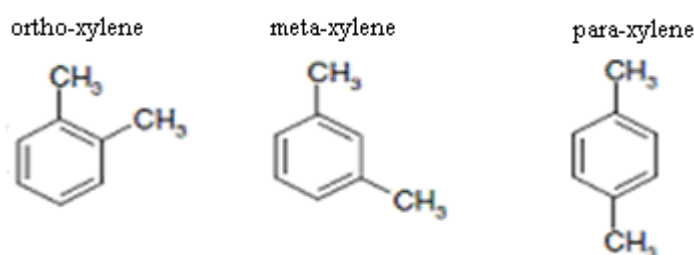


Figure II.4 :Les isomères du xylène [1].

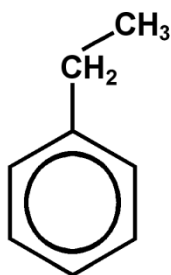


Figure II.5 :L'éthylbenzène [1].

✚ L'utilisation

Le para-xylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène. L'ortho-xylène entre dans la fabrication de plastifiants, de polyesters et des peintures Glycéro – phtaliques. Le méta-xylène est également une matière première pour

la fabrication des polyesters. L'éthylbenzène peut donner par déshydrogénation du styrène (vinylbenzène). Le mélange des xylènes plus éthylbenzène est utilisé comme solvant [2].

II.7 Procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques

Les principales techniques utilisées pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produits soit par vapocraquage soit par reformage catalytique sont la distillation, la cristallisation, la distillation azéotrope, la distillation extractive et l'extraction par solvant.

II.7.1 Le reformage catalytique

Le but essentiel du reformage catalytique était la transformation des coupes pétrolières à faible indice d'octane couramment appelées Naphta en base pour carburants à haut indice d'octane. Il existe maintenant des techniques fonctionnant à plus haute sévérité où la production d'aromatiques est optimisée.

Le reforming catalytique est donc principalement un procédé de raffinage très largement décrit par ailleurs dans divers ouvrages spécialisés.

II.7.2 Le vapocraquage

De nombreuses techniques de pyrolyse ont été expérimentées. Cependant la pyrolyse des hydrocarbures mélangés à la vapeur d'eau des tubes chauffés par des brûleurs, s'est universellement répandue et constitue actuellement le procédé quasi unique de fabrication des oléfines. Cette technique généralement appelée Steam-cracking sert également à la fabrication des hydrocarbures aromatiques en particulier le benzène [4].

II.7.3 La distillation extractive

Cette dernière emploie un solvant à haut point d'ébullition ayant une affinité pour les hydrocarbures aromatiques, le solvant emprisonne ces derniers au fond de la colonne de distillation en agissant sur leur volatilité : comme exemple la température du benzène augmente de 37.8 °C alors que celle du cyclohexane augmente de 10.55 °C seulement. On récupère alors la fraction des hydrocarbures non aromatiques au sommet de la colonne et la fraction de solvant riche (en

aromatiques) au fond, une deuxième séparation par distillation est nécessaire pour récupérer les aromatiques et recycler le solvant [2].

II.8 Techniques de caractérisations de la teneur en famille d'hydrocarbures

Plusieurs méthodes d'analyse permettent de déterminer la composition des fractions pétrolières. Certaines de ces méthodes basées sur un calcul empirique, ne peuvent pas assurer une bonne précision. Mais actuellement, c'est le moyen le plus pratique d'analyse des fractions pétrolières. D'autres méthodes plus élaborées ont pris leur importance pour l'identification des composants des fractions pétrolières telles que la chromatographie en phase gazeuse (CPG) et la chromatographie en phase liquide à hautes performances (HPLC), ainsi que la spectroscopie de masse, la spectroscopie infrarouge et la CPG couplée à la spectrométrie de masse [4].

II.9 L'indice d'octane

L'indice d'octane est une mesure de la qualité ou de la performance de l'essence. Plus l'indice est élevé, plus le carburant brûle à l'intérieur du moteur d'un véhicule. Les véhicules à haute performance nécessitent des carburants avec un indice d'octane plus élevé.

L'indice d'octane d'un mélange d'essence spécifique est basé sur les rapports de deux composés dans l'essence : l'iso-octane, un composé ayant la même formule chimique que l'octane mais avec une structure et des propriétés légèrement différentes (ce sont des isomères chimiques), et le heptane normal. Ces deux composés représentent les deux extrêmes de l'échelle, l'iso-octane pur ayant une note de 100 et le n-heptane une note de zéro. Ainsi, un mélange de 90 % d'iso-octane et de 10 % de n-heptane aurait un indice d'octane de 90.

Plus l'indice d'octane est élevé, plus l'essence peut supporter la compression du piston avant de s'enflammer dans le moteur. La capacité de l'essence à résister à la compression est très importante pour les véhicules qui fonctionnent à l'essence traditionnelle. En revanche, les moteurs diesel ne compriment pas le carburant, mais l'air, puis le carburant est injecté. Ces moteurs utilisent des indices différents, appelés indice de cétane [11].

C'est au sein des alcanes, famille d'hydrocarbures, que l'on trouve l'octane, de formule chimique C_8H_{18} . Son rôle est de freiner l'auto-inflammation, appelée également auto-allumage.

L'indice d'octane exprime donc la capacité de l'essence à résister à l'auto-allumage ou à l'allumage non contrôlé d'un carburant dans un moteur à allumage commandé [12].

Pré-allumage et cognement :

La principale différence entre l'utilisation d'une essence à haut ou bas indice d'octane est déterminée par le niveau de 'cognement' du moteur. À l'intérieur du moteur, un mélange air-carburant est allumé par la bougie d'allumage. Pendant ce temps, le piston se déplace également vers le haut, comprimant le mélange air-carburant et augmentant simultanément sa température (puisque la température augmente avec la pression). Avec les carburants à faible indice d'octane, le mélange air-carburant peut également s'enflammer en raison de cette compression. Lorsque ce front de flamme entre en collision avec le front de flamme allumé par la bougie d'allumage, un cognement audible se fait entendre. Lorsque le mélange air-carburant d'un moteur s'enflamme sous l'effet de la compression plutôt que par la bougie d'allumage, on parle de pré-allumage. Si le carburant brûle avant d'être allumé par la bougie d'allumage, il brûle de manière incomplète. Les restes de carburant provenant de cette combustion incomplète provoquent l'accumulation de résidus à l'intérieur de la chambre de combustion, ce qui provoque des bruits de moteur, appelés cognements.

Généralement, le manuel du propriétaire qui accompagne les nouveaux véhicules contient les recommandations des fabricants quant à l'indice d'octane qu'un véhicule doit utiliser pour éviter ce préallumage et ce cognement nuisibles dus à l'accumulation. La plupart des constructeurs automobiles recommandent l'essence à indice d'octane 87, mais conseillent d'utiliser une essence à indice d'octane plus élevé si le cognement est un problème avec l'indice inférieur [11].

Chapitre III :

La distillation

III.1 Définition de la distillation

La distillation est la principale opération unitaire utilisée industriellement pour la séparation et la purification des mélanges de constituants chimiques. Les plus grands utilisateurs de ce procédé sont les industries du pétrole, agroalimentaire et pharmaceutique. Ce procédé est connu depuis plus de 2000 ans et semble-t-il mis en pratique industriellement depuis au moins 500 ans comme en témoigne la Figure III.1 présentant un appareil de bouilleur de cru servant à produire liqueurs et autres boissons riches en éthanol [7].

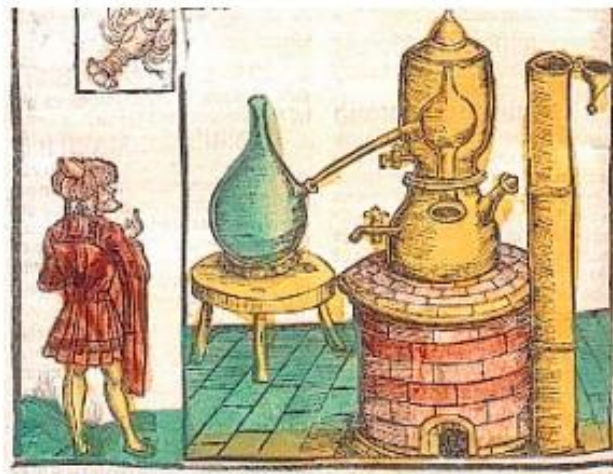


Figure III.1 : Liber de Arte Distallandi” le premier livre sur la distillation (1512).

III.2 Principes de la distillation

Le principe de la distillation comme méthode de séparation est basé sur la différence de volatilité des constituants du mélange à purifier. Dans un mélange binaire non azéotropique, le constituant le plus volatil aura la température d'ébullition la plus basse (qualifié de 'léger' et le constituant le moins volatil aura la température d'ébullition la plus haute. La séparation des mélanges ne cause pas de problème si la différence de volatilité des constituants ou la volatilité relative α_{ij} est assez élevée ($\alpha_{ij} > 1,2$) [7].

III.3 La rectification

III.3.1 La définition de la rectification

La rectification est un procédé composé d'une cascade de distillation dans lequel l'équilibre entre les phases liquide et vapeur est obtenu grâce à la mise en contact sur des plateaux ou dans le garnissage d'une colonne. La succession de plusieurs équilibres dans le système conduit à avoir une phase vapeur ou / et une phase liquide sortant de la colonne qui n'est pas en équilibre liquide / vapeur avec le liquide ou avec le vapeur qui se trouve en bas / en tête dans la colonne [7].

III.3.2 Principe de la rectification

La solution liquide est chauffée lentement jusqu'à ébullition. Cette ébullition correspond à la vaporisation du composé le plus volatil. Comme lors d'une distillation simple, les vapeurs sont condensées pour obtenir un produit A pur, collecté dans un premier récipient. La solution liquide (dans le ballon) est alors exempte du produit A. On change le récipient de récupération et on augmente la température du mélange liquide afin de recueillir chaque constituant séparément (B, C, ...). On repère plusieurs paliers de température correspondant à la vaporisation des différents constituants du mélange initial. On a donc autant de paliers de température que de constituants. Chaque cycle de vaporisation-condensation se produisant au sein de la colonne de séparation (appelé un plateau théorique) conduit à une augmentation de la concentration en le composé le plus volatil. On peut donc caractériser la colonne par son nombre de plateaux théoriques : plus celui-ci est élevé, plus la colonne sera capable de fractionner le mélange avec finesse.

Sur chaque plateau, le liquide est porté à ébullition est à sa température d'ébullition. Il y'a échange de matière entre la vapeur ascendante et le liquide descendante. La colonne à rectifier permet la mise en contact des phases liquide et vapeur circulant à contre-courant tout au long de la colonne. La vapeur qui parvient en tête de colonne est entièrement condensée : une partie des condensats est éliminée de la colonne et constitue le distillat. L'autre partie retourne dans la colonne par gravité et constitue le reflux. Sur chaque plateau un équilibre s'établit entre le liquide qui reflue et la vapeur qui monte. Le liquide s'appauvrit en composé le plus volatil qui se vaporise et la vapeur s'appauvrit en composé le moins volatil qui se condense. On explique ainsi la séparation qui s'effectue tout au long de la colonne. La qualité de la séparation sera donc directement fonction du nombre de plateaux de la colonne.

Le bouilleur est le seul apport énergétique dans la colonne (aux pertes thermiques près) : sur chaque plateau la chaleur issue de la condensation des vapeurs est exactement égale à la chaleur nécessaire à la vaporisation du liquide. On observe donc les évolutions suivantes :

- Le titre en plus volatil augmente dans la phase vapeur quand on monte dans la colonne.
- Le titre en plus volatil diminue dans la phase liquide quand on descend dans la colonne.
- La température diminue quand on monte dans la colonne.

III.4 Mode opératoire de la distillation

La séparation avec une colonne à plateaux ou garnissage peut être réalisée de manière continue ou discontinue.

III.4.1 Distillation en mode continue

En distillation continue, un mélange alimente la colonne à un niveau de la colonne que l'on choisit. On soutire un résidu en pied de colonne dont la composition doit être de préférence la plus proche possible du produit le moins volatil. On récupère en tête de colonne, après condensation, un condensat dont une partie constitue le distillat de composition voisine du produit le moins volatil l'autre partie constitue le reflux. L'élimination du distillat et du résidu s'effectue en continu et l'ensemble des paramètres reste constant (compositions du distillat et du résidu, températures, débits de résidu et de distillat). La plupart des distillations sont conduites en mode opératoire continu adapté pour les forts tonnages des industries de la chimie lourde et pétrochimique et fonctionnent en régime permanent [7].

III.4.2 Distillation en mode discontinue

La distillation discontinue ou « distillation batch » est utilisée pour les produits à forte valeur ajoutée dans l'industrie pharmaceutique, agroalimentaire, régénération de solvant et fonctionne en régime transitoire. Un appareil de distillation batch est constitué d'une colonne elle-même formée soit d'un empilement de plateaux de contact, soit d'un cylindre rempli de garnissage ; d'un réservoir contenant le mélange à séparer ; d'un système de chauffe de ce réservoir (échangeur de chaleur avec un fluide caloporteur ou aiguille résistance électrique immergée) ; d'échangeur de chaleur pour refroidir et condenser les vapeurs de tête ; et de plusieurs bacs pour récupérer les coupes soutirées lors du fonctionnement.

Suivant la disposition de la colonne et du réservoir trois configurations sont connues :

- La configuration de rectification, la plus commune, avec soutirage d'un distillat après condensation de la vapeur. (Figure III.2 a)
- La configuration de distillation inverse, avec soutirage d'un résidu dans le bouilleur. (Figure III.2 b)
- La configuration avec un bac intermédiaire avec des soutirages en tête et en pied. (Figure III.2 c) [7].

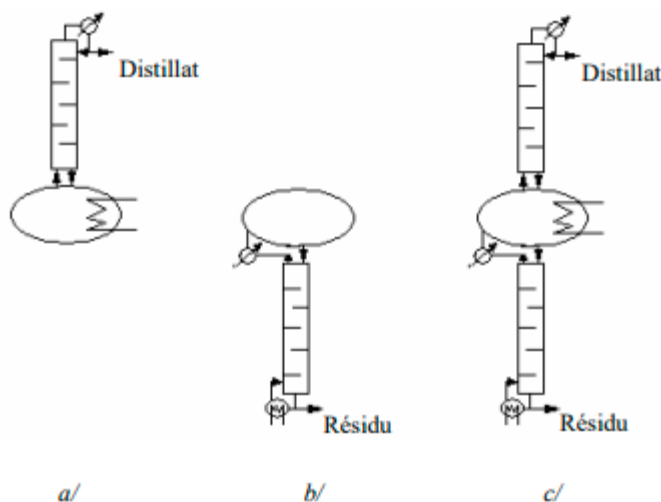


Figure III.2 : Configurations de colonne de distillation : a/ colonne de rectification, b/ colonne de distillation inverse, c/ colonne avec un bac intermédiaire

➤ Configuration de rectification

La configuration de rectification est la plus communément employée en distillation discontinue (Figure III.2 a). Dans l'appareil, le bouilleur est situé en bas de la colonne, où la charge est introduite au début de la séparation. Le bouilleur fonctionne aussi comme un réservoir. Le mélange est évaporé dans le bouilleur et la vapeur monte dans la colonne, échangeant de la matière avec un liquide à contre-courant avant de sortir en tête de la colonne. La vapeur est alors condensée ; une partie du condensat étant recueillie comme distillat, l'autre partie du condensat étant renvoyée dans la colonne (le reflux) afin de constituer le liquide descendant à contre-courant de la vapeur. Grâce aux échanges de matière avec le liquide dans la colonne, la vapeur s'enrichit en constituant le plus

volatil. Par conséquent, le distillat issu de cette même vapeur condensée, est riche en produit le plus volatil d'une même région de distillation.

