

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE D'EL-OUED



Faculté des sciences et de la Technologie
Département des sciences et de la Technologie

Mémoire de fin d'études

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE

MASTER

Filière: Génie des procédés
Option : Raffinage et pétrochimie

Thème :

Extraction des aromatiques
étude d'un échangeur 200-E2

Réalisé par :

• Nouri Abdelfattah

Encadré par :

Mr : barani djamel

PROMOTION 2014

dédicace

*J'ai le grand honneur de dédier ce travail A celui qui ma fait de moi un
homme, mon père.*

A l'être le plus cher de ma vie, ma mère.

A mes frères et sœurs surtout « haneya »

*A tous mes cousins sans exception
A toute ma famille*

*A tous mes amis sans exception, à tous ceux qui sèment le bonheur dans
mon chemin.*

A tous les enseignants et toutes les enseignantes de raffinage

A mon cher pays « l'ALGERIE », et ma belle ville « el-oued ».

A tous ceux que j'aime

ABDELFATTAH



REMERCIEMENT

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre Créateur pour m'avoir
donné la force pour accomplir ce travail.*

*Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous nos professeurs de
l'université d'EL-OUED qui ont contribué à notre formation de master, en
particulier, notre encadreur pédagogique M^{me} : Barani djamel*

*Qu'ils trouvent ici toute notre gratitude et toute notre reconnaissance pour
leur aide, leur encadrement dont j'ai pu bénéficier durant toute notre scolarité.*

Nous désirons aussi, exprimer nos essentiels remerciements :

Les responsables de l'institut algérien de pétrole de SKIKDA

*Enfin nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de
loin pour l'aboutissement de ce travail.*



Merci à tous

Liste des figures

Fig I-1 : situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à SKIKDA	02
Fig I-2 : organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K	04
Fig I-3 : schéma de principales installations de la raffinerie	09
Fig II-1 : la formule qui a du benzène proposé par 'Kekulé'	12
Fig II-2 : la formule de toluène et l'éthylbenzène	12
Fig II-3 : les formules des xylènes	12
Fig II-4 : schéma simplifié de section d'extraction d'aromatiques	17
Fig II-5 : schéma simplifié de section de régénération de sulfolane	18
Fig II-6 : schéma simplifié de section de fractionnement d'aromatiques	19
Fig II.7 : schéma de l'unité d'extraction d'aromatiques (u 200)	25
Fig II.8 : Schéma Extraction à un étage	27
Fig II.9 : Schéma d'extraction multi-étage	28
Fig II.10 : schéma d'extraction à contre courant.	28

Liste des tableaux

Tableau I-1: la capacité de production totale de RA1/K	9
Tableau II-1 : pourcentages des différents constituants donner par la distillation de produit raffiné	10
Tableau II.2 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène	11
Tableau II.3 : Les propriétés physiques de sulfolane	14
Tableau II.4 : Caractéristiques commerciales du benzène	24
Tableau II.5 : Caractéristiques commerciales du Toluène	25
Tableau III.1 :les donnes nécessaires pour le calcul	34
Tableau III.2 : les caractéristiques des fluides à T_C et t_c	40
Tableau III-3: résultats de calcules	49

Liste des abréviations

RA1/K	Raffinerie de Skikda
jGC	sociétés Japonaise
C T E	centrale thermique électrique
B R I	brut réduit importé
HP	vapeur haut pression
BP	vapeur basse pression
MP	Vapeur moyenne pression
S	Bac de stockage (Storage)
C	colonne
E	Echangeur
EA	Aéro
J	Ejecteur
V	Ballon (vacuum)
F	Four
RDC	Colonne à disc rotatif (rotatif disc column)
FRC	contrôleur régulateur de débit
PRC	Contrôleur et régulateur de pressions
TRC	Contrôleur et régulateur de température
LIC	contrôleur et régulateur de niveau
DLIC	Contrôleur et régulateur de différence niveau
MP	motopompe

Chapitre I

Présentation de la RA1/K

introduction.....	1
I.1 Présentation de la Raffinerie de Skikda.....	2
I.2. Présentation des différentes unités	5
I.2.1 Les unités 10-11 de Topping.....	5
I.2.2 Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming).....	6
I.2.3 Unité 200 (extraction des aromatiques)	6
I.2.4 Unité 400 (séparation du para-xylène)	6
I.2.5 Unité 70 (Production de bitume)	7
I.2.6 Les unités 30-31-104 (Séparation et traitement des gaz)	7
I.2.7 La centrale thermoélectrique (CTE 1050)	8
I.2.8 Unité melex (600)	8

Chapitre II

Procédé d'extraction des aromatiques

II.1 Généralités	10
II.1.1 Source des aromatiques	10
II.1.2 Propriétés physico-chimiques des aromatiques	11
II.1.3 Structures chimiques	11
II.1.4 Domaines d'utilisation des aromatiques	13
II.2 description de l'unité U200.....	13
II.2.1 Description de différentes sections	14
II.2.2. Description des différentes colonnes de l'unité.....	20
II.2.3 Déroulement de procédé	23
II.2.4 Capacité et produits de l'unité	24
II.2.5 L'installation de l'unité d'extraction d'aromatiques (u 200)	25
II.3.1 Extraction par solvant.....	26
II.3.2. Différentes étapes d'extraction	26
II.3.3 Différents méthodes d'extraction au solvant	27
II.3.4 Facteurs influençant le procédé d'extraction	29
II.3.4. 1 Le solvant	29
II.3.4.2. Température d'extraction	31

Chapitre III

Calcul de l'échangeur 200-E2

Introduction.....	32
III.1 Différents types d'échangeurs de chaleur.....	32
III.1.1 Les échangeurs double tube	32
III.1.2 Les échangeurs à faisceau et calandre	32
III.1.3 Les fonctions des échangeurs de chaleur	33
III.1.4 Le rôle de notre échangeur 200 E-2.....	33
III.1.5 Le but de calcul d'un échangeur	33
III.2.1 Présentation de l'échangeur 200 E-2.....	34
III.2.2 Les propriétés physiques des courants	35
III.3 Bilan thermique	36
III.4 Calcul de la différence logarithmique moyenne de température	37
III.4.1 Détermination de coefficient correctif « f »	37
III.5 détermination de coefficient de transfert sale U_s	38
III.6 Calcul de la surface d'échange.....	38
III.7 Calcul de nombre de tube par calandre.....	39
III.7.1 Calcul de la surface d'échange d'un tube	39
III.8 calcul du coefficient global de transfert sale U_s	39
III.9 Calcul de la température calorique.....	40
III.10 Calcul de coefficient de transfert propre U_p	41
III.10.1 calcul du coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur du tube	41
III.10.2 Calcul du coefficient de transfert de chaleur externe (coté calandre)	43
III.10.3 Calcul de la température de tube.....	45
III.10.4 Détermination de la viscosité μ_t à $t_t = 98.37$ (coté tube).....	46
III.10.5 Détermination de la viscosité μ_t' à t_t (coté calandre).....	46
III.11 Calcul de la résistance d'encrassement	47
III.12 Calcul des pertes de charge	47
III.12.1 Pertes de charge coté tube	47
III.12.2 Pertes de charge coté calandre	48
Conclusion.....	51

Introduction générale

Introduction générale :

L'industrie du pétrole est parmi les industries de fractionnement et de transformation de matières naturelles qui connaissent une évolution très rapide.

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés et non hydrocarbonés. Il contient des composés aromatiques qui se trouvent essentiellement après distillation dans le naphtha. Les hydrocarbures aromatiques sont utilisés dans des différentes branches de l'industrie, d'où la nécessité de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. Cette extraction concerne essentiellement le benzène, le toluène, les trois isomères de xylènes et l'éthylbenzene. Ces composés sont utilisés comme matières premières pour la synthèse des polyamides, polyesters, pour la fabrication des fibres artificielles et aussi dans la production des solvants. Ceci a fait l'objet de nombreuses recherches.