➤ **Configuration de distillation inverse**

La configuration de distillation inverse (ou stripping ou stripper en anglais) est différente : la charge initiale est placée principalement dans un bac en tête de la colonne (Figure III.2 b). Le soutirage d'une recette se fait en pied de la colonne à partir d'un réservoir où se trouve le système de chauffe permettant de générer la vapeur dans la colonne. Grâce aux échanges de matière avec la vapeur dans la colonne, le liquide descendant s'enrichit en constituant le moins volatil. Par conséquent, le soutirage au résidu issu de ce liquide, est riche en produit le moins volatil d'une même région de distillation. Outre la récupération directe du constituant lourd, l'un des avantages du stripper est de maintenir la plus grande partie de la charge dans le bac de tête qui peut être sous refroidi. C'est important si l'on a des constituants sensibles à la chaleur (ex. risques d'explosion, ...). Dans l'industrie le mot „stripping” est utilisé aussi pour le procédé d'élimination des composés volatiles par un entraînement gazeux, en général de l'air. Le procédé est important dans la purification des liquides et des terres contaminés par les constituants organiques volatils.

➤ **Configuration de distillation avec un bac intermédiaire**

Dans la configuration qualifiée de middle-Vessel, un bac intermédiaire est situé entre le pied et la tête de la colonne (Figure III-2 c). La charge initiale est placée principalement dans ce bac. Le soutirage d'un produit se fait en pied de la colonne l'autre est en tête de la colonne, mais on peut aussi envisager un soutirage à partir du bac intermédiaire. Cette configuration présente l'avantage de permettre d'obtenir deux produits : lourd au résidu et léger au distillat en même temps, voire un troisième produit de volatilité intermédiaire dans le bac intermédiaire. La colonne fonctionne comme une colonne de rectification et une colonne de distillation inverse en même temps. Le système de chauffe concerne toujours le réservoir de pied, mais il peut aussi exister un système de chauffe ou de refroidissement indépendant concernant le bac intermédiaire. Avec cette configuration, de très nombreux systèmes opératoires et configurations alternatives sont possibles en fonction des bypass de débits du liquide et de la vapeur.

III.5 Procédés de distillation discontinue pour les mélanges complexes

Une technique couramment utilisée en distillation continue est de coupler deux colonnes de distillation fonctionnant à des pressions différentes (pressure-swing distillation), de façon à exploiter la variation de la composition des azéotropes avec la pression. Elle est très rare dans la distillation discontinue. Les méthodes les plus utilisées industriellement pour séparer les mélanges non idéaux en distillation discontinue sont les suivants :

Distillation en utilisant les sels ioniques ; distillation réactive ; distillation azéotropique (azéotropique homogène ; azéotropique hétérogène) ; distillation extractive (« solvant-enhanced », homogène extractive, hétérogène extractive) ; divers procédés hybrides.

La plupart de ces méthodes reposent sur l'addition de tiers corps, des produits chimiques spécifiquement choisis pour faciliter la séparation.

III.5.1 Distillation en utilisant les sels ioniques

Dans le procédé de distillation utilisant les sels ioniques, les sels ajoutés au mélange à séparer se dissolvent dans le mélange liquide et altèrent les volatilités relatives suffisamment de telle sorte que la séparation devient possible : disparition de l'azéotrope éventuel et plus généralement l'augmentation de la force motrice de la distillation.

III.5.2 En distillation réactive

L'agent de séparation réagit préférentiellement et réversiblement avec un des constituants de l'azéotrope. On soutire alors le constituant qui n'a pas réagi, avant de favoriser la réaction inverse pour récupérer le constituant initial.

Notons qu'on utilise aussi le terme de distillation réactive pour qualifier le procédé consistant à réaliser dans une colonne de distillation une réaction équilibrée suivie de la séparation des produits.

III.5.3 Distillation azéotropique

L'ajout d'un tiers corps, aussi appelé solvant ou entraîneur, au mélange initial est très employé. Le solvant forme un nouvel azéotrope avec au moins un des constituants du mélange initial qui sort après en premier de la colonne comme distillat. Des règles de sélection du tiers corps et le

mode opératoire des séquences de distillation discontinue associées ont été publiées dans le cas de la distillation azéotrope homogène et aussi dans le cas de la distillation azéotrope hétérogène. La mise en pratique de la distillation azéotrope hétérogène est complexe du fait de la flexibilité offerte par la gestion de multiples politiques de reflux possibles.

III.5.4 Distillation extractive

La dénomination de distillation extractive est réservée au procédé où le tiers corps ajouté dans le système binaire pour augmenter la volatilité relative des constituants préférablement ne forme ni azéotrope ni deux phases liquides avec les constituants du mélange initial. Si le tiers corps est ajouté au mélange au départ, la méthode s'appelle : la distillation discontinue avec effet solvant (solvent-enhanced batch distillation en anglais). Si le tiers corps, qui ne forme pas de nouvel azéotrope ni ne provoque d'immiscibilité partielle (deux phases liquides) avec les constituants du mélange binaire initial est alimenté continuellement au mélange pendant la séparation (et peut être avant aussi) la méthode est qualifiée de distillation extractive homogène. Si l'ajout du tiers corps provoque une immiscibilité partielle avec l'un des constituants du mélange binaire initial, le mode opératoire est qualifié de distillation extractive hétérogène. Dans ce cas, le tiers corps peut aussi provoquer l'apparition d'un azéotrope hétérogène avec le constituant binaire impliqué dans l'immiscibilité partielle. Dans tous les procédés de distillation extractive, le distillat obtenu en tête a une composition voisine d'un constituant pur ou d'un mélange azéotrope de température d'ébullition intermédiaire dans la région de distillation concernée (c'est un point de selle). C'est une différence notable avec les procédés de distillation non extractive. En rectification non extractive, le distillat a une composition proche d'un constituant pur ou d'un mélange azéotrope de température d'ébullition minimale dans la région de distillation concernée (c'est un nœud instable de la région de distillation). En distillation inverse non extractive, le résidu a une composition proche d'un constituant pur ou d'un mélange azéotrope de température d'ébullition maximale dans la région de distillation concernée (c'est un nœud stable de la région de distillation). La distillation extractive discontinue est une méthode prometteuse pour la séparation des mélanges complexes [7].

III.5.5 Méthodes diverses hybrides

En plus de ces modes opératoires les chercheurs envisagent la faisabilité de nombreuses nouvelles méthodes hybrides. Dans le cas le plus fréquent des procédés bien connus sont réunis pour exploiter les avantages de chaque opération. La réaction, l'extraction, la décantation, le pressure-swing, la pervaporation, l'adsorption, l'osmose inverse pourraient être mélangées pour augmenter l'efficacité de la séparation [7].

III.6 Les colonnes de distillation

Les colonnes de distillation aussi appelées colonne de rectification sont des éléments de l'alambic. Ce dernier est un appareil qui a pour but de séparer un mélange en premier lieu par chauffage puis en second lieu par refroidissement. C'est ce procédé que l'on nomme la distillation.

Le rôle de la colonne de distillation est donc de permettre des échanges de matière mais aussi d'énergie entre la phase gazeuse et la phase liquide [8].

De plus, les colonnes sont dotées de ce que l'on appelle des internes qui seront placés dans une colonne verticale pour assurer un contact intime entre le gaz et le liquide de manière à approcher au mieux un équilibre de composition.

Les types d'internes :

- La technologie à plateaux : ils sont utilisés notamment pour traiter des débits importants et pour distiller à plus grande échelle.
- Le garnissage (vrac ou structuré) : un procédé que l'on retrouve surtout dans le secteur de l'industrie chimique car il permet d'augmenter la surface d'échange entre une phase gazeuse et liquide [8].

III.7 Les types des colonnes de distillation

III.7.1 Les colonnes à plateaux

III.7.1.1 Généralité

Les plateaux de distillation sont des éléments occupants la totalité de la section de la colonne, et disposés à intervalles réguliers, destinés à retenir en partie le liquide s'écoulant du haut vers le

bas de la colonne et à permettre un barbotage de la vapeur ou du gaz cheminant à contre-courant du bas vers le haut [9].

Les plateaux peuvent être:

- Courants croisés : le liquide s'écoule horizontalement sur chaque plateau et donc perpendiculairement au gaz. Le liquide passe d'un plateau vers l'autre par des descentes (Figure III.3)
- Contre-courant ou dual flow : ce sont des plateaux perforés, dont les trous sont suffisamment gros pour permettre le passage simultané du liquide vers le bas et la vapeur vers le haut.

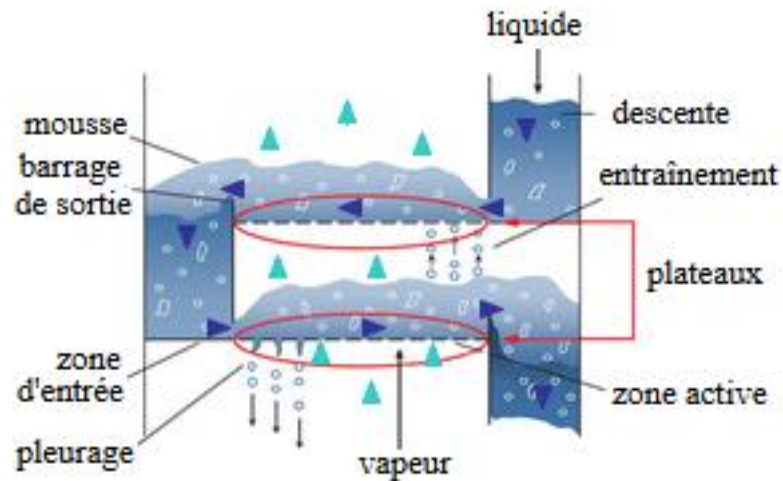


Figure III.3 : Plateau à courants croisés [9].

Les plateaux sont tous constitués de :

- Une sole horizontale permettant de retenir le liquide.
- Un dispositif permettant le barbotage de la vapeur ascendante.

Les plateaux à courants croisés possèdent en plus :

- Un déversoir et descente pour faire transiter le liquide d'un plateau vers le plateau immédiatement inférieur.
- Des barrages en sortie pour maintenir un niveau liquide suffisant sur le plateau, et parfois en entrée pour empêcher le passage à contre-courant de gaz par les descentes.

Outre le type de cheminement du liquide, le dispositif pour faire barbotter la vapeur est la caractéristique principale pour différencier les types de plateaux ; les plus classiques sont :

- Les plateaux à cloches
- Les plateaux perforés.
- Les plateaux à clapets flottants (ou mobiles).
- Les plateaux à clapets fixes.

Les constructeurs rivalisent d'ingéniosités pour proposer des optimisations pour chaque type de plateaux.

Les phénomènes redoutés qui peuvent dégrader l'efficacité du plateau, et pour lesquels une conception adaptée est nécessaire sont :

- L'entraînement excessif de liquide avec la vapeur s'échappant du plateau.
- Le pleurage de liquide à travers le dispositif de barbotage (pour les plateaux à courants croisés).
- Le moussage excessif du liquide sur le plateau, traversé par le gaz.
- L'engorgement des descentes par du liquide ou de la mousse.
- L'encrassement par des dépôts solides ou des polymérisations.
- Les passages préférentiels de vapeur ou de liquide.

Sur les plateaux à courants croisés, l'écoulement du liquide horizontalement sur le plateau se fait avec une certaine perte de charge qui se traduit par un niveau liquide supérieur près de l'entrée, et décroissant progressivement jusqu'au barrage de sortie. En conséquence, la vapeur traversera plus facilement le plateau près de la sortie liquide (où l'épaisseur de liquide à traverser est moindre) que vers l'entrée (Figure II.4). Pour limiter ce phénomène et la perte d'efficacité du plateau qui en découle, sur les colonnes de fort diamètre, le cheminement du liquide est réparti sur plusieurs passes.

Les plateaux classiques doivent être espacés de 40 à 60cm [9].

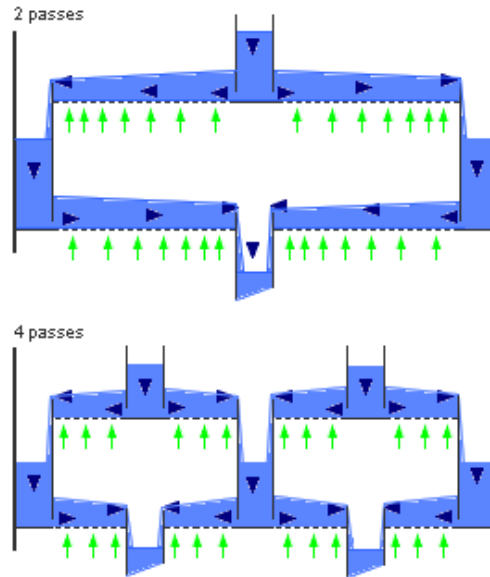


Figure III.4 : les passes des plateaux à courants croisés [9].

III.7.1.2 Les types de plateaux

A. Les plateaux à cloches (Bubble cap trays)

Font partie des plus anciens types de plateaux. Ils étaient déjà en usage dans l'industrie du 19ème siècle. La sole du plateau est percée de trous équipés d'une cheminée et surmontés d'une cloche. La cloche est munie à sa base de fentes pour faire buller le gaz dans le liquide. Aujourd'hui ils restent utiles lorsque l'efficacité doit être maintenue pour un très faible débit liquide, ou lorsque le débit de gaz ou de vapeur varie dans de grandes proportions. Correctement construit et installé, aucun pleurage du liquide n'est à redouter. La perte de charge est relativement élevée en raison du niveau important de liquide nécessaire. Les plateaux à cloches sont coûteux à construire [9].



Figure III.5 : Les plateaux à cloches [9].

B. Les plateaux perforés (Sieve trays)

Ils sont particulièrement peu coûteux à construire, mais ne sont efficace que dans une faible plage de débits autour des conditions pour lesquelles ils ont été dimensionnés. Pour les services encrassant ils peuvent être conçus sans descente (downcomer), le liquide circulant alors exclusivement par les perforations du plateau (Dual flow trays). L'efficacité est alors moindre.

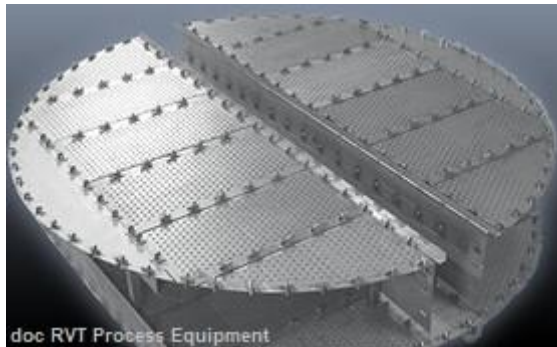


Figure III.6: Les plateaux perforés [9].

C. Les plateaux à clapets flottants (Floating valve trays)

Ils sont particulièrement adaptés aux applications présentant une large plage de débit de fonctionnement. Grâce à leur capacité à s'adapter au débit de gaz, ils conservent une efficacité élevée sur une plage de fonctionnement plus large que les plateaux perforés (Sieve trays). La forme des clapets peut varier selon les fournisseurs. Ils peuvent être ronds ou rectangulaires, créer un effet venturi pour réduire leur perte de charge, être enfermés dans une cage (Caged valves), ...

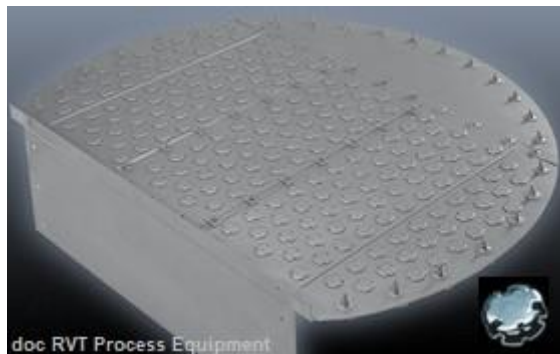


Figure III.7: Les plateaux à clapets flottants [9].

D. Les plateaux à clapets fixes (Fixed valve trays)

Ces plateaux combinent les propriétés des plateaux perforés et des clapets flottants. Leur but est d'orienter horizontalement le flux gazeux traversant le plateau. Ils autorisent une plus large plage de débits que les plateaux perforés et sont plus robustes que les clapets flottants.

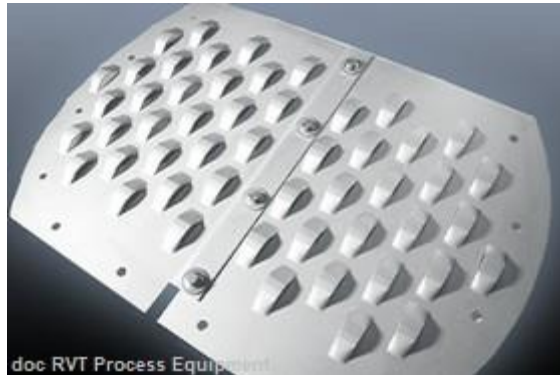


Figure III.8: Les plateaux à clapets fixes [9].

III.7.1.3 L'installation des plateaux

Les plateaux peuvent être montés individuellement dans les colonnes de diamètre suffisant pour permettre une circulation de personne à l'intérieur. Pour des colonnes de trop faible diamètre (<1 mètre), les plateaux peuvent être assemblés sous forme de cartouches, qui seront glissées à l'intérieur du fût de la colonne. Le nombre de plateaux est limité à cinq par assemblage, maintenus ensemble par des tirants et des entretoises. La colonne est alors constituée de tronçons munis d'une bride aux extrémités. Une cartouche de plateaux peut être glissée par chaque extrémité d'un tronçon de colonne. La colonne peut être constituée de plusieurs tronçons mis bout à bout [9].

III.7.1.4 Capacité des plateaux

La capacité d'un plateau peut être limitée pour plusieurs raisons pouvant être liées au débit vapeur ou au débit liquide. Les limitations du débit vapeur sont :

- La fluidisation : la fluidisation tient au fait que même sans interne, dans la colonne vide, à partir d'une certaine limite les gouttes de liquide sont entraînées vers le haut par le gaz. Les forces exercées par le gaz égale les forces de gravité sur les gouttelettes.

- Le jet flooding : correspond à un entrainement massif de liquide d'un plateau vers le suivant au-dessus. Cela peut aussi être vu comme le débit de gaz pour lequel la hauteur de mousse au-dessus du plateau égale l'espace disponible entre les plateaux [9].

Les limitations dues au débit liquide sont :

- Chocking dans la descente
- Niveau dans la descente.

III.7.2 Les colonnes à garnissage

III.7.2.1 Généralité

Les garnissages sont des éléments offrant un maximum de surface de contact et de fraction de vide, disposés de manière à occuper la quasi-totalité du volume de la colonne. Les garnissages sont employés depuis le 19^{ème} siècle pour des opérations de distillation. C'était alors des billes de verre, du coke ou bien des pierres. C'est dans les années 1930 qu'on a recherché des formes régulières et maîtrisées des éléments de garnissage pour optimiser leur efficacité ; les anneaux Raschig ou les selles de Berl en céramique sont alors utilisés. A partir des années 1950 des formes plus évoluées comme les anneaux Pall, permettant une meilleure circulation des fluides sont apparus. Dans les années 1960 Sulzer proposa le premier garnissage structuré constitué de toiles métalliques. A partir des années 1970, de nombreux nouveaux modèles de garnissage vrac ont fait leur apparition et tous les fournisseurs se sont engagés dans le développement de garnissages structurés. Les colonnes à garnissage sont principalement destinées:

- Aux colonnes de faible diamètre ; le pouvoir de séparation des garnissages se dégrade rapidement si le liquide n'est pas distribué uniformément sur la section de la colonne, ce qui est plus difficile à réaliser sur les grands diamètres
- Aux substances corrosives ; les éléments de garnissages sont disponibles en matières plastiques ou en céramique
- Aux applications nécessitant une faible perte de charge (lavage de gaz à pression atmosphérique, distillation sous vide)
- Aux applications nécessitant une faible rétention du liquide

- Aux débits liquides stables ; les distributeurs du liquide sur le garnissage ont une plage de fonctionnement optimum restreinte [10].

III.7.2.2 Les types de garnissage

A. Les garnissages vrac

Les garnissages classiques sont :

- Anneaux Raschig
- Anneaux Pall
- Selles De Berl

Ce sont les plus anciens ; ils ont été proposés dans les années antérieures à 1960. Ils sont proposés par une multitude de fournisseurs. La littérature se rapportant à leurs performances est abondante. Ils peuvent être en métal, plastique ou matériau céramique. Ils offrent une efficacité correspondant à 1 ou 2 plateaux théoriques au mètre.

Les éléments de garnissage vrac sont le plus souvent déversés dans le fût de la colonne, où ils s'entassent en désordre. Dans le passé, certains éléments (anneaux Raschig, Pall, ...) ont pu être utilisés alignés dans le sens vertical afin de minimiser la résistance offerte à l'écoulement des fluides. Aujourd'hui, si la perte de charge du garnissage est une contrainte, on préférera souvent utiliser un garnissage structuré.

La hauteur de garnissage sans support intermédiaire dépend du matériau. Les garnissages métalliques peuvent supporter une hauteur de 6 à 7 mètres, tandis que les garnissages en matières plastiques, plus facilement déformables, doivent être limités à 3-4 mètres [10].



Figure III.9 : garnissage vrac [10].

B. Les garnissages structurés

Les garnissages structurés sont des assemblages complexes de tôles pliées formant un matelas. Ils offrent une très grande efficacité (3 à 5 plateaux au mètre), allié à une grande capacité et offrant une faible perte de charge. Ils sont généralement en métal, mais peuvent être en plastique ou en céramique.

Pour les débits très élevés (refroidissement de gaz), et les services très encrassant (lavage de gaz chargés), il est proposé un garnissage constitué de grilles ajourées, que l'on empile dans la colonne. La capacité est très supérieure à celle des plateaux ou garnissages vrac.



Figure III.10: Garnissage structuré [10].

III.7.2.3 Description et principe de fonctionnement

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage. La colonne contient également :

- Dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz ;
- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur ;
- Parfois un redistributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes :

- À co-courant ;
- À flux croisé.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage). Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- D'augmenter la surface de contact entre les deux phases ;
- D'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact ;
- De créer un régime turbulent de la phase gaz [13].

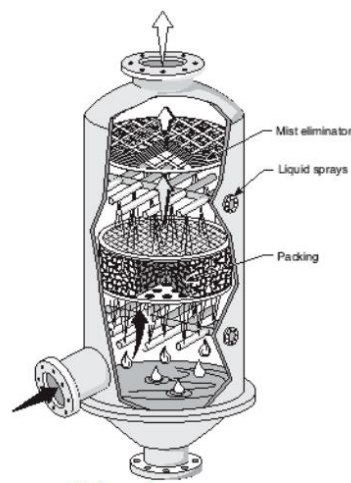


Figure III.11 : colonne à garnissage [13].

Chapitre IV :

Présentation de l'unité 200

IV.1 Généralité

La technologie de distillation extractive GT-BTXSM pour l'extraction des aromatiques a été commercialisée avec succès avec plus d'avantages que les procédés concurrents dans les domaines les plus significatifs du design et du fonctionnement. La technologie de GTC dispose de la formulation exclusive de solvant commercialement disponible qui présente de haute sélectivité et capacité un fonctionnement beaucoup amélioré et exige moins d'équipements de process.

Tous ces avantages résultent d'un investissement de capitaux moins pesant une consommation d'énergie et un coût d'exploitation plus bas. Cette technologie a été choisie par la Société Nationale de Raffinage de Pétrole, Sonatrach pour la rénovation de l'unité existante des Aromatiques U-200 à la raffinerie de Skikda en Algérie dans le cadre du "Projet Réhabilitation et Adaptation de la Raffinerie de Skikda" et le remplacement de la section existante d'extraction liquide-liquide par une nouvelle unité de distillation extractive en utilisant la technologie GT-BTXSM. Une application personnalisée de GT-BTXSM, la technologie de distillation extractive, a été fournie pour augmenter la capacité de l'unité de production de benzène et de toluène.

Le "Projet Réhabilitation et Adaptation de la Raffinerie de Skikda" se compose notamment, de la rénovation d'une série d'unités existantes (unités de Magnaforming, d'Extraction des aromatiques et de Récupération de paraxylène) avec comme but principal une augmentation de la production de benzène et de paraxylène et cet objectif sera atteint par la rénovation des unités existantes en incluant une nouvelle unité de procédé (unité d'Isomérisation) pour convertir presque tous les xylènes en paraxylènes [5].

IV.2 Description du procédé

La description du procédé se base sur le plan de circulation des fluides et les schémas de tuyauterie et de l'instrumentation (PFDs et P&IDs) (Voir l'Annexe B).

La configuration globale du procédé de GTC comporte les sections suivantes :

La section de distillation extractive se compose de :

- Distillation extractive ;
- Récupération de solvant ;
- Régénération de solvant ;

- Génération de vapeur et circuit d'eau.

La section Post-fractionnement se compose de :

- Traitement d'argile ;
- Fractionnement de benzène ;
- Fractionnement de toluène.

Système de stockage de solvant ;

Stockage de l'extrait ;

Bac de charge d'argile.

IV.3 Section de distillation extractive

IV.3.1 Distillation extractive

L'alimentation aromatiques à partir du bac de charge de l'extraction (600-S-32) est introduite dans l'unité à partir de la limite de batterie. Elle est préchauffée dans le préchauffeur de l'alimentation 200-E-51 et envoyée sous contrôle de débit (200-FIC1201) à la colonne de distillation extractive 200-C-51. Le moyen de chauffage de l'échangeur de préchauffage de l'alimentation est le solvant chaud en circulation. La température de l'alimentation est contrôlée par (200 TIC-1102) en ajustant le débit de solvant chaud envoyé au préchauffeur de l'alimentation à travers une ligne de bypasse (200 TV-1102).

pour assurer un fonctionnement stable de la colonne ED est obtenu. En plus d'apporter une grande quantité d'enthalpie dans la colonne, la température du solvant pauvre influe également sur la récupération des aromatiques dans la colonne de distillation extractive.

Le débit de solvant pauvre envoyé à l'EDC est contrôlé par 200 FIC-1101 fonctionnant en cascade avec le niveau de liquide au fond de la SRC (200- LIC-1502) avec un sélecteur de signal haut / bas du contrôle de niveau, en corrigeant le débit de solvant uniquement dans le cas de variation extrême du niveau. Le débit de solvant pauvre est auto-contrôlé aussi longtemps que le niveau de liquide au fond de SRC reste dans un intervalle normal (entre 40-60%).

Pour les écarts du niveau normal de fond de la SRC, le contrôle de débit du solvant pauvre sera réinitialisé par le sélecteur de signal haut / bas du contrôle de niveau (200-LIC-1502) pour maintenir le niveau de la SRC à 40-60%. Ce système permettra à l'unité de fonctionner avec un rapport solvant/alimentation constant dans des conditions stables, ce qui est essentiel pour un fonctionnement stable de la colonne de distillation extractive.

La fraction d'hydrocarbure est envoyée près du milieu de la colonne à 35 plateaux. Deux autres plateaux alternatifs sont également prévus pour le cas où la charge varie considérablement par rapport au design. Dans un fonctionnement vapeur-liquide de la colonne de distillation extractive 200-C-51, le solvant extrait sélectivement les aromatiques au fond de la colonne, tandis que les non-aromatiques sont rejetés en tête. Les vapeurs de tête de la colonne sont totalement condensées dans le condenseur de l'EDC 200-EA-51.

La température du liquide de tête est contrôlée par la boucle de régulation 200 - TIC-1301, installée sur la ligne de sortie du condenseur à air (200-EA-51). La température doit être suffisamment basse pour assurer la pleine condensation des vapeurs de tête. Entre-temps, le liquide ne doit pas être trop sous refroidi afin de minimiser la quantité de chaleur échangée par le rebouilleur (reboiler duty). Ceci est réalisé en contrôlant le nombre requis d'aéroréfrigérants en service, pour maintenir le point de consigne (set up point) de la boucle de régulation -200 TIC-1301.

Le liquide condensé est envoyé à travers un mélangeur statique 200-MX-51, à l'accumulateur de tête d'EDC, 200-V-51. L'eau de la pompe à eau 200-MP-54A/B de EDC sous contrôle de débit (200-FIC-1302) est envoyée vers le mélangeur statique pour récupérer le solvant en tête de l'ED

le cas échéant avec l'opération de mélange. La fonction du mélangeur est de créer un contact intime entre l'eau et le liquide de tête de l'EDC.

Ainsi, toute trace de solvant entraînée par la vapeur de l'EDC peut être lavée à l'eau pour la récupération dans la phase aqueuse décantée. Afin de protéger les équipements contre la corrosion, il est nécessaire de neutraliser tout composé acide éventuellement formé. La neutralisation de la matière dans la distillation extractive et dans les colonnes de récupération est nécessaire à partir du haut de la tour vers le bas, avec la neutralisation du système de circulation d'eau. Le dosage de MEA est utilisé pour maintenir le pH du solvant dans l'intervalle de 5,5 à 6,0 (à une dilution 1:1 avec de l'eau).

Le pH du circuit de circulation d'eau est également maintenu par l'addition de MEA, en maintenant le pH entre environ 6,5 et 7,5. Le MEA est ajouté, quand il est nécessaire, au fond du mamelon de l'eau de l'accumulateur de tête de l'EDC en utilisant le système d'injection MEA 200-M-52. L'eau dans le liquide de tête de l'EDC est séparée de la phase hydrocarbures dans 200-V-51, l'accumulateur de tête de l'EDC. L'eau décantée dans le pot de purge d'eau est envoyée, sous contrôle de niveau (200-LIC-1402), au strippeur de l'eau, 200-C-53 par la pompe 200-MP-54 A/B, afin d'extraire toute trace de non-aromatiques contenus dans la phase aqueuse.

La fraction d'hydrocarbures de l'accumulateur de tête de l'EDC est aspirée par la pompe de reflux de l'EDC 200-MP-51 A/B. Une partie sous contrôle de débit est recyclée dans la colonne comme reflux et le reste du raffinat non aromatique est envoyé au stockage (600-S-22, 23, 35,36), après avoir été refroidi dans le refroidisseur du raffinat 200-E-64. Le raffinat est envoyé en limite de batterie sous contrôle de débit (200-FIC-1301) fonctionnant en cascade avec le niveau de liquide 200-LIC-1401 dans le ballon accumulateur de tête de l'EDC.

L'apport de chaleur dans la colonne de distillation extractive 200-C-51 est fourni par deux rebouilleurs à vapeur monotubulaires à thermosiphon 200-E-53 A/B, en utilisant de la vapeur IP comme moyen de chauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de vapeur est régulée en contrôlant le débit de vapeur (200-FIC-1203 / 1207) en cascade avec la température du fond de l'EDC (200-TIC-1203H). La température du fond de la colonne est contrôlée ainsi. Le condensat de vapeur de chaque rebouilleur est envoyé, en limite de batterie, à travers le pot de condensat (200-V-57 A / B), sous contrôle de débit (200-LV-1202/1203) en fonction du contrôle de niveau dans le pot de condensat (200-LIC-1202/1203).

Le niveau du liquide (200-LIC-1201) de fond de la colonne EDC est contrôlé par le débit du fond (200-FIC-1501) envoyé à la colonne 200-C-55 de récupération de solvant (SRC). Le liquide de fond de l'EDC, le solvant riche est pompé par 200-MP-52A/B à la colonne de récupération de solvant 200-C-55.

La colonne de distillation extractive fonctionne sous une pression légèrement positive en tête. La pression de service de l'EDC est contrôlée en mode split range (200-PV-1201 A/B) sur le ballon accumulateur de tête. Une augmentation de la pression de service de la colonne peut être détectée par une alarme sur 200 PIC-1201 qui est fixée aux conditions de fonctionnement maximale de la colonne. La surpression de la colonne est empêchée par un verrouillage qui coupe l'apport de chaleur aux rebouilleurs. Si la pression augmente au-delà de ce niveau, un système de verrouillage contrôlé par 200 PAHH-1202 A/B/C est prévu pour fermer automatiquement les vannes de vapeur XV-1201 & 1203/1202 & 1204 vers les rebouilleurs 200-E-53 A/B. Empêchant, ainsi toute entrée de chaleur dans le circuit.