Pour extraire ces aromatiques, l'extraction par solvant s'avère être la technique de séparation la plus appropriée. Elle a l'avantage de délivrer un raffinat riche en paraffines et en naphthènes et un extrait riche en aromatiques.

Les procédés d'extraction par solvant sont déjà anciens, ils ont pour précurseur, le procédé EDELEANU en 1907, basé sur l'utilisation d'anhydride sulfureux liquide comme solvant, d'autres solvants et surtout le phénol et le furfural sont plus utilisés.

On voit donc apparaître progressivement des nouveaux procédés avec des solvants plus efficaces tels que le di éthylène-glycol, le tétra éthylène-glycol, le sulfolane,... etc.

Le contenu de ce mémoire s'articule autour d'une présentation sommaire de la raffinerie de Skikda et les différentes unités de ce complexe.

Dans le 2^{em} chapitre on parle sur la description des aromatiques et son utilisation dans les différentes branches de l'industrie et de l'industrie pétrochimique comme matières première, avec une description détaillée de l'unité - extraction des aromatiques-

Finalement dans le dernier chapitre on fait une étude spécifique sur l'échangeur de chaleur 200E-2

On termine notre modeste travail par une conclusion générale.

Chapitre -I-

Présentation de la RA1/K

I.1 Présentation de la Raffinerie de Skikda : [1]

Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi-Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

I.1.A Situation Géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1300 travailleurs environ.

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'à le complexe de 760 Km.

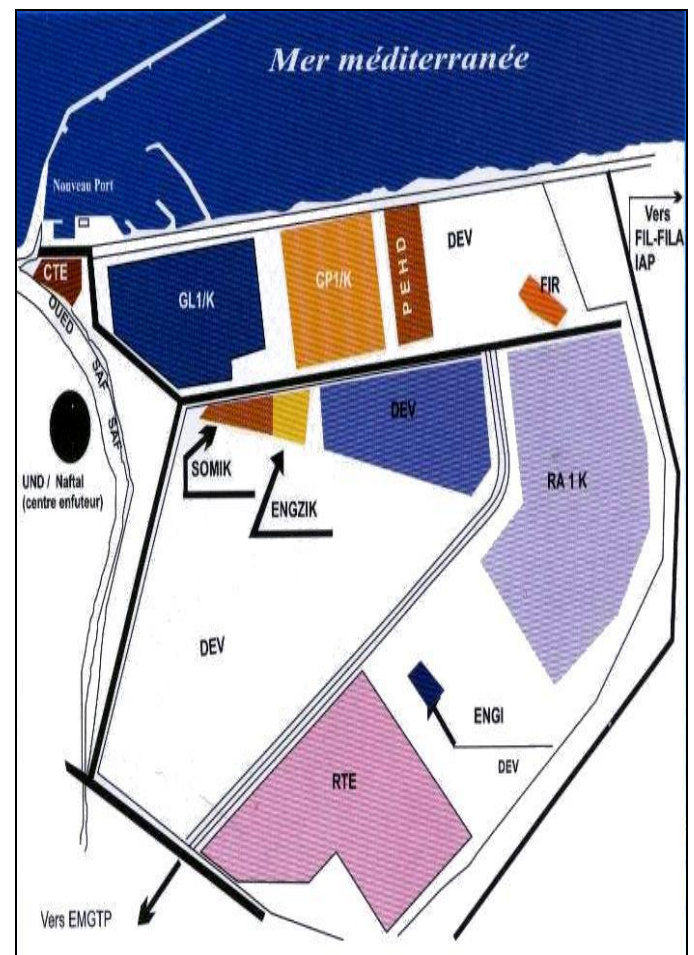


Figure I.1 : situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à SKIKDA [1,9]

I.1.B Construction :

La raffinerie 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 SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous irai tance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980.

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platformingU103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993.

I.1.C Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure graduer de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un Directeur de quel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux de staff comme le montre l'organigramme suivant :

Organigramme de la raffinerie de SKIKDA :

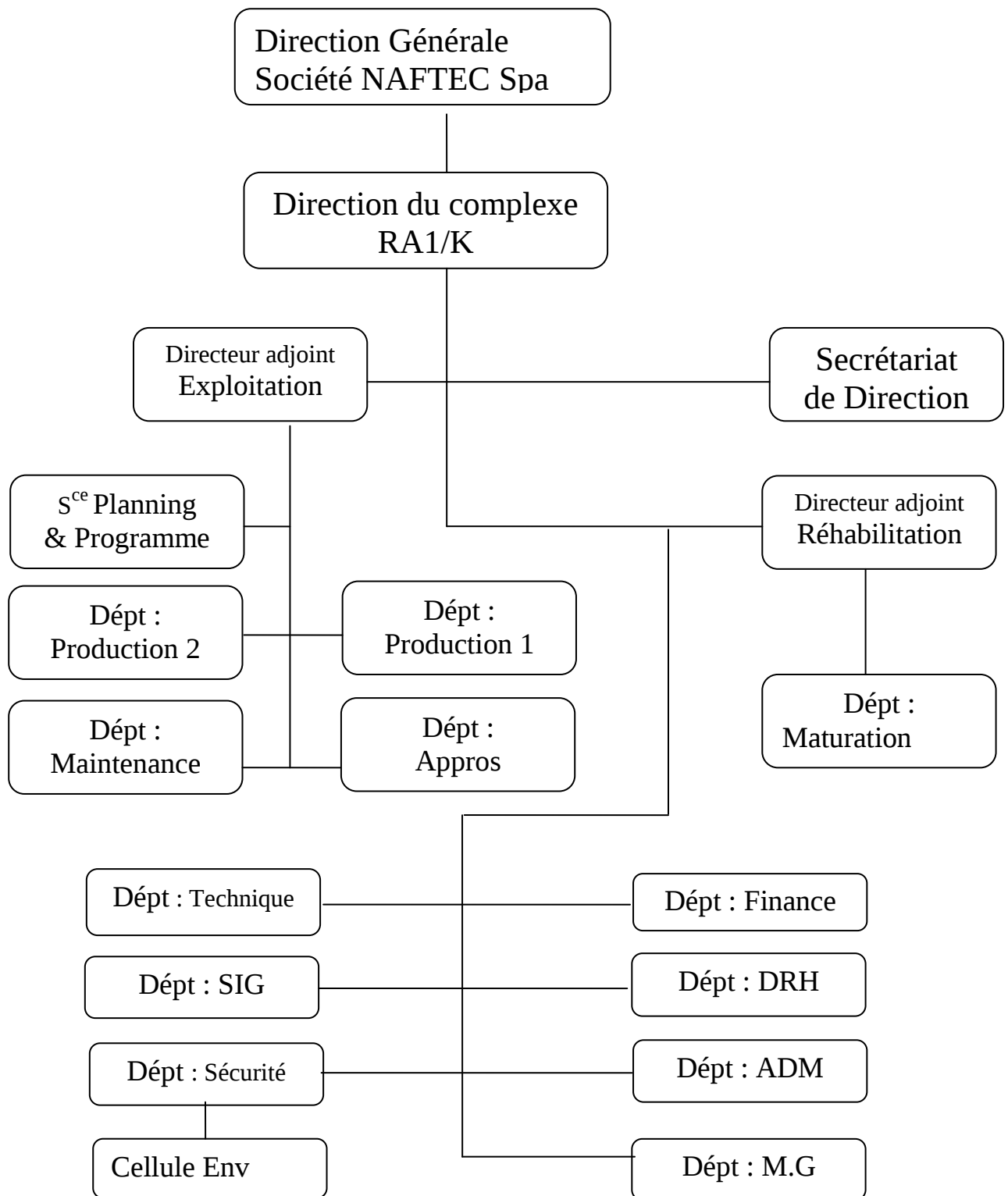


Figure I.2 : organigramme de la raffinerie de SKIKDA [1]

I.2 Présentation des différentes unités : [1]**I.2.A Département production :**

Il se compose des unités de production suivantes:

- ❖ Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING). 15.000.000 T/AN
- ❖ Unité 100/103 de reformage catalytique (PLATFORMING) 2.330.000 T/AN
- ❖ Unité 200 d'extraction des aromatiques. 285.000 T/AN
- ❖ Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène. 430.000 T/AN
- ❖ Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes). 277.000 T/AN
- ❖ Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL). 684.000 T/AN

I.2.B Unités annexes et utilités :

- ❖ Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ❖ Unité 1050 : centrale thermique électrique (C. T. E).