Les conditions de service de l'EDC ; colonne de distillation extractive 200-C-51 sont les suivantes :

- Température de tête : 86°C - 89°C.
- Température de fond : 165 °C - 166 °C.
- Pression de tête : 0.67 Kg/cm² (g).
- Pression de fond : 1.27 Kg/cm² (g).

Une caractéristique importante du procédé de distillation extractive GT-BTXSM, est le contrôle des performances de l'extraction aromatiques à travers la composition du solvant / Co-solvant. Le design GTC offre également la possibilité d'addition d'eau au fond de la colonne de distillation extractive 200-C-51. Dans les conditions normales de fonctionnement, cette possibilité n'est pas nécessaire. Cependant, en cas de besoin, l'eau est introduite en quantité contrôlée (mesurée par 200 FI-1208).

IV.3.2 Récupération du solvant

La récupération des solvants est effectuée dans la colonne de récupération du solvant, 200-C-55. Le solvant riche, composé de solvant et d'aromatiques, provenant de la colonne de distillation extractive (EDC) 200-C-51, alimente la colonne de récupération de solvant (SRC) 200-C-55 au-

dessous de la section de garnissage de la tour au niveau du plateau n°3. Un distributeur de l'alimentation spécialement conçu à l'entrée de l'alimentation est prévu pour supporter la très grande quantité de vapeur produite par le flash de l'alimentation. Deux plateaux anti-entraînement sont installés au-dessus de la zone de flash pour récupérer le solvant, éventuellement entraîné vers le sommet de la colonne. La colonne est équipée de 13 autres plateaux installés au-dessous de l'alimentation et un lit à garnissage dans la section supérieure installé au-dessus des deux plateaux anti-entraînement.

Les 13 plateaux en dessous de l'alimentation sont conçus pour traiter la grande quantité de solvant liquide se déplaçant vers le bas de la colonne. La section de garnissage garanti que les aromatiques volatiles sont complètement séparées du solvant. Le solvant pauvre est récupéré au fond de la colonne et il est recyclé vers la colonne de distillation extractive, 200-C-51 tandis que les aromatiques sont strippées en tête. Le débit d'alimentation de SRC est contrôlé (200-FIC-1501) par le contrôle de niveau (200-LIC-1201) sur le fond de l'EDC (200-C-51). Dans la SRC, les aromatiques seront séparées du solvant, produisant une qualité de solvant pauvre au fond de la colonne nécessaire à l'opération de distillation extractive.

La colonne fonctionne sous vide pour permettre d'abaisser le point d'ébullition au fond de la colonne. Par ailleurs, la vapeur de stripping provenant du circuit d'eau sera injectée au fond de la colonne afin de faciliter le stripping des aromatiques. Les vapeurs d'hydrocarbures aromatiques de tête sont complètement condensées dans le condenseur à air de SRC 200-EA-52 et elles sont sous-refroidies dans le refroidisseur de tête 200-E-8. Le liquide de tête est accumulé dans le ballon 200-V-2 de tête de SRC.

La température de sortie de 200-EA-52 sera surveillée par 200-TI1602 avec alarme de haute / basse température. Le produit de tête est composé d'aromatiques concentrées, qui contient tous les hydrocarbures aromatiques extraits, exempts de solvant. La fraction d'hydrocarbures, provenant du ballon 200-V-2 de tête de SRC, est aspirée par la pompe de reflux 200-MP-70A/B, une partie est recyclée dans la colonne comme reflux sous contrôle de débit (200-FIC1505), et le reste de l'extrait aromatique est envoyé, sous contrôle de niveau (200-LIC-1602 /200-FIC-1601), au bac de charge 200-S-52 de la tour d'argile.

La qualité des aromatiques extraits est surveillée par un analyseur de process (200-AI-1601) sur la ligne de refoulement de la pompe de reflux 200-MP-70A/B de SRC. L'eau de process dans

le produit de tête de SRC est séparée des aromatiques dans l'accumulateur de tête de SRC. L'eau décantée est envoyée par la pompe d'eau MP-200-73A/B de SRC, sous contrôle du niveau d'interface (200-LIC-1601), au ballon tampon de l'eau (water surge drum) 200-V-53 pour la circulation ultérieure dans le procédé.

Tous les incondensables, passant à travers les condenseurs à air (200-EA-52) de SRC et le ballon (200-V-2) de tête de SRC, passeront dans le système d'éjecteurs 200-J-51/52 du vide. Le vide dans la colonne est contrôlé par la boucle de régulation 200-PIC-1502, en injectant de l'azote dans la ligne des incondensables vers les éjecteurs. Les éjecteurs à vapeur fonctionnent à la vapeur IP, fournie à pression constante contrôlée par 200-PIC-1701. Le débit de vapeur est mesuré par 200-FI-1701. En fonctionnement normal, et en fonction de l'étanchéité du circuit global de SRC, la colonne peut fonctionner avec le système de vide à l'arrêt.

Les éjecteurs sont de deux dimensions différentes selon les exigences du vide et les pénétrations d'air. Les vapeurs de sortie de l'éjecteur du vide contiennent surtout de la vapeur d'eau avec des traces d'aromatiques. Les vapeurs sont refroidies et condensées dans le condenseur à eau 200-E-54 de l'éjecteur et elles sont recueillies dans le ballon de condensat 200-V-52 de l'éjecteur. Toutes les vapeurs incondensables du 200-V-52 sont éliminées en les envoyant à la chambre de combustion du four 200-F-1.

La combustion dans la chambre de combustion va éliminer les vapeurs inflammables ou les incondensables présents dans le courant d'incondensables. Il y a un verrouillage, associé au système, qui contrôle la destination de l'évent des incondensables provenant du ballon de condensat (200-V-52) de l'éjecteur. Dans les conditions normales de service, le courant de l'évent des incondensables provenant du ballon de condensat de l'éjecteur sera acheminé vers la chambre de combustion du four.

Lorsque le four est à l'arrêt, le verrouillage détournera le courant de l'évent à l'atmosphère, en lieu sûr. Lorsque la température de sortie du refroidisseur de tête de SRC (200-E-8) ou le niveau dans le ballon de tête de SRC (200-V-2) dépasse la limite de prééplage (comme spécifié respectivement par 200 TAHH-1608 et 200 - LAHH 1603), le verrouillage fermera la vanne 200-XV-1701 sur la ligne d'évent à partir de 200-V-52 afin d'empêcher toute émission. Le système de contrôle de la pression (vide) 200-PIC-1502 maintient la pression de tête de SRC en ajustant l'injection d'azote (incondensable) aux éjecteurs. Le système est conçu pour un fonctionnement

continu de l'éjecteur en optimisant l'utilisation des deux formats d'éjecteurs (200-J-51, 52) disponibles.

Le système de verrouillage qui contrôle la destination de l'évent du ballon de condensat de l'éjecteur, à l'atmosphère ou bien à la chambre de combustion du four, est fondé sur les indications du fournisseur concernant la pression d'évacuation des éjecteurs 200-J51/52, et par conséquent la pression de fonctionnement du 200-V-52. Sur la base des indications du fournisseur, le ballon de condensat de l'éjecteur fonctionne toujours à une pression suffisante pour permettre la circulation des vapeurs dans la chambre de combustion du four. Les liquides recueillis dans le 200-V-52 sont séparés en phases ; eau et hydrocarbures.

L'eau est prélevée du 200-V-52 par la pompe de condensat 200- MP-61 A/B de l'éjecteur et elle est envoyée, en limite de batterie, au système de traitement d'eau (au strippeur des eaux acides). Il y a un verrouillage (200-I-1703) associé au système qui, lorsque le niveau du ballon de condensat de l'éjecteur 200-V-52 arrive à une limite haute (comme spécifié par 200-LAH-1702), le verrouillage va démarrer la pompe de condensat de l'éjecteur 200-MP-61A/B et lorsque le niveau arrive à une limite basse (comme spécifié par 200-LAL-1702) le verrouillage arrête la pompe de condensat de l'éjecteur 200-MP-61A/B. Toute quantité d'aromatiques humides recueillie dans 200-V-52 peut être drainée manuellement dans le système de drainage fermé des hydrocarbures Les conditions de service de la colonne de récupération de solvant 200-C-55, sont les suivants :

- Température de tête : 63 °C - 64 °C
- Température de fond : 175 °C
- Pression de tête : -0.38 Kg/cm² (g)
- Pression de fond : -0.21 Kg/cm² (g).

L'apport de chaleur à la colonne de récupération du solvant est fourni par le rebouilleur 200-E-58 qui utilise de la vapeur IP comme source de chauffage. La température de fond du siphon de la colonne (column sump) doit être maintenue à une valeur constante, ce qui va déterminer la qualité du solvant pauvre renvoyé à la colonne d'ED (200-C-51).

Considérant cela, la température du fond est contrôlée en maintenant un débit constant du fluide de chauffage vers le rebouilleur interne (stab-in reboiler) (200-FIC-1502) qui fonctionne en cascade avec le régulateur de température 200 - TIC-1502D de fond de SRC. Le niveau dans le

fond de SRC (colonne de récupération de solvant) est contrôlé par le régulateur de niveau (200-LIC-1502), en cascade avec le régulateur de débit (200-FIC-1101) sur la ligne du solvant pauvre vers le refroidisseur à air du solvant 200-AE-1.

Le fonctionnement de ce contrôleur est que le contrôle du débit a la priorité sur le contrôle de niveau uniquement en cas de variations extrêmes du niveau. Il va maintenir un débit constant du solvant dans des conditions stables. Pour les écarts par rapport au niveau normal du fond de SRC, Le contrôle de débit du solvant pauvre sera réinitialisé par un sélecteur de signal haut / bas du contrôle de niveau pour maintenir le niveau de la SRC à 40 -60%. Cela est essentiel pour un fonctionnement stable de la colonne de distillation extractive.

Le débit de solvant peut être également réinitialisé manuellement en fonction du rapport de solvant sur l'alimentation, selon la nécessité de variations de la charge de process qui arrive de temps en temps. La pression de service (sous-vide) de la colonne de récupération de solvant est contrôlée par le régulateur de pression 200 PIC-1502, qui régule le débit d'azote vers les éjecteurs 200-J-51 / 52. Si la pression de la colonne augmente au-delà des conditions maximums de service, le verrouillage (comme spécifié par 200 PAHH-1503 A/B/C) coupera automatiquement la vapeur vers le rebouilleur 200-E-58, à l'aide des vannes 200-XV-1501,200-XV-1502, empêchant toute entrée de chaleur dans le système par la suite.

Une petite partie du solvant pauvre provenant du fond de la colonne de CRS (200-C-55) est acheminée, sous contrôle de débit (200-FIC-1804) vers le régénérateur de solvant, 200-C-52. Le solvant pauvre, à partir du fond de SRC 200-C-55 est acheminé par la pompe de fond de SRC 200-MP-53A /B, à travers une série d'échangeurs de chaleur pour la récupération de la chaleur puis renvoyé vers la colonne de distillation extractive. Le solvant pauvre est utilisé, d'abord, comme moyen de réchauffage pour vaporiser l'eau de process dans le générateur de vapeur 200-E-66. Ensuite, il est utilisé comme source de chaleur pour le préchauffage de l'alimentation 200-E-51, pour le préchauffage de l'eau 200-E-15, et pour le préchauffage de l'extrait 200-E-52.

Enfin, le solvant pauvre est refroidi jusqu'à la température requise dans le refroidisseur de solvant pauvre 200-EA-1 et puis envoyé à la colonne d'EDC (200-C-51). Une petite partie du solvant pauvre, à partir du fond de la colonne de SRC, est acheminée sous contrôle de débit vers le régénérateur de solvant 200 - C-52.

IV.3.3 Régénération du solvant

Le solvant est stable dans les conditions de fonctionnement normal. Toutefois après une période de temps, le solvant peut se dégrader lentement aux températures élevées avec une entrée d'air dans le circuit. Les produits de la dégradation sont de nature acide. Cela nécessite donc des moyens de neutralisation de ces acides afin de minimiser tout risque de corrosion dans l'unité. Du monoéthanolamine (MEA) doit être ajouté à la fois au solvant pauvre et à l'eau de process sur la ligne d'entrée du solvant dans le refroidisseur de solvant pauvre (200-EA-1), et à la ligne du pot de purge de l'eau (water boot line) du ballon de tête de l'EDC (200-V-51) pour ajuster le pH du solvant et / ou de l'eau si nécessaire. Les produits lourds de la dégradation sont éliminés, du circuit, dans le système de régénération du solvant. Une partie contrôlée du solvant pauvre, en circulation, est vaporisée dans le régénérateur de solvant 200-C-52.

La vapeur de stripping, produite dans le générateur de vapeur 200-E-66, est envoyée au régénérateur de solvant (200-C-52) afin de faciliter la vaporisation du solvant. De plus, un rebouilleur interne (stab-in reboiler) 200-E-55 est prévu dans la colonne pour fournir une chaleur supplémentaire pour la régénération. L'entrée de chaleur au rebouilleur est régulée en contrôlant le débit de vapeur (200-FIC-1801) en cascade avec le contrôle de niveau du régénérateur de solvant (200-LIC-1801). La température du régénérateur de solvant n'est pas contrôlée et elle est automatiquement établie par le rapport vapeur / solvant et le point de flash à la pression de service (sous-vide). De ce fait, le débit du solvant vers le régénérateur de solvant (200-FIC-1804) et le débit de vapeur vers le régénérateur de solvant (200-FIC-1802), doivent être constants autant que possible.

La température du régénérateur de solvant doit être maintenue à hauteur de 1750 C. Le produit vapeur de tête de 200-C-52, constitué de vapeur d'eau et de tout le solvant vaporisé, est envoyé à la colonne de récupération du solvant SRC comme moyen de stripping. Le régénérateur de solvants est directement connecté au fond de SRC et pour cette raison il fonctionne à la même pression que le fond de SRC. La tuyauterie de process entre ces capacités est aussi courte que possible avec des transitions en douceur pour faciliter l'écoulement et pour un bon transfert de chaleur. Tous les composants lourds de la dégradation vont s'accumuler dans le puisard du régénérateur de solvant et ils seront purgés, périodiquement, manuellement à travers un petit tuyau réchauffé d'éjection (Knock out pipe) dans un petit ballon à double enveloppe [5].

IV.3.4 Génération de vapeur et circuit d'eau

La récupération de chaleur, à partir du solvant pauvre chaud, est réalisée par une série d'échangeurs de chaleur, comme mentionnée ci-dessus. L'un d'entre ces échangeurs est le générateur de vapeur 200-E-66, où la vapeur est produite à partir de l'eau de process qui utilise le solvant pauvre comme moyen de chauffage. L'eau de process, provenant de différents endroits de l'unité, est collectée et récupérée. La quantité d'eau douce ajoutée au process est considérablement inférieure à celle requise pour une unité d'extraction liquide-liquide où l'étape de l'eau de lavage implique un stockage d'eau substantielle.

Le circuit d'eau, dans le procédé de distillation extractive est généralement fermé mais si la charge hydrocarbures contient une quantité appréciable d'eau ou si une fuite intérieure de l'utilité se développe le niveau d'eau peut augmenter en dépassant le niveau requis par le procédé. Tout excès d'eau peut être purgé à partir d'un ou de plusieurs endroits de l'unité une fois que les impuretés d'hydrocarbures /solvants ont été traitées. La fonction du stripper de l'eau, du régénérateur de solvant et du générateur de vapeur est de traiter les différentes eaux de process dans des conditions normales.