I.2.1 Les unités 10-11 de Topping :

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 fins (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits suivants :

- G.P.L → unité 30.
- Iso pentane → mélange des essences.
- Naphta A → stockage.
- Naphta B ($65^\circ \div 150^\circ$) → Reforming catalytique.
- Naphta C ($150^\circ \div 180^\circ$) → huiles combustibles.
- Kérosène ($180^\circ \div 225^\circ$) → jet fuel, mélange des gasoils.
- Gasoil léger ($225^\circ \div 320^\circ$) → mélange des gasoils.
- Gasoil lourd ($320^\circ \div 360^\circ$) → mélange des gasoils.
- Résidu ($>360^\circ$) → huiles combustibles.

I.2.2 Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming):

La Magnaforming et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé 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.2.3 Unité 200 (extraction des aromatiques) :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures .La charge est constitué 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 fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Sulfolane.

*** Dans le deuxième stade :** le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations.

I.2.4 Unité 400 (séparation du para-xylène) :

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, elle permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylène (metha-ortho) et ethyl-benzène. Le para-xylène est commercialisé comme telle, 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.2.5 Unité 70 (Production de bitume) :

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

- Charge A : résidu TIA juan a médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juan a lourd 450°C plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité 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 elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.2.6 Les unités 30-31-104 (Séparation et traitement des gaz) :

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.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

- * **Dans le premier stade** : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le bitume, propane, éthane, H₂ S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂ S par le phénomène d'absorption.
- * **Dans le deuxième stade** : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (dééthaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables (C₁, C₂, H₂) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation.

I.2.7 La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système serveur de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour le marché de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes :

A Unité 1020 (Tour de refroidissement) :

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 chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

B L'unité d'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). L'oxygène est éliminé en deux étapes

C L'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 des condensats qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

D L'unité 1080 : Air comprimé:

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé 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.2.8 Unité melex (600) :

Mélange, chargement et expédition, il s'occupe de :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'El Kheroub.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda.

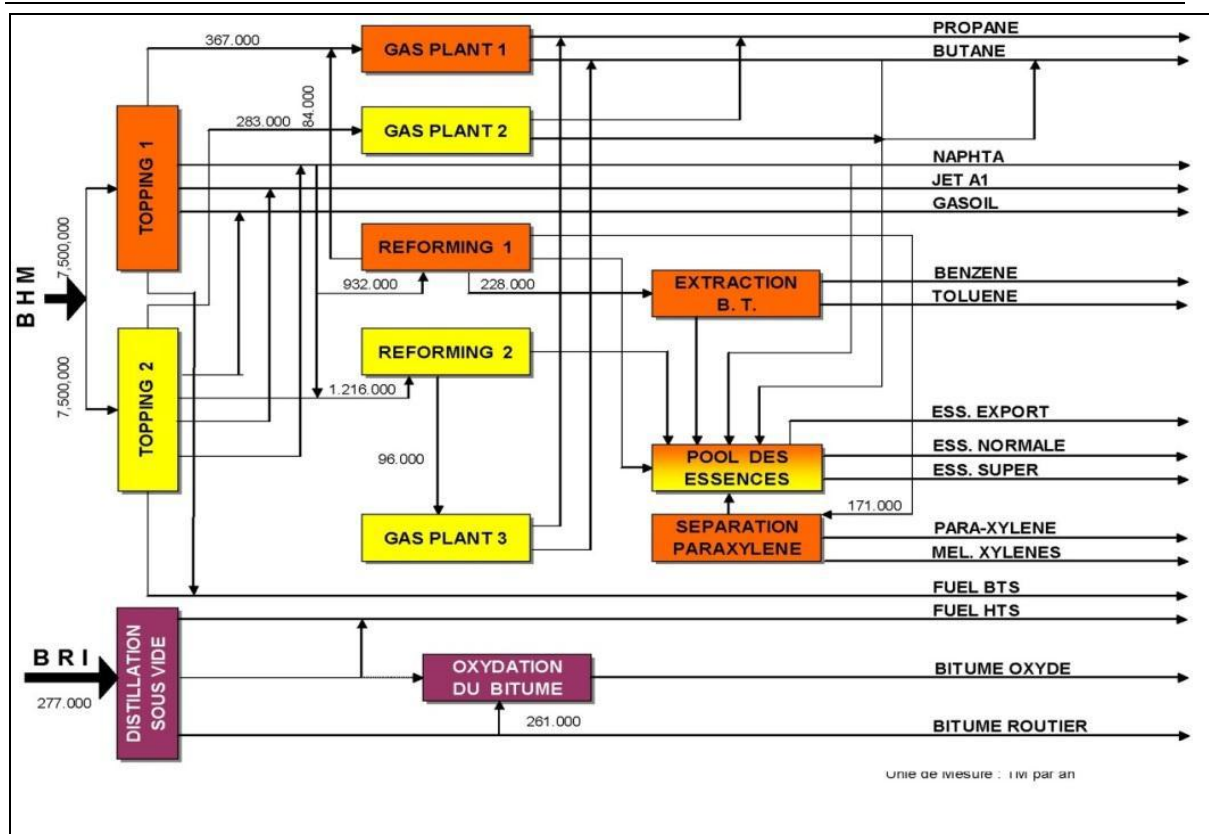


Figure I.3 : schéma de principales installations de la raffinerie [9]

Tableau I.1 : la capacité de production totale de RA1/K [9]

Matières premières		Produits finis(en tonnes par an)	
B.H. M. (Brut de Hassi Messaoud)	14521841	Propane	65.000
		Butane	300.000
		Essence Normal	700.000
		Essence Super	300.000
		Essence Export	1.180.000
		Naphta	1.700.000
		BTX	124.000
B. R. I. (Brut réduit importé)	177 50	Mélange xylène	120.000
		Kérosène/Jet A	1.500.000
		Gas-oil	4.250.000
		Fuel oil BTS	4.300.000
		Fuel oil HTS	100.000
		Bitume routier	150.000
		Bitume oxydé	15.000

Chapitre -II-

Procédé d'extraction aromatique

II.1 Généralités :**II.1.1 Source des aromatiques : [2,3,6]**

Les hydrocarbures aromatiques existent dans les pétroles bruts mais avec des quantités très faibles. La teneur en aromatiques varie avec les origines mais une 'coupe ' de pétrole bouillant entre 40 et 180 °C peut renfermer 2 à 10% d'hydrocarbures aromatiques. Une essence provenant du cracking peut renfermer 15 à 20% d'aromatiques.

En dehors des produits liquides issus de distillation d'huile, les hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement du traitement soit des réformats, soit des essences de pyrolyse de Naphta ou de gas-oil.

La teneur en aromatique des effluents de reforming catalytique varie selon la composition de la charge, et son intervalle de distillation et également suivant la sévérité de l'opération.