L'eau de process provenant du ballon de tête de SRC (200-V-2) accumulée dans le ballon tampon 200-V-53 est acheminée, à l'aide de la pompe à membrane 200-MP-69A /B à travers d'abord le préchauffeur 200-E-15 pour être préchauffée jusqu'à 950 C par le solvant pauvre et puis à travers le générateur de vapeur 200-E-66. Ce rebouilleur, de type Kettle, va vaporiser l'eau de process préchauffée produisant, ainsi, de la vapeur de stripping en utilisant le solvant pauvre chaud comme moyen de chauffage. La vapeur de stripping, générée dans le 200-E-66 est utilisée pour faciliter le stripping dans la colonne SRC et la vaporisation du solvant dans le régénérateur de solvant.

La vapeur, générée dans le 200-E-66, est envoyée, sous contrôle de débit (200- FIC-1802), au régénérateur de solvant 200-C-52. La quantité de vapeur produite est contrôlée par le régulateur de pression (200-PIC-1804) sur la ligne de sortie vers la colonne SRC. L'eau, provenant du pot de purge d'eau du récepteur de l'EDC (200-V-51) est envoyée par la pompe 200-MP-54A/B vers le stripper de l'eau 200-C-53 où toutes les traces d'hydrocarbures contenues dans la phase aqueuse sont strippées. Une petite partie de la vapeur produite dans le générateur de vapeur 200-E-66

fournit la chaleur nécessaire pour l'élimination des non-aromatiques dans le strippeur de l'eau 200-C-53.

Les vapeurs de tête du strippeur, y compris les vapeurs d'hydrocarbures non-aromatiques sont acheminées vers le condenseur de l'EDC 200-EA-51 et ces hydrocarbures sont déplacés vers le raffinat. Le niveau d'eau dans le générateur de vapeur 200-E-66 est contrôlé par un sélecteur de signal (200-FY-1901), soit en purgeant plus ou moins l'eau vers le régénérateur de solvant 200-C-52, soit en contrôlant l'eau envoyée par 200-MP-69A/B vers le générateur de vapeur 200-E-66 (via le réchauffeur de l'eau) [5].

IV.4 Section post-fractionnement

IV.4.1 Traitement d'argile

L'extrait aromatique de la section d'extraction, stocké dans le bac de charge 200-S-52 de la tour d'argile (Clay Tower), est envoyé, par la pompe de charge de la tour d'argile 200-MP-60 A/B, à la section post-fractionnement, après avoir été préchauffé dans le préchauffeur de l'extrait 200-E-52 à contre courant du solvant pauvre chaud. L'extrait aromatique préchauffé est envoyé aux échangeurs Alimentation/Effluent de la tour d'argile 200-E-56 A/B/C pour un réchauffement supplémentaire. L'étape finale est le réchauffeur de la tour d'argile 200-E-57 utilisant la vapeur à moyenne pression comme fluide de chauffe, qui réchauffe l'alimentation de la tour d'argile jusqu'à la température de service appropriée ; entre 175- 1950 C.

La température de l'alimentation de la tour d'argile est contrôlée en cascade avec le débit du fluide chauffant (200-TIC-2003 / 200- FIC-2001). Les tours d'argile 200-V-54 A/B sont remplies d'argile activée acide. L'argile élimine sélectivement les traces d'impuretés qui peuvent empêcher de répondre aux spécifications finales du benzène en absorbant partiellement les composés oléfiniques / di-oléfiniques et en agissant comme catalyseur acide en les polymérisant en produits ayant une haute température d'ébullition qui seront éliminés au fond de la colonne de benzène / toluène.

L'effluent des tours d'argile échange de la chaleur, dans 200-E-56 A/B/C avec l'alimentation préchauffée pour récupérer la chaleur avant les colonnes de benzène. La pression de sortie des tours d'argile est contrôlée et doit être supérieure à 17,5Kg/cm² afin de maintenir les

hydrocarbures, dans la tour d'argile, en phase liquide (à une température de service de 1950 C). Pour que le débit du produit de la tour d'argile soit contrôlé avec un minimum de perturbation, un contrôle de pression 200 PIC-2101 en cascade avec un régulateur de débit 200-FIC-2106 / 200-FIC-2301 avec un sélecteur de signal bas, est utilisé pour lancer une action de contrôle lorsque la pression est inférieure à la pression de préréglage. La vaporisation peut se produire en ouvrant trop largement les vannes 200 FV-2106 /200-FV-2301.

En fixant le point de consigne, de la boucle de régulation de la pression à la pression minimale de service requise, cela permettra d'éviter une vaporisation indésirable dans le circuit de traitement à l'argile. Lorsque la pression du circuit des tours d'argile est supérieure à la pression minimale requise, le système de contrôle fonctionne comme les boucles FC, fondé sur le débit fixé des 200-FIC-2106 / 2301. Lorsque la pression du circuit des tours d'argile est égale ou inférieure à la pression minimale requise, le système de contrôle fonctionne comme une boucle PC 200-PIC-2101 en cascade avec 200-FIC-2106 / 200-FIC-2301 basé sur la pression fixée de PIC-200-2101 qui fera fermer les vannes de contrôle mentionnées ci-dessus, afin de maintenir la pression minimale requise dans le système. La pression de service des tours d'argile doit être fixée de façon à maintenir l'opération entière en phase liquide sans aucune vaporisation à une température de service de 195°C.

IV.4.2 Fractionnement de benzène

La charge d'aromatiques traitées à l'argile est sous contrôle de débit et de pression et elle est envoyée au système de fractionnement du benzène. Deux colonnes de benzène 200-C-7et 200-C-54 seront utilisées pour le traitement de l'extrait après la Réhabilitation avec un doublement de la quantité de charge. L'alimentation à la première colonne de benzène 200-C-7 sera introduite en un point situer au milieu de la colonne. Le benzène de haute pureté est soutiré en tant que soutirage liquide de tête de colonne, recueilli dans le ballon accumulateur de tête de la colonne de benzène 200- V-65 et pompé ailleurs par 200-MP-64 A/B, avant d'être refroidi à 40 °C dans le refroidisseur 200-E-67 en utilisant l'eau de refroidissement.

Le débit de benzène est contrôlé en cascade avec le contrôle du différentiel de températures des plateaux (200-FIC-2202 / 200-TDIC-2102 / D) entre le plateau # 5 et # 16, afin de maintenir la qualité du produit dans l'intervalle requis. Un analyseur en ligne, sur la ligne de refoulement de

la pompe de benzène, 200-MP-64 A / B, a été prévu pour contrôler la qualité du benzène (200-AT-2201) en mesurant les teneurs en toluène et en non-aromatiques dans le benzène. La section supérieure de la colonne de benzène est « la section de pasteurisation » pour éliminer l'eau du benzène, qui est extrait comme soutirage latéral.

Le contenu d'eau de l'alimentation extrait est distillé au sommet de la colonne comme azéotrope eau-benzène. Les vapeurs de tête sont condensées dans le condenseur de benzène 200- EA-3, et sous-refroidies afin de minimiser toute perte d'hydrocarbures à travers la ligne d'évent du ballon accumulateur. Le liquide de tête sous-refroidi, recueilli dans le ballon accumulateur 200-V-64 de la colonne de benzène, est recyclé, par la pompe de reflux MP-200-74 A/B, comme reflux total à la colonne de benzène, sous contrôle de débit en cascade avec le contrôle de niveau de l'accumulateur de tête de la colonne de benzène (200-FIC-2101/200-LIC-2202).

L'eau condensée est séparée dans le pot de purge d'eau et envoyée par la gravité au CAD (système de drainage fermé des aromatiques). Tel que requis, une petite partie du liquide de tête (benzène drag) peut être sou retirée latéralement, sous contrôlé de débit (200-FIC-2201) et renvoyée au bac de charge si les non-aromatiques légers s'accumulent dans le reflux. Les conditions de service de la colonne de benzène 200 - C-7 sont les suivantes :

- Température de tête : 95°C
- Température de fond : 137°C
- Pression de tête : 0.57 Kg/cm² (g)
- Pression de fond : 1.06 Kg/cm² (g).

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2202, en mode split range avec admission d'azote envoi de benzène vers le ballon accumulateur de tête (200-V-64) de la colonne. Lorsque la pression dans l'accumulateur de tête de la colonne de benzène est supérieure à la pression de consigne du (200-PIC-2202), l'excès de vapeur est purgé à travers l'évent du ballon des hydrocarbures (200-V-60) / système de torche, en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2202B sur la ligne d'évent vers la torche.

Lorsque la pression de la tête de colonne est inférieure à la valeur de consigne, un flux d'azote alimente l'accumulateur de tête (200-V-64) de la colonne de benzène par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2202A installée sur la ligne d'alimentation d'azote.

L'apport de chaleur de la colonne de benzène est fourni par le four-rebouilleur 200-F-1 de colonne de benzène. L'entrée de chaleur dans le four est régulée en contrôlant le gaz combustible envoyé au four, par le régulateur 200 - PIC-2115 en cascade avec le contrôle de température 200-TIC-2101G du plateau n° 59 de la colonne de benzène.

Le produit de fond de la colonne de benzène est envoyé par la pompe 200- MP-62 A/B, vers la colonne de toluène, 200-C-56. Le niveau de liquide du fond de la colonne de benzène est contrôlé par une boucle de régulation de niveau en cascade avec le débit du produit de fond envoyé à la colonne du toluène (200 - LIC-2101 & 200 - FIC-2103). L'alimentation de la colonne secondaire de benzène 200-C-54 sera envoyée, à un point d'entrée située au milieu de la colonne, sous contrôle de débit (200-FIC-2301).

Le benzène de haute pureté est extrait comme soutirage latéral liquide en tête de colonne et il est collecté dans accumulateur 200-V-1 de tête de colonne benzène# 2, et il est pompé par 200-MP-57A/B, avant d'être refroidi dans le refroidisseur 200-E-65. Le débit de benzène est contrôlé en cascade avec le différentiel de température de plateaux sur les plateaux au-dessus et au-dessous du soutirage latéral (200-FIC-2401/200-TDIC-2302D) entre le plateau # 5 et # 19 afin de maintenir la qualité du produit dans l'intervalle requis.

Un analyseur en ligne, sur le refoulement de la pompe de benzène, 200-MP-57 A/B, est prévu pour surveiller la qualité du benzène en mesurant les concentrations du toluène et des non-aromatiques dans le benzène. La section supérieure de la colonne de benzène est "la section de pasteurisation" pour enlever l'eau du benzène, qui est extrait comme soutirage latéral (Side Draw). L'eau contenue dans l'extrait est distillée au sommet de la colonne comme azéotrope eau-benzène.

Les vapeurs de tête sont condensées dans le condenseur à air 200-EA-3, et sous-refroidies afin de minimiser toute perte d'hydrocarbures sur la ligne d'évent du ballon accumulateur de tête. La température de sortie du 200-EA-53 sera contrôlée par le 200-TIC-2401, en ajustant le nombre de ventilateurs en service. Le liquide de tête sous-refroidi, recueilli dans l'accumulateur 200-V-55 de tête de la colonne n°2 de benzène, est recyclé, par la pompe 200-MP-55 A/B, comme reflux total à la colonne n° 2 du benzène, sous contrôle de débit en cascade avec le niveau de l'accumulateur (200-FIC-2402 / 200-LIC-2401).

L'eau condensée est séparée dans le pot de purge d'eau, et elle est envoyée, sous contrôle de niveau (200-LIC-2402), par gravité au ballon tampon de l'eau 200-V-53. Tel que requis, un petit courant latéral de liquide de tête (benzène drag) peut être soutiré sous contrôle de débit (200-FIC-2403) et renvoyé au bac de charge si les non-aromatiques légers s'accumulent dans le reflux. Les conditions de service de la colonne de benzène, 200 - C-54 sont les suivantes :

- Température de tête : 95°C
- Température de fond : 137°C
- Pression de tête : 0.57 Kg/cm² (g)
- Pression de fond : 1.06 Kg/cm² (g).

La pression de tête est contrôlée par 200-PIC-2401, en mode split range avec injection d'azote / Envoi de benzène au récepteur de tête (200-V-64) de la colonne#2 de benzène. Lorsque la pression dans l'accumulateur de tête de la colonne de benzène est supérieure à la pression de consigne (200-PIC-2401) l'excès de vapeurs est purgé à travers l'évent du ballon des hydrocarbures (200-V-60) système de torche en ouvrant la vanne de contrôle 200-PV-2401B sur la ligne d'évent vers la torche.

Lorsque la pression de tête de colonne est inférieure à la valeur de consigne, un flux d'azote alimente le récepteur de benzène par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2401A qui est installée sur la ligne d'alimentation d'azote. L'apport de chaleur à la colonne #2 de benzène, 200-C-54 est fourni par le rebouilleur 200-E-63 de la colonne de benzène, qui est un rebouilleur à thermosiphon vertical, en utilisant la vapeur IP comme fluide de réchauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de benzène est contrôlée par le débit du fluide chauffant en cascade avec la température (200-FIC-2302/200-TIC-2302H) du plateau #57 de la colonne de benzène.

Le condensat de vapeur du rebouilleur est envoyé, à la limite de batterie, à travers un pot de condensat, 200-V-59, sous contrôle de débit en fonction du contrôle de niveau dans le pot de condensat (200-LIC-2302). Le produit de fond de colonne est envoyé par la pompe de fond MP-200-56A/B, à la limite de batterie comme produit concentré toluène. Le niveau de liquide de fond de la colonne de benzène est contrôlé par une boucle de régulation de niveau en cascade avec le débit du produit de fond (200-LIC-2301 / 200-FIC-2303) qui est envoyé en limite de batterie vers le stockage (600-S-30, 31, 33,34).

IV.4.3 Fractionnement de toluène

L'alimentation de la colonne de toluène est sous contrôle de débit par 200-FIC-2103 en cascade avec 200 - LIC-2101, et elle est envoyée au milieu de la colonne de toluène, 200-C-56. Les vapeurs de tête de la colonne de toluène sont totalement condensées dans le condenseur de toluène 200- E-17, et le liquide condensé est recueilli dans le ballon 200-V-8 de tête de la colonne de toluène.

La fraction d'hydrocarbures, provenant du ballon accumulateur de toluène, est pompée par la pompe de reflux du toluène 200-MP-65 A / B, une partie sous contrôle de débit (200- FIC-2501) est recyclée dans la colonne comme reflux et le reste sous contrôle de niveau (200 - FIC-2601 en cascade avec 200-LIC-2601) est envoyé comme toluène en limite de batterie vers le stockage (600-S-39, 40) avant d'être refroidi dans le refroidisseur du toluène 200-E-14. Les conditions de service de la colonne de toluène 200 - C-56 sont les suivantes :

- Température de tête : 124°C - 124.5°C
- Température de fond : 129°C- 130°C
- Pression de tête : 0.47 Kg/cm² (g)
- Pression de fond : 0.7 Kg/cm² (g).

La pression de tête est contrôlée par 200-PIC-2602 en mode split range avec Injection d'azote / Envoi de toluène au récepteur de la colonne de toluène. Lorsque la pression dans le récepteur de tête de la colonne de toluène est supérieure à la pression de consigne (200-PIC-2602) l'excès de vapeurs est purgé vers l'évent du ballon/ système de torche, en ouvrant la vanne de contrôle 200-PV-2602B vers la ligne d'évent à la torche.

Lorsque la pression de tête de colonne est inférieure à la valeur de consigne, un flux d'azote alimente le récepteur de la colonne de toluène par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200- PV-2602A installée sur la ligne d'alimentation d'azote. L'apport de chaleur à la colonne de toluène est fourni par le rebouilleur thermosiphon à vapeur 200-E-60 en utilisant la vapeur IP comme fluide de réchauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur est contrôlée par le débit de vapeur en cascade avec la température de fond de colonne (200-TIC-2503 A & 200-FIC-2502).

Et ainsi la température de fond de colonne est aussi contrôlée. Le niveau de liquide du fond de la colonne de toluène est régulé par le contrôle de niveau 200-LAH-2502/200-LAL-2502 avec le

signal de démarrage /arrêt au moteur de la pompe de fond de la colonne de toluène 200-MP-66 A/B en cas de très faible débit du produit de fond. Le produit de fond est refroidi dans 200-E-19 et envoyé par 200-MP-66 A/B à la limite de batterie vers le stockage (600-S-30, 31, 33,34) [5].