Les essences de pyrolyse ne dépendent pas en principe de la nature de la charge ; on constate ainsi que les deux sources d'aromatiques possibles ont des compositions très différentes de sortes que selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employée.

Cependant, les hydrocarbures aromatiques peuvent avoir une origine non pétrolière. En effet, 10% environ des aromatiques consommés actuellement dans le monde proviennent du charbon.

On peut aussi avoir les hydrocarbures aromatiques (benzène, toluène, xylène) à partir des benzols c'est à dire lors de la transformation d'huile en coke nécessaire à la production de fonte brute, il se forme des gaz bruts ou gaz de cokerie, des benzols et du goudron.

Les benzols sont traités à l'acide sulfurique ou par hydro-raffinage catalytique pour les débarrasser des composés sulfurés (thiophène, mercaptans), oxygénés (phénols) et azotés (pyridine, cyanures).

Le produit raffiné est ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les hydrocarbures suivants (% poids) :

Tableau II.1: pourcentages des différents constituants donner par la distillation de produit raffiné[7]

Hydrocarbures	% poids
Légers	2
Benzène	65
Toluène	18
Xylènes	6
Ethylbenzène	2

Dont on peut ensuite extraire les constituants par les procédés habituels.

II.1.2 Propriétés physico-chimiques des aromatiques : [3,8]

Les benzéniques ont tous une odeur agréable, d'où le nom d'aromatiques.

A 20° C et à la pression atmosphérique les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthalène est solide.

Les hydrocarbures aromatiques benzène, toluène et xylènes sont d'excellents solvants mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau.

Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouges. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité.

Tableau II.2 : Les propriétés physiques du BTX [10,3]

Produit	D_4^{20}	T ° C D'ébullition à 0.1 MPa	Point de fusion	Point d'éclair	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
Ethyle- benzène	0,8670	136,2	-95	27	106,2

II.1.3 Structures chimiques : [4,7]

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

A. Le benzène et ses homologues : [19,16]

Le benzène, le composé homologue le plus simple de la série des hydrocarbures aromatiques, 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 proposée par 'Kekulé' était la suivante :

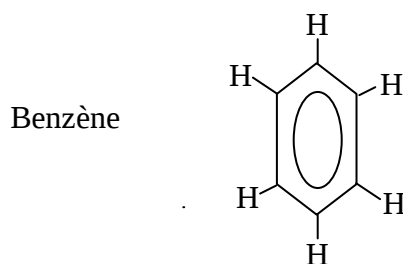


Figure II.1 : la formule qui a du benzène proposé par 'Kekulé' [19]

B. Le Toluène et les xylènes : [7, 14,15]

Le toluène, l'éthylbenzène et les xylènes appartiennent à la série de composés organiques connus sous le nom d'alkyl benzène. Ce sont des aromatiques à noyau monocyclique auquel s'attachent divers groupes d'alkyles. Le toluène et l'éthylbenzène contiennent respectivement un groupe alkyle, tandis que les xylènes contiennent deux groupes méthyle. Le toluène de formule brute C_7H_8 est un liquide clair et incolore à la température ambiante émettant une odeur forte et sucrée semblable à celle du benzène, sa densité est de 0.8869 unité à 20°C, le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à 25°C (535mg/l).

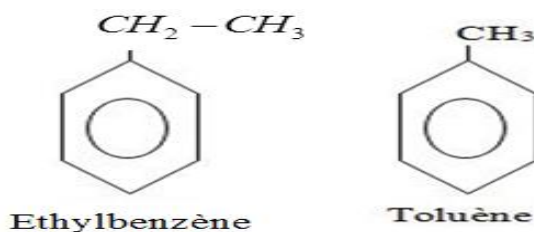


Figure II.2 : la formule de toluène et l'éthylbenzène [4]

Elle repende aussi du fait que si des groupes (Y) trois isomères pouvaient exister :

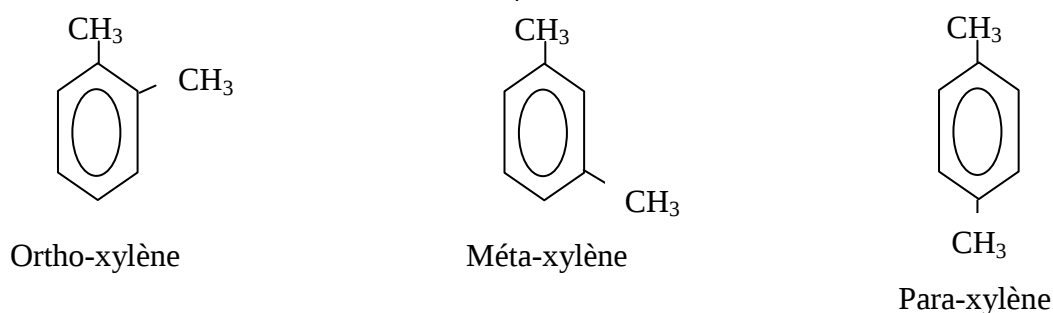


Figure II.3 : les formules des xylènes [19]

II.1.4 Domaines d'utilisation des aromatiques : [14, 15,16]

Les aromatiques contiennent un large domaine d'application, pour ce la on peut citer certaines composantes aromatiques avec leurs applications fréquentes :

➤ **Benzène :**

C'est un solvant d'extraction dans l'industrie des parfums et les laboratoires des recherches.

Il est utilisé pour l'obtention du phénol, chlorobenzène, cyclohexane, l'éthylbenzène, nitrobenzène, isopropylbenzèneetc.

➤ **Toluène :**

C'est un composant utilisé à la fabrication de certaines matières explosives, aussi utilisé comme solvant pour la peinture, le vernis, les colles, l'encre d'imprimerie et l'industrie pharmaceutique. Ainsi le toluène est considéré comme matière première pour la synthèse organique, la synthèse de benzène, l'acide benzoïque.....etc.

➤ **Xylène :**

C'est un solvant comme le toluène utilisé pour la peinture, le vernis, les colles, l'encre d'imprimerie. Il est utilisé pour la préparation des insecticides, les matières colorantes. Aussi il a certaines applications à l'industrie de caoutchouc et l'industrie des produits pharmaceutiques.

➤ **Aromatiques en C₉ et plus lourds :[11]**

A partir de cette coupe, on fabrique par distillation différents solvants connus dans l'industrie des peintures sous le nom solvant – naphta.

II.2 description de l'unité U200**A But de l'installation : [4,7]**

L'installation d'extraction des aromatiques a été lancée pour extraire de l'essence reformée des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en benzène et toluène très purs. La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ (splitter de reformat). Les hydrocarbures constituant la charge sont essentiellement de type C₆ et C₇ soit paraffiniques, soit aromatiques ; leurs points d'ébullition n'étant pas suffisants à en faciliter la séparation par le fractionnement, on procède donc à un type différent de séparation qui est l'extraction avec un solvant (opération dans laquelle on exploite non plus la diversité des points d'ébullitions mais la différence des autres propriétés des hydrocarbures).

Le solvant utilisé est le sulfonant, hydrocarbures dont la formule chimique est : **C₄H₈SO₂**

B Caractéristiques physico-chimiques du sulfolane : [13]

On résumé les caractéristiques physico-chimiques du sulfolane sur le tableau suivante :

Tableau II.3 : Les propriétés physiques de sulfolane [13]

Nom Technique	Tetrahydrothiophene 1-1 dioxide
Couleur	liquide incolore
Poids moléculaire	120 g
Poids spécifique	1.26 à 30 °C
Point de solidification	27 °C
Point d'ébullition	287 °C
Point d'inflammation	197 °C
Point d'éclaire	177 °C
Point de décomposition	230 °C
Stabilité	jusqu'à 200 °C
Miscibilité	Miscible avec l'eau et les hydrocarbures

II.2.1 Description de différentes sections : [17]

L'unité U200 se compose de trois sections :

- section d'extraction des aromatiques.
- section de régénération du solvant.
- section de fractionnement des aromatiques.