IV.5 Système de stockage du solvant

Stockage de solvant Trois réservoirs de stockage de solvant 200-S-1,200-S-2, et 200-S-51 sont prévus dans le parc de stockage du solvant. L'objectif principal de ces réservoirs est de réserver et d'isoler les stocks de solvant frais ou de solvant régénéré et le solvant humide ou contaminé par des hydrocarbures, avant la régénération.

Deux pompes de transfert 200 MP-58 et 200-MP-59 sont prévues afin de transférer le produit vers l'unité d'extraction pour l'appoint de solvants ou pour l'approvisionnement de l'alimentation au régénérateur 200- C-52. Il est prévu aussi un réservoir de dépôt (sump tank), 200-V-61 enterré avec une pompe de transfert 200-MP-63A/S. Le réservoir de dépôt (sump tank) est utilisé pour collecter les fuites de solvants ou le Blow Downs dans l'unité d'extraction à travers un réseau de drainage fermé. Ainsi, le solvant peut être récupéré pour une réutilisation en le recyclant vers le réservoir du solvant humide.

Un échangeur de chaleur est prévu 200-E-61 A/B pour refroidir le solvant avant de l'envoyer dans le réservoir de solvant. Le ballon d'évent 200-V-9 de solvant est prévu comme ballon d'expansion vers la torche pour recueillir les liquides à partir des PSVs de l'unité d'extraction, où il y a une forte probabilité que la libération pourrait entraîner une perte de solvant liquide précieux vers la torche. A partir de 200-V-9, le liquide peut être analysé pour déterminer si le solvant est présent en quantités appréciables. Avec une présence de solvant en quantité appréciable, le liquide sera dévié vers la collecte de drainage du solvant, qui est recueilli dans le réservoir de dépôt (sump tank) 200-V-61 pour la récupération. Si aucun solvant n'est présent, d'autres dispositions peuvent être prises pour mettre le produit à l'égout des eaux huileuses pour le retraitement [5].

IV.6 Stockage de l'extrait – Bac de charge d'argile

L'extrait aromatique de la section d'extraction est recueilli dans le bac de charge des tours d'argile 200-S-52. L'extrait du bac de charge des tours d'argile est envoyé par la pompe de charge des tours d'argile 200-MP-60 A/B, à la section de fractionnement via le préchauffeur de l'extrait 200-E-52. Toutes les lignes de démarrage de la section de fractionnement comprenant : benzène / toluène hors-spécification, les fond de colonne de benzène / fond de colonne de toluène hors-spécification, seront collectées dans le bac de charge de la tour d'argile 200-S-52 pour le retraitement.

Deux ballons supplémentaires, un ballon de drainage des aromatiques et un ballon d'évent des aromatiques sont prévus pour recueillir tous les événements de basse pression et tous les drains dans la section de fractionnement. Le ballon d'évent des aromatiques 200-V-60 va recueillir tous les événements de basse pression provenant de la section d'extraction et de fractionnement où il y a une probabilité que l'éjection pourrait entraîner une perte d'aromatiques précieuses vers la torche. A partir de 200-V-60, le liquide peut être analysé afin de déterminer si des quantités appréciables hydrocarbures aromatiques sont présentes.

Dans ce cas, le liquide sera détourné vers la collecte de drainages des aromatiques, dans le ballon de drainage des aromatiques 200-V-62 pour leur récupération. Un échangeur de chaleur est prévu 200-E-62A/B pour refroidir les aromatiques avant de les envoyer, en limite de batterie, vers le bac de slop de la Raffinerie (600-S-131) ou au bac de charge de l'extraction (600-S-29) ou au bac de charge de la tour d'argile (200-S-52) pour un retraitement [5].

IV.7 Facteurs influant sur la perte et la qualité du solvant

Les facteurs influant sur la perte et la qualité du solvant sont les suivants :

- Dégradation
- Neutralisation
- Pertes de solvant dans le raffinat
- Pertes de solvant dans l'extrait.

IV.8 Facteurs influant sur la récupération des aromatiques

Les facteurs influant sur la récupération des aromatiques à un débit donné, sont :

- Taux de solvant et composition de la charge
- Colonne d'ED – localisation de l'alimentation
- Température du fond d'EDC
- Teneur en eau dans le solvant
- Teneur en aromatiques dans le solvant
- Température de l'alimentation
- Taux de reflux
- Teneur en hydrocarbures dans le solvant pauvre [5].

IV.9 Caractéristiques commerciales du benzène et du toluène

Les tableaux IV.1 et IV.2 représente Caractéristiques commerciales du benzène et du toluène :

Tableau IV.1 : Caractéristiques commerciales du benzène [2].

Densité relative à 15°C	0.883-0.886
Non aromatique (% V)	0.13
Benzène (% V)	99.83
Toluène (% V)	0.04
Couleur	< 1

Tableau IV.2 : Caractéristiques commerciales du toluène [2].

Densité relative à 15°C	0.87-0.72
Non aromatique (% V)	0.01
Benzène (% V)	0.1
Toluène (% V)	99.89
Couleur	1

Chapitre V :

Simulation du procédé de distillation extractive

V.1 Introduction

Ce chapitre consiste à simuler par le logiciel HYSYS, la section distillation extractive unité 200, plus exactement la colonne de la distillation extractive C-51 dans le but d'optimiser les paramètres de marche les mieux adapter pour minimiser les pertes de benzène.

Ainsi, la simulation suit trois étapes distinctes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisi et de vérifier l'exactitude de la simulation.
- La simulation du cas réel et ceci dans le but de l'utiliser par la suite pour optimiser les paramètres de marche.
- L'optimisation des paramètres de marche afin d'obtenir les pertes selon le design.

V.2 Description du simulateur HYSYS

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi et triphasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Ce logiciel est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants.

Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent ce logiciel pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

L'objectif de ce travail :

Dans ce travail on va simuler la section d'extraction et la colonne de distillation extractive C-51 de l'unité 200 en pratique dont l'objectif est de trouver les conditions optimales de marche pour réduire la quantité de benzène perdue dans le raffinat conforme à celui du design.

V.3 Simulation du procédé

V.3.1 Simulation du cas de design

Dans cette partie, on va simuler la section de distillation extractive C-51 en utilisant les données du constructeur (design), la simulation du cas design va nous permettre non seulement de confirmer le choix du modèle thermodynamique mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation.

Le tableau ci-dessous représente la composition de la charge du cas design :

Tableau V.1 : La charge du cas design du procédé de la distillation extractive C-51.

Compositions	% Poids
C4 Paraffines	0,06
C5 Paraffines	1,68
C6 Paraffines	32,56
C7 Paraffines	22,99
C8 Paraffines	0,08
C9 Paraffines	0,00
C5 Oléfines	0,00
C6 Oléfines	0,93
C7 Oléfines	0,53
C8 Oléfines	0,00
C5/C6 Naphtènes (CP+MCP)	1,67
C6 Naphtènes (CH)	0,68
C7 Naphtènes	0,78
C8 Naphtènes	0,03
Benzène	32,36
Toluène	5,64
C8 Aromatiques	0,00
Tectiv-100	0,00
Eau	0,00
Totale	100,0

V.3.1.1 Le choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique choisi est : Peng-robinson car il est le modèle recommander pour la distillation extractive.

Le schéma de la simulation de la section du procédé de la distillation extractive C-51 :

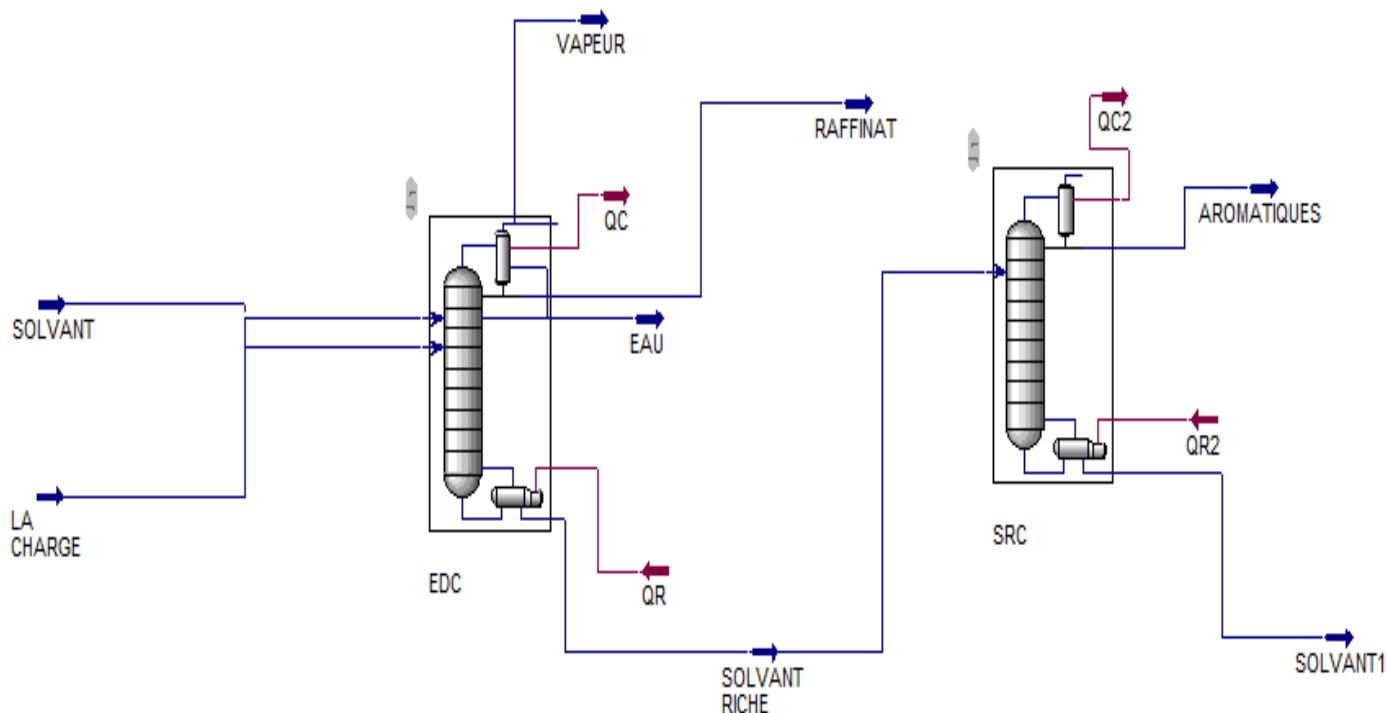


Figure V.1: schéma du procédé de la distillation extractive C-51.

V.3.1.2 Résultat de la simulation par rapport aux données du constructeur

Pour confirmer le choix du modèle thermodynamique on compare les résultats donnés par le logiciel HYSYS aux résultats design, en termes de débit et de compositions du raffinat et du solvant riche.

➤ Les débits molaires du raffinat et du solvant riche

Tableau V.2: les débits molaires donnés par la simulation et le design du raffinat et du solvant riche.

Débits molaire (kgmol/h)		
	Simulation (HYSYS)	Design
Raffinat	253	510,5
Solvant riche	2577	2856,5

On remarque que les débits obtenus par la simulation sont proches à ceux données par le design, ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique de la simulation.

➤ **La composition du raffinat « fraction molaire »**

Le tableau V.3 comparaison entre la composition du raffinat « fraction molaire » donné par la simulation et le design.

Tableau V.3 : la composition du raffinat du la simulation et du design ;

Fraction molaire

	Simulation par (HYSYS)	Design
C4 paraffines	0,0021	0,0009
C5 paraffines	0,0589	0,027
C6 paraffines	0,8438	0,5242
C7 paraffines	0,0001	0,3701
C8 paraffines	0	0,0014
C9 paraffines	0	0
C5 oléfines	0	0
C6 oléfines	0,0313	0,015
C7 oléfines	0	0,0086
C5 naphènes	0,0585	0,0269
C6 naphènes	0,0001	0,011
C7 naphènes	0	0,0126
C8 naphènes	0	0,0005
Benzène	0,0047	0,0016
Toluène	0	0
C8 aromatiques	0	0
Techtiv-100	0	0
H₂O	0,0006	0,0003

On remarque que les valeurs obtenues par simulation sont proches des données du constructeur ce qui confirme à nouveau le choix de modèle thermodynamique pour la simulation.

Les différences constatées entre la composition du raffinat obtenue par la simulation et celle donnée par le design sont due aux coefficients d'interactions existants dans la base de données du HYSYS.

De telle manière l'absence de certains coefficients ou l'incertitude de ces derniers sont à l'origine des différences constatées.

➤ **La composition solvant riche « fraction massique »**

TableauV.4 : Comparaison de la composition du solvant riche entre la simulation et le design.

Fraction massique		
	Simulation (HYSYS)	Design
C4 paraffines	0	0
C5 paraffines	0	0
C6 paraffines	0,0181	0
C7 paraffines	0,0491	0
C8 paraffines	0,0002	0
C5 oléfines	0	0
C6 oléfines	0,0001	0
C7 oléfines	0,0011	0
C8 oléfines	0	0
C5 naphènes	0	0
C6 naphènes	0,0014	0
C7 naphènes	0,0017	0
C8 naphènes	0,0001	0
Benzène	0,0688	0,074
Toluène	0,012	0,0120
C8 aromatiques	0	0
Techtiv-100	0,8473	0,9101
H ₂ O	0	0,0029

On remarque que les valeurs données par le constructeur et celles obtenues de la simulation sont très proches ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique.

On remarque que les résultats obtenus de la simulation sont presque identiques aux données du design, les anomalies constatées sont dues aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.

V.3.2 Simulation du cas réel

Après la confirmation du choix du modèle thermodynamique de la section de distillation extractive, nous allons reproduire la simulation de l'unité en tenant en compte du changement de la charge ainsi que les conditions de service appliquées, dans l'optique de vérifier la possibilité de réduire les pertes de benzène.

Les données utilisées pour cette simulation sont celles d'un cas réel de 01 Février 2023.

V.3.2.1 Composition de la charge

La qualité de charge utilisée est celle des bulletins d'analyses du laboratoire de la RA1K.

Tableau V.5: Comparaison entre la composition de la charge le 01 Février 2023 et la composition de la charge du design.

	La composition de la charge réelles (01 Février 2023)	La composition de la charge selon le design
C₄paraffines	0,02	0,06
C₅paraffines	5,49	1,68
C₆paraffines	4,49	32,56
C₇paraffines	23,62	22,99
C₈paraffines	12,6	0,08
C₉paraffines	0	0
C₅oléfines	0,17	0
C₆oléfines	0,24	0,95
C₇oléfines	1,34	0,53
C₈oléfines	0	0
C₉oléfines	0	0
C₅naphènes	1,82	1,67
C₆naphènes	0,08	0,68
C₇naphènes	0,63	0,78
C₈naphènes	0	0,03
C₉naphènes	0	0
Benzène	16,25	32,36
Toluène	5,19	5,64
C₈ aromatiques	0	0
H₂O	0	0

On remarque que la composition de la charge de la journée 01/02/2023 est différent de celle du design ce qui engendre un changement de paramètres de services.

V.3.2.2 Composition de Raffinat « fraction massique »

Tableau V.6 : Comparaison entre les résultats donnés par HYSYS aux données du design.

	Simulation pas HYSYS 01/02/2023	Résultats d'analyse par design
C₄ paraffines	0,04	0,09
C₅ paraffines	8,91	2,7
C₆ paraffines	26,22	52,42
C₇ paraffines	0	37
C₈ paraffines	0	0,14-0,19
C₉ paraffines	0	0
C₅ oléfines	0,35	0
C₆ oléfines	0,5	1,5
C₇ oléfines	0	0,86
C₈ oléfines	0	0
C₅ naphènes	1,57	2,69
C₆ naphènes	0	1,1
C₇ naphènes	1,48	1,26
C₈ naphènes	0	0,05
C₉ naphènes	0	0
Benzène	0,28	0,16
Toluène	0	0
C₈ aromatiques	0	0
Techtiv-100	0	0
H₂O	0,05	0,03

Les compositions du raffinat par simulation et le cas design sont proches ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique.