A Section d'extraction : [6,11,17]

La charge qui est du reformât léger provenant du bac S29 est envoyée au moyen de la pompe 200MP1 à la première colonne 200-C-1 à disques rotatifs dont le débit est contrôlé par le régulateur FRC1. L'alimentation se fait par la partie basse de la colonne.

Le solvant qui est dans notre cas le sulfolane entre par la zone haute de la colonne, qui fait que les deux produits sont introduits à contre courant.

Les colonnes à disques rotatifs appelées aussi RDC, sont des colonnes munies d'un rotor interne constitué par un arbre qui les traverse longitudinalement. Sur cet arbre est emboîté un certain nombre de disque (plateaux) La colonne C1 (RDC1) comporte 70 semi-disques

(plateaux) La colonne C2 (RDC2) comporte 40 semi-disques (plateaux). Ces plateaux tournent avec l'arbre entraîné à l'aide d'un moteur électrique à une vitesse de 33 trs/min pour le RDC1 avec possibilité de variation jusqu'à 50 trs/min et de 90 trs/min pour le RDC2 avec possibilité de variation jusqu'à 120 trs/min.

Sur la chemise interne de la colonne sont montés des semi-disques fixes alternes avec ceux rotatifs. Le principe de fonctionnement de la colonne d'extraction peut être comparé à un agitateur central qui mélange les deux phases.

A travers les semi-disques, la partie lourde descend vers le fond de la colonne, c'est un mélange de sulfolane et aromatiques dissous appelé EXTRAIT RICHE, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques appelé RAFFINAT.

Le contenu de la colonne d'extraction se compose de trois phases :

1. La phase inférieure de solvant riche en aromatiques (extrait).
2. Une phase intermédiaire qui contient l'émulsion des deux phases.
3. Une phase supérieure constituée d'hydrocarbures non aromatiques (raffinat).

Le niveau de fond est contrôlé par un régulateur de niveau interphase (différentiel de niveau DLIC2), tandis que le niveau de la partie supérieure est contrôlé par un régulateur de niveau (LIC1). De la tête du RDC1 sort le raffinat qui entre ensuite dans la zone basse de la colonne de lavage (RDC2) afin d'éliminer toute trace de sulfolane.

La récupération du solvant est obtenue en lavant le produit de tête du RDC1 avec de l'eau envoyée dans la partie haute du RDC2 qui a le même principe de fonctionnement et de mélange que la colonne d'extraction. De cette colonne on obtient à partir du fond un mélange eau-sulfolane, et en tête le raffinat lavé, envoyé au stockage sous contrôle d'un régulateur de niveau (LIC3). Les pressions du système dans le RDC1 et RDC2 sont contrôlées par les régulateurs de pression PRC1 et PRC2.

Du fond de l'extracteur RDC1 le solvant riche en aromatiques (extrait), alimente le stripper de l'extrait (colonne C3) après préchauffage dans l'échangeur E2.

L'énergie nécessaire pour le fonctionnement de cette colonne est assurée par le rebouilleur E5 grâce à la vapeur désurchauffée à moyenne pression sous le contrôle d'un régulateur de débit en cascade avec le régulateur de température à la sortie FRC4/TRC1. A l'entrée de la colonne, l'extrait se libère des hydrocarbures non aromatiques qui sont obtenus en tête de colonne puis condensés avec le produit de tête du stripper de l'eau (colonne C4) dans le condenseur E3. La pression du système est contrôlée par un régulateur de pression PRC3 et la PRC24 pour la colonne C4. Le mélange condensé est recueilli dans

l'accumulateur V1 ou l'eau décantée est recyclée à l'aide de pompes alternatives sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC6 dans le stripper C4 en même temps que l'eau de lavage provenant de l'extracteur RDC2 sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC4, les hydrocarbures sont envoyés au moyen de la motopompe MP2 vers le RDC1 comme reflux sous le contrôle du régulateur de niveau LIC5.

Du fond du stripper de l'extrait contrôlé par le régulateur LIC7, le solvant riche en aromatiques est envoyé à l'aide de la motopompe MP4 vers la colonne de récupération des aromatiques C5 qui fonctionne en légère dépression grâce à un éjecteur à vapeur J1 ou le système est contrôlé par un régulateur de pression PRC5. Les aromatiques ainsi que l'eau provenant du stripper de l'eau sont condensés dans une batteries d'aéro-réfrigérants et refroidis dans le refroidisseur E8, puis recueillis dans l'accumulateur V2, doté d'une chicane qui permet la séparation d'eau des hydrocarbures. Une partie des aromatiques sert comme reflux à la colonne sous le contrôle du régulateur de débit FRC10 en cascade avec le régulateur de niveau du ballon LIC10, tandis que l'eau décantée est recyclée comme eau de lavage en tête du RDC2 au moyen de la motopompe MP6 contrôlée par le régulateur de débit FRC6. Du fond de la colonne de récupération des aromatiques, au moyen de la motopompe MP7, le solvant pauvre est de nouveau injecte en tête du RDC1 tout en cédant de la chaleur dans les échangeurs successivement E4, E6, E7, E2.

L'énergie nécessaire pour la séparation au sein de la colonne C5 est fournie par le rebouilleur E9, utilisant de la vapeur désurchauffée, contrôlée par un régulateur de débit de vapeur FRC9 en cascade avec un régulateur de température à la sortie du rebouilleur TRC2. Une partie du fond de la colonne de récupération des aromatiques est destinée à alimenter la section de régénération toujours à l'aide de la pompe MP7 et sous contrôle du régulateur de débit FRC6.

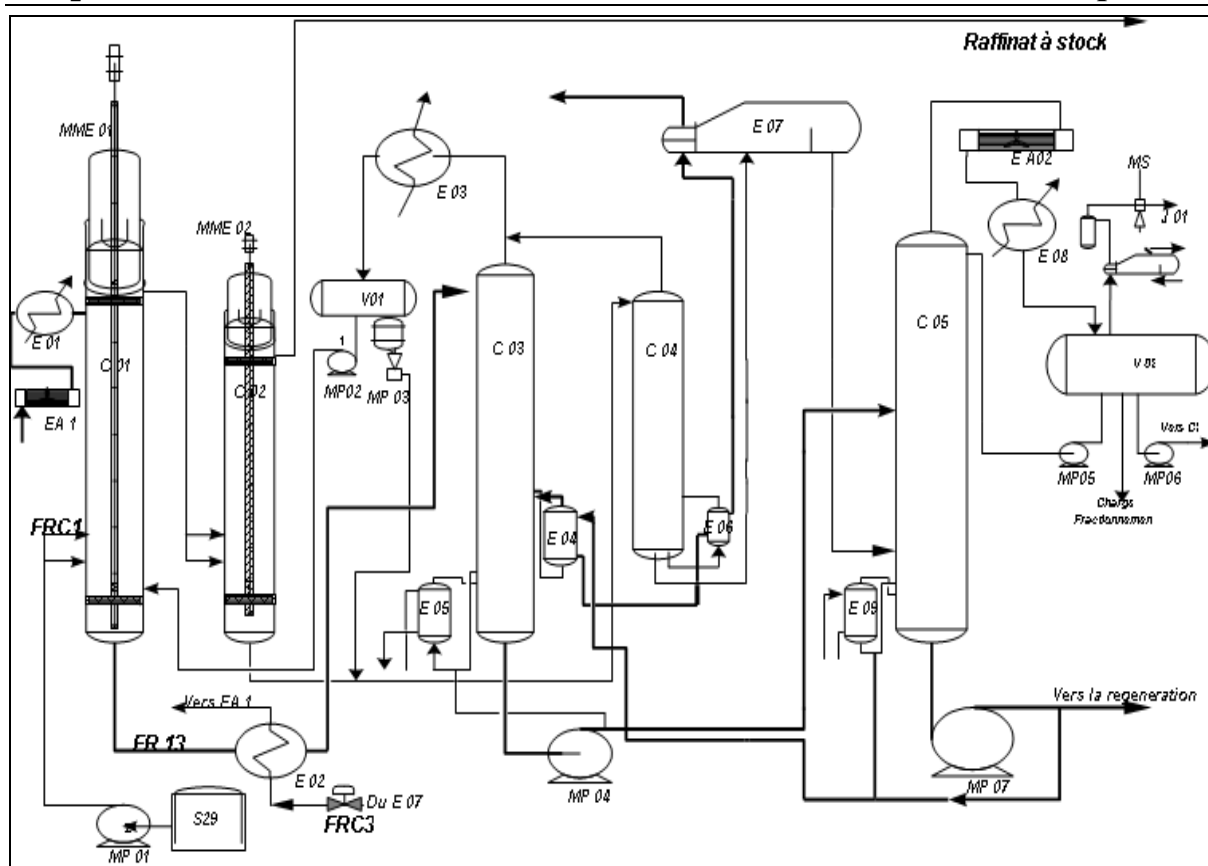


Figure II.4 : schéma simplifié de section d'extraction d'aromatiques [6]

B Section de régénération du solvant : [6,11,17]

Le but de cette section consiste à purifier le sulfolane en le débarrassant de tous les polymères.

La charge provenant du fond C5 est préchauffée dans le E10 à l'aide de la vapeur sous le contrôle du régulateur de débit FRC7, entre dans la colonne qui travaille sous vide grâce à l'éjecteur à vapeur J2, où tout le système est contrôlé par le régulateur de pression PRC4, afin d'éviter la dégradation du sulfolane. Les vapeurs de sulfolane purifiées sont condensées dans le condenseur E11, puis accumulées dans le ballon V3 et au moyen de motopompe MP8 le sulfolane est recycle vers le RDC1 sous contrôle du régulateur de niveau LIC9.

A partir du fond de la colonne, le produit de décomposition est envoyé de façon discontinue au moyen d'une pompe alternative normalement vers une cuve d'où elle est enlevée après avoir été refroidie. L'autre partie est recyclée vers le fond de la colonne. L'énergie nécessaire de fonctionnement de cette colonne est fournie par le rebouilleur à vapeur E12 sous contrôle du régulateur de débit de vapeur FRC12.

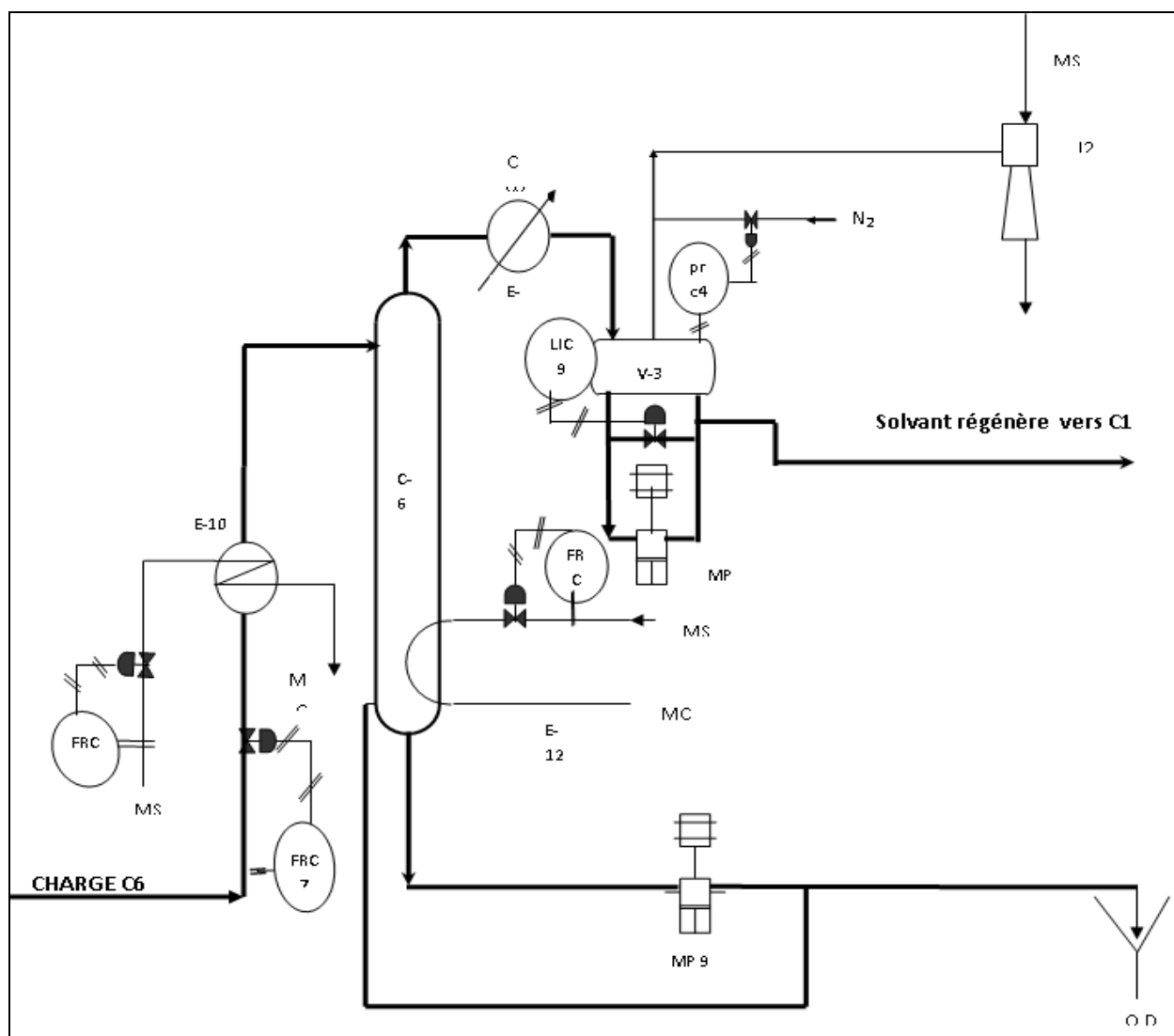


Figure II.5 : schéma simplifié de section de régénération de sulfolane [6]