On remarque qu'il y'a un écart important entre les deux valeurs de benzène sont dues aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.

V.3.3 Optimisation des paramètres de marche

Dans cette partie, on va essayer d'optimiser les paramètres de la colonne EDC afin de stabiliser la section et de minimiser les pertes.

Pour ce faire, on a choisi la journée 01/02/2023 déjà étudiée et modifier dans le simulateur HYSYS quelques paramètres de la colonne EDC afin de se rapprocher de la valeur du benzène perdue selon le design. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau V.7.

Tableau V.7: Résultat de la simulation des paramètres de marche

Les conditions de marche de la colonne	Design	Valeurs cas réelle par HYSYS	Valeur optimiser par HYSYS
La charge kg/h	74251	28700	100000
T° de la charge	93,1	40	30
P° de charge	4,97	4,97	4,97
Solvant/charge (S/C)	1,66-2,5	1,04	1,04
Les pertes de benzène (%)	0,07- 0,018	0,24	0,23

Après l'optimisation, on remarque que la quantité du benzène dans le raffinat est influencée par le débit et la température de l'alimentation.

Conclusion générale

Le sujet que nous avons traité porte sur l'optimisation des paramètres de marche de la colonne de distillation extractive C-51 dont l'objectif est de minimiser les pertes de benzène dans le raffinat et d'augmenter la production de benzène de l'unité de récupération des aromatiques à la Raffinerie de Skikda U200 à partir d'un mélange d'hydrocarbures composé et d'un solvant organique « Tectiv-100 ».

Dans ce cadre s'inscrit notre étude basée sur un suivi de paramètres de fonctionnement dès le démarrage de l'unité jusqu'à ce jour et de consolider les résultats par une simulation de la colonne de distillation extractive.

- Le suivi qui nous permet de localiser les paramètres influençant directement les pertes de benzène.
- La simulation utilisant le logiciel ASPEN HYSYS a pour but de trouver le modèle thermodynamique adéquat du cas design de l'unité et d'un cas réel afin de trouver les conditions de marche optimales, pour obtenir un taux de benzène dans le raffinat convergeant à celui du design.

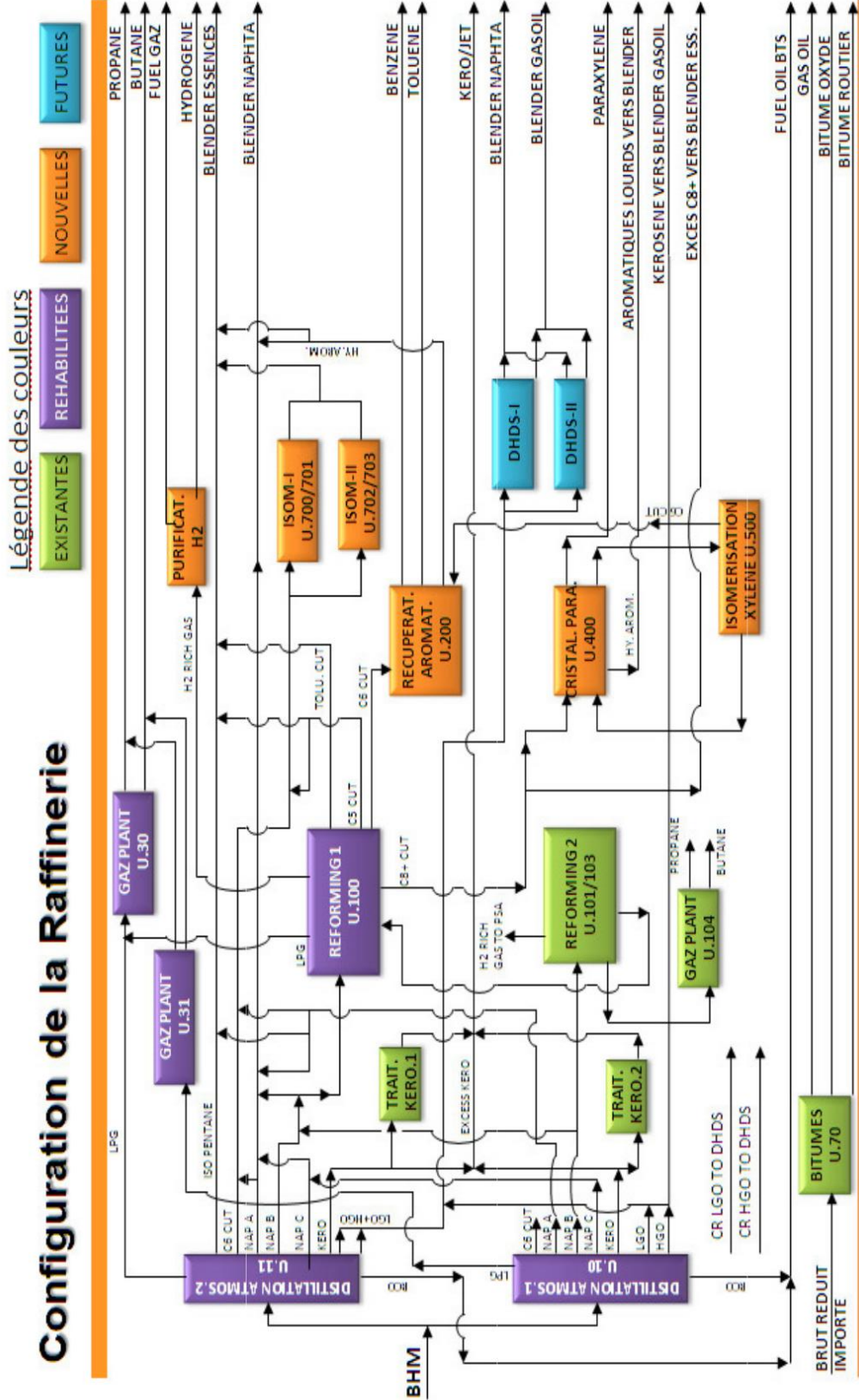
D'après les résultats et les calculs, on recommande ce qui suit :

- Augmenter le débit massique de la charge entrant la colonne C-51.
- Diminuer la température de la charge.
- Vérifier et régler le taux de reflux (Un taux de reflux élevé fera diminuer les pertes de benzène).
- Vérifier le point d'alimentation selon la qualité de la charge (Teneur des aromatiques).

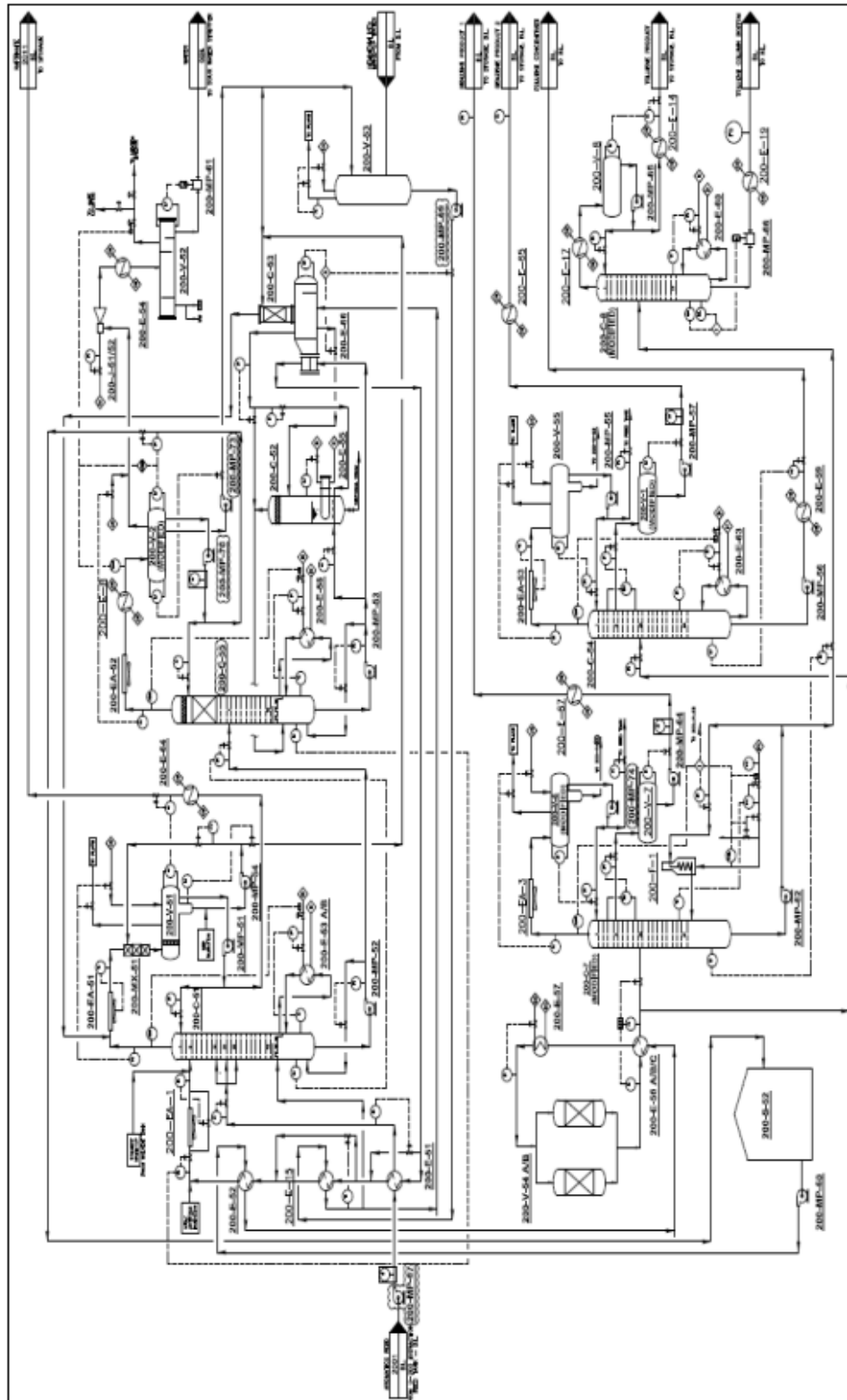
Références bibliographiques

- [1] ABDELMALEK RYMA : Etude de faisabilité d'augmenter la capacité de toluène à traiter par la colonne 200- C 56, session mars 2019.
- [2] BELLIL ABDELKADER et AMEUR ZAIMECHE FARES : étude de faisabilité d'installation d'une nouvelle colonne de traitement de toluène au niveau de l'unité 200, par, session juin 2019.
- [3] https://www.ilocis.org/fr/documents/ilo104_26.htm Le 03/2024
- [4] <https://www.scribd.com/document/414863753/CHAPITRE-II-Extraction-Des-Hydrocarbures-Aromatiques-2>
- [5] Manuel opératoire unité 200 GTC
- [6] Asma BAGHDOUCHE : Suivant la production du paraxylène avec la cristallisation, 2019 /2020.
- [7] Arga Victoria, distillation extractive discontinue dans une colonne de rectification et dans une colonne inverse, l'institut national polytechnique de Toulouse, 2006.
- [8] <https://www.labbe-france.fr/blog/actualites-techniques/les-colonnes-de-distillation/> . Le 02/2024
- [9] <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=3280> . Le 03/2024
- [10] <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=3260> . Le 03/2024
- [11] https://energyeducation.ca/fr/Indice_d%27octane . Le 04/2024
- [12] <https://services.totalenergies.fr/particuliers/conseils/energies-vehicules/carburants-thermiques/indice-octane-carburants>, Le 05/2024
- [13] https://www.ineris.fr/sites/ineris.fr/files/contribution/Documents/Tox_Proc_Colonnes_garnissage_V0.pdf Le 06/2024

Les annexes



PFD



Material balance cas design

CLIENT: NAFTEC SKIKDA REFINERY, SKIKDA, ALGERIA		Material Balance																		GTC Technology											
PROJECT: AROMATICS PLANT REHABILITATION		U-200- Aromatics Recovery																													
GTC PROJECT # 1NAF001002		Feed Case: RA1K Crude EOR - ISOMERIZATION SOR (R-E I-S Case)																													
		AROMATICS EXTRACTION SECTION																													
Stream Number	FEED	29110E		29160E		29070E		29080E		29180E		29130E		29190E		29200E		29210E		29240E		29250E		29260E		29270E					
Stream Description	Feed to Col	Leads Bottom to DCC		EDC Distillate		EDC Vapor Cond		EDC Reflux		Reflux to Big Bz		DCC wt % to wt %		DCC Reflux to SIRC		SIRC overhead		SIRC Reflux		Extract to Storage		SIRC Strips		LA Reflux to Rea		wt % to Dry Dist		Water strip cond		Strip Strips to SIRC	
Stream Phase	Liquid	Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid		Liquid	
Total Mass Rate (kg/hr)	29110E	29160E		29070E		29080E		29180E		29130E		29190E		29200E		29210E		29240E		29250E		29260E		29270E		29280E		29290E		29300E	
Composition	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	wt %	kg/hr	
Componen	0.00	41.4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
C4 Paraffins	0.00	41.4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
C5 Paraffins	1.04	1244.7	0.00	0.00	2.85	4097.7	1.54	1837.7	2.70	3731.1	2.30	3247.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C6 Paraffins	32.54	24114.3	0.00	0.00	51.59	39391.5	51.31	39391.5	52.42	11907.0	52.42	24174.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C7 Paraffins	22.34	17487.7	0.00	0.00	36.56	26414.6	36.20	26414.6	37.71	14408.8	37.71	17291.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C8 Paraffins	2.06	157.7	0.00	0.00	0.13	103.5	0.13	103.5	0.14	103.9	0.14	103.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C9 Paraffins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C10 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C11 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C12 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C13 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C14 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C15 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C16 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C17 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C18 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C19 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C20 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C21 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C22 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C23 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C24 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C25 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C26 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C27 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C28 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C29 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C30 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C31 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C32 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C33 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C34 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C35 Olefins	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C36 Olefins	0.00	0.00	0.00																												