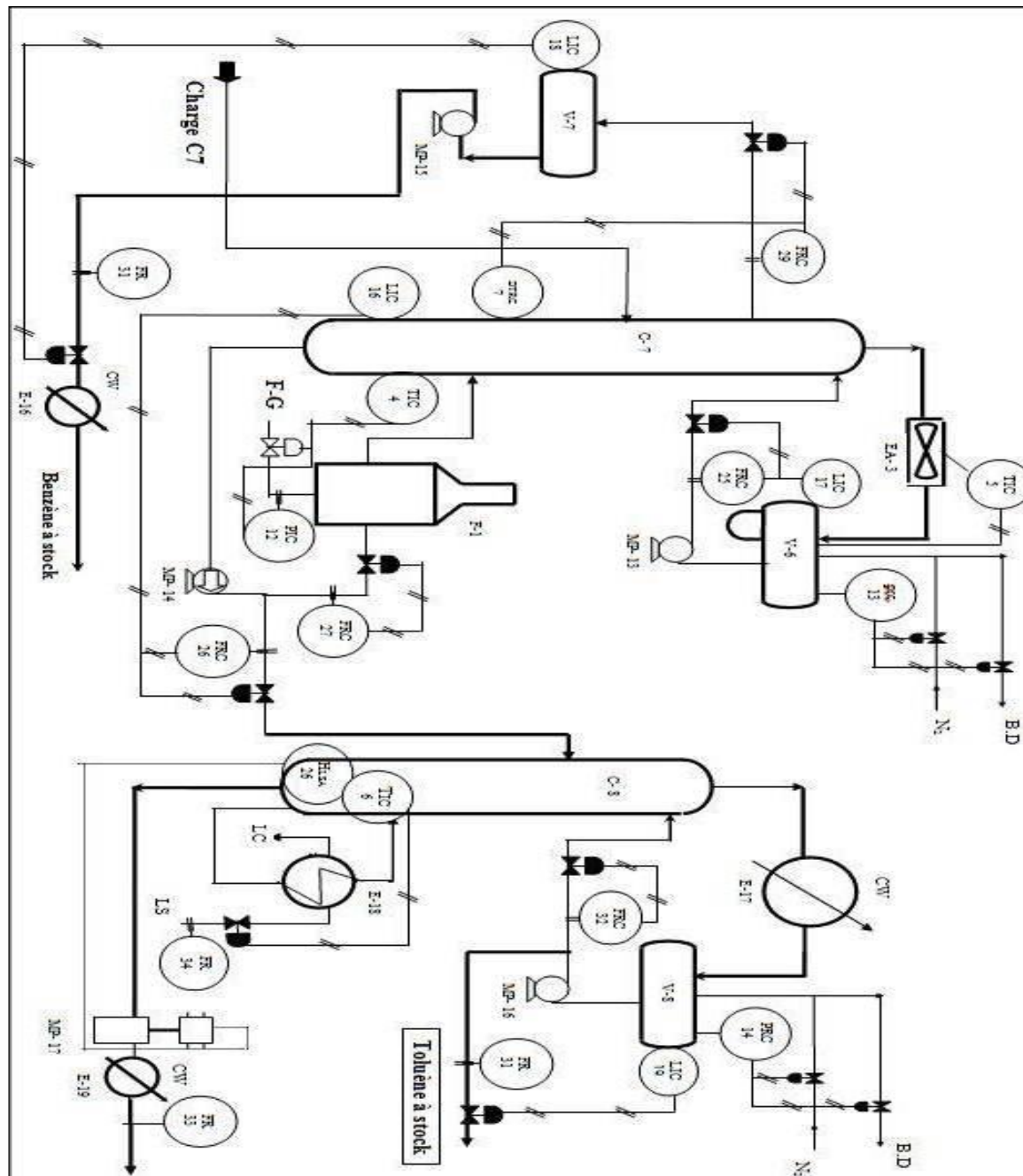
C Section de fractionnement des aromatiques : [6,11,17]

Elle est destinée à séparer le benzène du toluène par un simple procédé de distillation.

C'est une section qui comprend une colonne de benzène, une colonne de toluène pour l'élimination des xylènes contenus dans la charge et d'autres équipements auxiliaires nécessaires à la fabrication et la séparation des dits produits. La charge une fois traitée, sort du fond de la colonne à la terre et entre dans la colonne de benzène C7. La chaleur nécessaire pour la distillation est fournie par le rebouilleur F1 utilisant le fuel-gaz comme gaz combustible sous le contrôle du régulateur de pression en cascade avec le régulateur de température à la sortie du four PIC12/TIC4. Le produit de tête de la colonne, après condensation dans les aéro-réfrigérants MEA3A/B est récupéré dans le ballon V6 puis utilisé comme reflux total au moyen de la motopompe MP16 sous le contrôle du régulateur de débit

FRC25 en cascade avec le régulateur de niveau du ballon LIC17 en passant par le coalescer FT1 pour l'élimination des traces d'humidité. Quant à l'eau elle est drainée par le mamelon du ballon de reflux après sa décantation.

Latéralement de la zone supérieure, au niveau du 7ème plateau, on extrait le benzène sous le contrôle d'un régulateur de différence de température DTRC7 entre le 7ème et le 15ème plateau de la colonne en cascade avec le régulateur de débit FRC29. Le benzène est accueilli dans l'accumulateur V7 lequel est transfère vers le stockage intermédiaire à l'aide de la motopompe MP15 après son refroidissement dans l'échangeur E16, dont la quantité est réglée par le régulateur LIC18.



.Figure II.6 : schéma simplifié de section de fractionnement d'aromatiques [6]

II.2.2 Description des différentes colonnes de l'unité : [17]

Les différentes colonnes de l'unité U200 sont les suivantes :

A. Colonne d'extraction (RDC₁)

La colonne à plateaux (RDC) a été réalisée en vue du processus de séparation par solvant. C'est une colonne verticale formée d'une enveloppe cylindrique divisée en un certain nombre de compartiments par une série d'anneaux fixes. Au centre de chaque compartiment se trouve un disque tournant solidaire d'un arbre rotatif. Le diamètre du plateau tournant est inférieur au diamètre intérieur des anneaux fixes, afin de pouvoir enlever les plateaux et procéder à leur inspection et à leur nettoyage.

Les orifices d'alimentation se trouvent en haut et en bas et un espace est habituellement prévu entre les deux extrémités pour permettre une stabilisation des flux. Le liquide de densité plus faible est introduit par le bas et se déplace vers le haut, dans le sens contraire à celui du liquide à plus forte densité, lequel est introduit par l'orifice du haut de la colonne. La rotation des plateaux disperse l'une des phases. Lorsque la colonne entre en action après l'introduction du liquide léger, l'interface entre les deux liquides se trouve dans la cuve inférieure, et le liquide lourd se disperse. Dans le cas inverse, c'est le liquide léger qui est en phase de dispersion et le flux principal est caractérisé par la rotation du liquide auquel se superpose un mouvement dirigé de l'arbre vers la paroi, tandis qu'à la hauteur des anneaux fixes, le mouvement rotatif a lieu en sens contraire de la paroi vers l'arbre, il en résulte un flux toroïdal dans chacune des moitiés de chaque compartiment.

L'aspect de ce flux toroïdal est d'ailleurs légèrement affecté par le mouvement axial en contre courant des deux liquides. Ce type d'extracteur, qui convient bien à l'extraction des produits facilement émulsifiables, a été étudié par Remon et Van de Vasse.

L'action de la colonne RDC est essentielle pour une bonne récupération des aromatiques. La récupération peut être améliorée en augmentant le rapport sulfolane/charge ou en augmentant la vitesse de rotation de RDC, toute fois l'utilisation d'une vitesse trop élevée peut provoquer une contamination. La température d'extraction augmente avec le poids moléculaire des HC, la solubilité est plus affectée.

B. Colonne de lavage du raffinat (RDC₂)

Cette colonne RDC₂ a presque la même description que la colonne RDC₁, elle ne se différencie d'elle que par le nombre de plateaux (RDC₂ a 40 plateaux par contre la RDC₁ a 70 plateaux). Dans la colonne RDC₂, on fait le lavage du raffinat. Le but de ce lavage est la récupération du sulfolane, ce dernier se trouve dissout dans le raffinat à la sortie de RDC₁. On

peut augmenter la récupération du sulfolane en augmentant la vitesse de la colonne RDC₂, jusqu'à ce qu'il arrive à sa limite, on ajoute de l'eau à un intervalle régulier pour compenser les pertes par évaporation.