Summary stream cas design

CLIENT: NAFTEC SKIKDA REFINERY, SKIKDA, ALGERIA PROJECT: AROMATICS PLANT REHABILITATION UNIT 200 - AROMATICS RECOVERY GTC PROJECT # 1NAF001002 DWG: PFD-200-0101		STREAM SUMMARY FEED CASE : RA1K CRUDE EOR - ISOMERIZATION SOR (R-E-S CASE) EXTRACTIVE DISTILLATION																				GTC Technology	
		PAGE 4 OF 7																					
Stream Number	2018RE	2019RE	2020RE	2021RE	2022RE	2023RE	2024RE	2025RE	2026RE	2027RE	2028RE	2029RE	2030RE	2031RE	2032RE	2033RE	2034RE	2035RE	2036RE	2037RE	2038RE	2039RE	2040RE
Stream Description	Preheated Feed to EDC	Preheated Feed to EDC	EDC Overhead Vapor	EDC Vapor Condensate	EDC Overhead Liq to Receiver	EDC Reflux	Refillate to Storage	EDC Water to water strip	EDC Water to Mixer	EDC Steam Reboil In	EDC Steam Reboil Out	EDC Bottoms	EDC Bottoms to SRC	Lean Solv to Feed Preheater	Lean Solv to Water Preheater	Lean Solv to Ext Preheater	Lean Solv to Cooler	Lean Solvent to EDC	Water strip overhead	Water to Preheater	Water from Preheater	Extract from Clay Tower	Free Feed to Fuel/Exch
Stream Phase	Liquid	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	45.0	83.1	68.2	50.0	50.0	40.0	40.0	50.0	50.0	120.2	160.0	165.0	185.1	184.3	137.5	136.3	134.5	119.8	119.8	40.0	30.0	40.0	60.0
Pressure	4.97	0.84	0.87	0.47	0.47	0.80	5.00	1.80	0.90	1.26	1.27	1.27	4.40	18.10	14.40	13.70	13.00	0.80	0.87	4.20	2.30	22.50	21.80
Mole Flow	461.41	461.41	438.77	443.32	1143.15	211.3	510.2	82.4	269.7	3771.7	3771.7	2686.5	2686.5	2686.5	2686.5	2686.5	2686.5	2686.5	5.2	182.9	182.9	353.4	353.4
Weight Flow	74251	74251	70218	70318	22715	48118	1484	5400	383637	383637	337551	337551	297003	297003	297003	297003	297003	297003	100	3500	3500	28173	28173
Feed Sp. Enthalpy	18.50	47.50	132.48	25.77	26.88	25.87	13.35	43.82	43.82	45.35	41.78	44.48	42.51	57.05	43.86	44.41	48.12	38.77	610.33	40.23	84.41	16.85	24.85
Enthalpy	1.45	3.50	9.50	1.77	2.03	2.54	0.85	0.87	0.26	17.47	31.37	20.25	20.24	16.85	14.84	14.89	14.47	11.52	0.66	0.13	0.28	0.48	0.70
Molecular Weight	86.18	86.18	83.73	83.33	86.21	80.39	80.39	18.02	18.02	104.72	104.72	113.34	113.34	115.02	115.02	115.02	115.02	115.02	18.08	18.08	18.08	79.67	79.67
Vapor Pressure	0.37	1.88	5.78	0.60	0.60	0.69	0.47	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69	0.69
Critical Pressure	38.02	38.02	48.58	48.66	48.76	30.63	30.63	225.55	225.55	64.41	64.41	52.19	52.19	67.85	67.85	67.85	67.85	67.85	222.48	222.48	222.48	49.88	49.88
True Critical T	265.8	265.8	251.2	251.9	284.0	238.7	238.7	374.2	374.2	470.8	470.8	520.8	520.8	547.4	547.4	547.4	547.4	547.4	372.7	372.7	372.7	293.8	293.8
Vapor Phase																							
Volume Flow (Std)	280.72	280.72	18797.53									29066.78											
Volume Flow (Weg)	185.63		1514.83									14705.78											
Mole Flow	12.5		838.7									914.9											
Weight Flow	1969		70218									59888											
Vapor Sp. Enthalpy	125.88		132.46									183.68											
Specific Heat	0.42		0.42									0.30											
Molecular Weight	86.63		83.73									65.43											
Density (Std)	3.78		3.74									0.93											
Density (Weg)	5.71		4.85									4.25											
Viscosity	0.81		0.81									0.51											
Conductivity	0.02		0.02									0.02											
Compressibility	0.94		1.00									1.00											
CP/VC Ratio	1.07		1.06									1.11											
Liquid Phase																							
Volume Flow (Std)	103.37		103.80									285.50											
Volume Flow (Weg)	103.37		104.28									295.89											
Mole Flow	861.2		849.3									2696.8											
Weight Flow	74251		73197									32755											
Enthalpy	66.18		66.21									113.34											
Molecular Weight	18.50		18.50									113.34											
Vapor Sp. Enthalpy	0.45		0.45									0.48											
Specific Heat	0.45		0.45									0.48											
UOP K factor	11.58		11.52									8.07											
Density (Weg)	718.3		662.5									644.4											
Density (Std)	739.4		739.4									684.4											
Surface Tension	20.52		14.73									23.47											
Viscosity	0.16		0.08									0.11											
Conductivity	0.38		0.21									0.50											
Compressibility	0.94		1.00									1.00											
CP/VC Ratio	1.07		1.06									1.11											

CLIENT: NAFTEC SKIKDA REFINERY, SKIKDA, ALGERIA PROJECT: AROMATICS PLANT REHABILITATION UNIT 200 - AROMATICS RECOVERY GTC PROJECT # 1NAF001002 DWG: PFD-200-0102		STREAM SUMMARY FEED CASE : RA1K CRUDE EOR - ISOMERIZATION SOR (R-E-S CASE) SOLVENT RECOVERY																				GTC Technology	
		PAGE 2 OF 7																					
Stream Number	2018RE	2019RE	2020RE	2021RE	2022RE	2023RE	2024RE	2025RE	2026RE	2027RE	2028RE	2029RE	2030RE	2031RE	2032RE	2033RE	2034RE	2035RE	2036RE	2037RE	2038RE	2039RE	2040RE
Stream Description	EDC Bottoms to SRC	SRC Feed	SRC overhead vapor	SRC overhead vapor condensate	SRC Overhead Liq to Receiver	SRC Reflux	Extract to Storage	SRC Steam Reboil In	SRC Steam Reboil Out	SRC Bottoms	Lean Solvent to Steam Reg	Lean Solvent to Reg	SRC Water to Storage Drum	Strip Steam to SRC									
Stream Phase	Liquid	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor									
Temperature	185.1	111.1	81.0	82.0	80.0	46.1	157.4	174.8	175.0	175.0	175.0	175.0	40.0	174.8									
Pressure	4.40	0.58	0.58	0.45	0.50	0.38	3.00	0.23	0.22	0.21	15.80	15.80	0.50	0.50									
Mole Flow	2856.5	2856.5	4238.8	4238.8	4238.8	10566	28173	29684	29684	29684	297003	297003	1800	3256	8484								
Weight Flow	74251	74251	182568	182568	182568	46118	1484	5400	383637	383637	337551	337551	297003	297003	297003								
Enthalpy	62.51	62.51	182.05	182.05	182.05	79.67	16.85	58.70	67.85	67.85	113.34	113.34	40.23	528.48									
Feed Sp. Enthalpy	20.24	20.24	62.08	62.08	62.08	0.78	0.18	0.47	17.61	20.37	19.75	19.64	0.12	0.13	3.43								
Enthalpy	113.34	113.34	63.10	63.10	63.10	79.67	79.67	113.28	113.28	115.02	115.02	115.02	18.05	23.52									
Molecular Weight	86.18	86.18	83.33	83.33	83.33	80.39	80.39	18.02	18.02	104.72	104.72	113.34	113.34	115.02	115.02								
Vapor Pressure	2.30	1.77	0.93	0.54	0.30	0.30	0.81	1.08	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83								
Critical Pressure	52.19	52.19	67.26	67.26	67.26	49.88	49.88	60.84	60.84	60.84	60.84	60.84	60.84	60.84	60.84								
True Critical T	520.8	520.8	315.2	315.2	315.2	293.6	293.6	344.3	344.3	344.3	344.3	344.3	344.3	344.3	344.3								
Vapor Phase																							
Volume Flow (Std)	818.63	15057.22								1181.77				6178.58									
Volume Flow (Weg)	14823.60	29458.88								2410.77				12616.70									
Mole Flow	272.8	871.8								51.8				275.7									
Weight Flow	19530	42388								1228				8484									
Vapor Sp. Enthalpy	168.03	182.05								527													

Summary stream cas réel (01/02/2023)

TIME	EDC SECTION, 200-C-51									
	200FIC1104	200F1103	200P1101	200T1101	200TIC1102	200FIC1201	200PIC1201	200T1202	200TIC1301	
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	
200-MP-67A/B/DISC	200-E-51 INLET FLOW	200-E-51 INLET PRESS	200-E-51 INLET TEMP	200-E-51 OUTLET TEMP	200-E-51 OUTLET PRESS	FEED	PREHEATE	200-C-51 OUTLET PRESS	200-C-51 OUTLET TEMP	200-EA-51 OUTLET TEMP
m3/hr	m3/hr	kg/cm2	DegC	DegC	DegC	m3/hr		kg/cm2	DegC	DegC
0:00	0.0	0.80	-1.1	0.80	45.58	70.1	-1.0	0.666	14.0	12.5
1:00	0.0	0.78	-1.1	0.78	40.72	69.5	-1.0	0.673	13.6	12.5
2:00	0.0	0.78	-1.1	0.78	33.85	69.4	-1.0	0.669	14.3	12.6
3:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	28.16	69.2	-1.0	0.670	13.6	12.6
4:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	24.85	68.9	-1.0	0.667	13.1	12.4
5:00	0.0	0.78	-1.1	0.78	21.97	68.0	-1.0	0.673	13.1	12.5
6:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	19.87	67.9	-1.0	0.668	13.4	12.7
7:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	18.61	66.9	-1.0	0.670	12.8	12.6
8:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	17.44	65.6	-1.0	0.669	12.8	12.4
9:00	0.0	0.79	-1.1	0.79	16.46	64.2	-1.0	0.669	13.1	12.4
10:00	0.0	0.80	-1.1	0.80	15.84	64.1	-1.0	0.670	13.4	12.5
11:00	0.0	0.80	-1.0	0.80	15.44	64.2	-1.0	0.670	13.6	12.7
12:00	0.0	0.81	-1.1	0.81	15.29	64.0	-1.0	0.670	13.9	12.9
13:00	0.0	0.82	-1.1	0.82	15.22	64.0	-1.0	0.669	13.9	13.1
14:00	0.0	0.83	-1.1	0.83	15.09	64.0	-1.0	0.671	14.0	13.2
15:00	0.0	7.82	-1.1	7.82	41.40	68.8	-1.0	0.686	14.1	13.4
16:00	0.0	7.64	0.3	7.64	31.33	68.2	21.3	0.672	14.3	13.4
17:00	0.0	3.55	-1.0	3.55	42.71	68.9	99.8	0.667	13.7	13.4
18:00	0.0	2.66	-1.1	2.66	64.35	71.0	98.8	0.674	13.6	13.0
19:00	0.0	2.14	-1.1	2.14	68.98	71.7	97.9	0.662	13.5	13.0
20:00	0.0	1.81	-1.1	1.81	71.62	76.3	97.3	0.675	13.1	13.1
21:00	0.0	1.72	-1.1	1.72	77.39	84.6	96.8	0.667	13.3	13.1
22:00	0.0	1.51	-1.1	1.51	81.16	89.0	96.4	0.673	12.9	13.1
23:00	0.0	1.43	-1.1	1.43	82.55	93.6	96.0	0.672	13.3	13.1
23:00	0.0	1.78	-1.0	1.78	97.74	70.5	28.7	0.670	13.5	12.8
Average	0.4	-23.9		42.21	905.87	1691.4	687.9	16.092	324.4	308.0
Total										

TIME	200LIC1401	200FIC1205	200T11304	200T11306	200P11304	200FIC1301	200T11206	200FIC1204	200P1203
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	200-V-51 LEVEL	FRM200P51A/B/FLOW	200-E-64 INLET TEMP	200-E-64 OUTLET TEMP	200-E-64 OUTLET PRESS	200-E-64 OUTLET PRESS	200-C-51 OUTLET PRESS	PUMP MIN. FLOW	200-C-51 PRESSURE
%	m3/hr	DegC	DegC	kg/cm2	m3/hr	DegC	m3/hr	kg/cm2	
0:00	14.1	0.04	13.7	13.78	0.780	17.6	71.1	241.9	0.559
1:00	14.1	0.02	13.6	14.01	0.778	17.7	70.7	241.8	0.562
2:00	14.1	0.02	13.6	14.33	0.819	17.7	70.2	241.6	0.563
3:00	14.0	0.05	13.6	14.42	0.817	17.6	70.2	241.8	0.561
4:00	14.1	0.04	13.4	14.42	0.814	17.6	70.2	242.7	0.557
5:00	14.0	0.02	13.4	14.42	0.816	17.7	70.0	241.6	0.556
6:00	14.0	0.03	13.3	14.38	0.813	17.7	70.7	240.0	0.556
7:00	14.0	0.05	13.1	14.35	0.813	17.6	70.6	240.3	0.553
8:00	14.0	0.03	13.0	14.28	0.809	17.7	70.0	240.8	0.565
9:00	14.0	0.03	13.6	14.53	0.808	17.8	70.3	240.8	0.609
10:00	14.0	0.05	14.0	14.58	0.807	17.8	70.6	240.7	0.582
11:00	13.9	0.04	14.0	14.68	0.805	17.8	70.5	240.9	0.571
12:00	13.9	0.02	14.2	14.96	0.787	17.8	70.5	241.3	0.576
13:00	13.8	0.01	14.4	15.15	0.760	17.8	70.7	241.0	0.578
14:00	13.8	0.02	14.6	15.12	0.747	17.8	70.5	241.0	0.577
15:00	13.5	0.02	14.7	14.86	0.781	17.8	73.1	241.7	0.575
16:00	13.6	0.02	14.6	14.39	0.804	17.8	77.6	240.6	0.569
17:00	13.6	0.01	14.5	13.94	0.814	17.5	77.9	242.3	0.564
18:00	13.6	0.03	14.3	13.61	0.820	17.6	79.3	243.1	0.561
19:00	13.6	0.02	14.1	13.39	0.814	17.7	81.8	240.3	0.560
20:00	13.6	0.02	14.1	13.32	0.831	17.7	85.3	239.4	0.560
21:00	13.6	0.02	14.1	13.33	0.835	17.8	83.2	239.0	0.561
22:00	13.6	0.03	14.1	13.29	0.845	17.8	94.1	240.6	0.561
23:00	13.6	0.03	14.0	13.20	0.851	17.7	99.6	239.9	0.560
23:00	13.8	0.03	13.9	14.20	0.807	17.7	75.6	241.0	0.567
Average	332.2	0.70	334.0	340.71	13.367	425.2	1814.7	5784.9	13.537
Total									

TIME	200FIC1203	200LIC1202	200T11208	200T11207	200FIC1207	200LIC1203	200PD1209	200T11203A	200T1203B
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
	FEED STEAM FLOW	200-V-57A LEVEL	200-C-51 OUTLET TEMP	200-C-51 OUTLET TEMP	FEED STEAM FLOW	200-V-57B LEVEL	200-C-51 PRESSURE	200-C-51 TEMP	200-C-51 TEMP
kg/hr	%	DegC	DegC	kg/hr	%	kg/cm2	DegC	DegC	
0:00	4217	89.7	65.2	65.9	34	103.1	0.107	63.3	65.2
1:00	155	89.7	64.6	65.4	35	103.0	0.111	62.9	64.7
2:00	1443	89.7	64.6	65.0	34	103.0	0.106	62.4	64.9
3:00	1857	89.7	64.5	64.9	30	103.1	0.110	62.6	64.7
4:00	4216	89.7	64.2	64.8	31	103.1	0.110	62.2	64.2
5:00	6241	89.7	63.5	64.9	28	103.1	0.117	61.7	63.6
6:00	2364	89.6	63.6	65.1	31	103.1	0.113	61.5	63.8
7:00	1459	89.7	63.4	64.7	31	103.1	0.117	61.3	63.5
8:00	1325	89.7	63.3	63.8	29	103.1	0.105	61.2	63.5
9:00	158	89.7	63.4	64.1	25	103.0	0.061	61.1	63.5
10:00	158	89.7	63.2	64.5	32	103.0	0.089	61.0	63.4
11:00	158	89.7	63.3	64.3	29	103.1	0.099	61.2	63.6
12:00	157	89.7	63.5	64.4	31	103.0	0.094	61.3	63.8
13:00	158	89.8	63.5	64.5	31	103.0	0.091	61.4	63.7
14:00	3115	90.1	63.4	64.2	31	103.0	0.095	61.3	63.6
15:00	13599	93.2	64.9	63.0	37	103.0	0.113	62.9	66.3
16:00	9733	93.6	68.3	63.1	39	103.1	0.105	66.1	69.5
17:00	7315	91.7	66.6	63.6	41	103.1	0.104	65.2	67.8
18:00	3018	89.7	68.4	65.4	41	103.1	0.114	65.3	69.0
19:00	3251	89.8	70.4	70.3	43	103.1	0.103	66.8	71.1
20:00	2565	89.7	73.3	72.5	42	103.1	0.115	69.7	74.5
21:00	4086	89.9	77.2	75.4	43	103.1	0.105	73.4	78.5
22:00	8625	89.7	81.1	78.7	46	103.1	0.111	76.8	82.6
23:00	3111	89.8	84.9	82.6	49	103.1	0.111	80.9	86.5
Average	3358	90.1	67.2	66.9	35	103.1	0.104	64.7	67.7
Total	80598	2163.1	1612.1	1605.1	843	2473.3	2.504	1553.7	1625.4