C. Colonne de stripping de l'extrait (C₃)

La colonne C₃ est une colonne de distillation. L'opération de distiller l'extrait est essentielle pour obtenir une faible teneur de non aromatiques dans les aromatiques qui ne doit pas dépasser 1%. Les impuretés (non aromatiques) sont éliminées dans le stripper des aromatiques (stripper de l'extrait), en présence du sulfolane. Les impuretés bouillent plus facilement que les aromatiques et constituent le produit de tête de la colonne avec la présence d'une petite quantité d'aromatique soit 10 à 15%. Le produit de tête est renvoyé vers le fond de la colonne C₁, alors que le produit de fond de la C₃, constitué essentiellement de solvant, d'aromatiques et de 0.01% de non aromatiques est renvoyé vers la colonne de récupération des aromatiques. La colonne C₃ comporte 25 plateaux à clapets.

D. Colonne de stripping de l'eau (C₄)

L'opération de stripping de l'eau sert à enlever les petites quantités d'hydrocarbures qui se sont dissoutes dans l'eau. Ces hydrocarbures finissent, si on ne les enlève pas, dans le produit de tête de la colonne de récupération des aromatiques et contaminent le produit BTX. On contrôle la température en réglant le by-pass de l'échangeur E₆. La colonne C₄ comporte 10 plateaux à clapets.

E. Colonne de récupération des aromatiques(C₅)

La fonction principale de la colonne C₅ est la séparation du solvant des aromatiques. Il est prévu un reflux de manière à garder la teneur en sulfolane du produit de tête assez faible. L'extraction a lieu à une température assez basse afin d'éviter la décomposition du solvant. La colonne est contrôlée en réglant le reflux et la chaleur de rebouillage. On injecte de la vapeur d'eau pour aider les aromatiques à monter vers la tête de la colonne.

Il faut ajouter la monoéthanolamine (MEA), base organique, au solvant pauvre de cette colonne quand le pH est inférieur à 6. Sous l'effet de la chaleur, le sulfolane se décompose en plusieurs composés notamment sulfurés qui forment en général des acides. Deux gallons de MEA pur doivent être ajoutés et il faut vérifier le pH après avoir réparti la MEA dans tout le système. La colonne C₅ comporte 30 plateaux à clapets (colonne sous vide).

F. Colonne de régénération du solvant (C₆)

Cette colonne de distillation fonctionne sous vide créé par l'éjecteur J₂. Son but est la régénération du solvant afin d'éliminer en particulier les produits de décomposition. Un faible tirage intermittent du fond de la colonne enlève les produits de décomposition. Le sulfolane régénéré est envoyé à l'extracteur. Cette colonne fonctionne à faible (600 l/h) ; elle contient quatre plateaux.

G. Colonnes à la terre (V_{5 A/B})

Avant le fractionnement, le benzène et le toluène sont soumis à un traitement aux terres activées où les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition du sulfolane sont éliminés par adsorption. Ces colonnes fonctionnent à une température bien déterminée.

Le rôle de la colonne à la terre est de retenir les impuretés et laisser uniquement les aromatiques purs. Le traitement aux terres activées a pour but principal la décoloration par l'élimination des substances en suspension colloïdales des composés et impuretés et la stabilité de la couleur des produits. Les corps qui influent sur la couleur des produits de l'unité sont principalement :

- les oléfines et les dioléfines présentes dans la charge,
- le thiophène présent dans la charge,
- les polymères dus à la dégradation du sulfolane.

H. Colonne de la section fractionnement

Dans les colonnes de benzène et toluène, deux variables sont importantes :

- **le taux de reflux** : la pureté du produit de tête augmente si on augmente le taux de reflux, mais on diminue ainsi la qualité du produit de fond.
- **La température de fond** : la pureté du produit de fond augmente si on augmente cette température, mais on diminue ainsi la qualité du produit de tête.

Dans la colonne de benzène, le débit du reflux est contrôlé par la différence de température entre deux plateaux dans la partie supérieure de la colonne. Une augmentation de cet écart indique que des impuretés se sont formées sur le plateau inférieur et par conséquent il faut augmenter le reflux. Le produit de benzène pur, exempt d'eau et d'impuretés, est constitué par un soutirage latéral du sommet. Les impuretés (eau et produits non aromatiques) sont pris en tête de colonne dans le récipient pour éviter la formation de produits non aromatiques qui altéreraient la pureté du benzène. Un jet continu de produits non aromatiques est assuré par

une pompe dans la ligne de décharge. La colonne C₇ comporte 67 plateaux à clapets et la colonne C₈ comporte 17 plateaux à clapets

II.2.3 Déroulement de procédé : [7]

Le procédé d'extraction se base sur la nature polaire du solvant. Apte à solubiliser surtout les aromatique ; les hydrocarbures sont extraits dans l'ordre suivant :

- Aromatiques légers.
- Aromatiques lourds
- Paraffines légers.
- Paraffines lourds.

Pour obtenir le degré de rendement voulu dans l'extraction, on est obligé de solubiliser même les paraffines, mais celles légères étant plus solubles. Au fond de la colonne d'extraction on aura une phase contenant solvant aromatique paraffines légères.

La phase successive exige l'élimination totale des paraffines qui, après l'extraction, est facilitée par l'absence de paraffines lourdes avec des points d'ébullition plus près de ceux des aromatiques, mais surtout la présence de solvant rend plus aisée l'extraction des paraffines légères : Ce type d'extraction est complètement différent de ceux qui se vérifient dans les strippers normaux de raffinerie car le sulfolane modifie le comportement (volatilité) des hydrocarbures de façon à ce que les paraffines se comportent comme hydrocarbures légers même si elles bouillent à une température plus élevée que celle des aromatiques ; en définitive le sulfolane augmente la volatilité des paraffines et diminue celle des aromatiques(distillation extractive).

En combinant donc les phases d'extraction et de stripping on peut obtenir une séparation très nette entre aromatiques et non aromatiques.

Pour une conduction économique de procédé complet une perte minimum de solvant est requise; il faut donc récupérer le sulfolane présent de façon inévitable dans la phase non aromatique avec d'autres parties aromatiques :

Dans ce but on effectue une extraction avec de l'eau (qui dissout préféablement sulfolane et aromatiques).

Le sulfolane en conditions normales n'est pas corrosif mais une fois réchauffé, il est sujet à se décomposer; les produits de cette décomposition sont corrosifs et même dangereux.

Pour cette raison, aussi bien la colonne de séparation aromatiques-sulfolane (200-C-5) que la colonne de régénération du solvant (200-C-6) travaille sous vide de façon à abaisser la température de fonctionnement.

La colonne 200-C-6 a pour but de garantir la pureté du sulfolane en éliminant par distillation les produits lourds dus à la décomposition thermique qui se produit en tout cas.

Etant donné que même le contact avec l'oxygène provoque la décomposition du sulfolane, tout le système d'extraction des aromatiques est tamponné avec de l'azote.

Après la récupération, le benzène et le toluène sont séparés par la distillation qui est aisée du fait de la différence entre leurs points d'ébullition : respectivement 80,1°C et 100,8°C à 1 atmosphère.

Au fond de la colonne toluène (200-C-8) on a une décharge discontinue des éventuels aromatiques lourds passés en tête au splitter de reformat 100-C-5.

Avant le fractionnement, le benzène et toluène sont soumis à un traitement aux terres actives dans les colonnes à remplissage 200-V-5 A/B où les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition de sulfolane sont éliminés par absorption.

II.2.4 Capacité et produits de l'unité : [17]

L'unité est capable de traiter 285000 t / an de reformat léger dérivé de brut HASSI MESSAOUD.

La capacité de production est de 90187 t / an (ou bien 91345 t / an) de Benzène et de 5000 t / an de Toluène.

L'unité rénovée permet des rendements plus élevés de récupération des aromatiques, une pureté la plus grande des produits de benzène et l'efficacité énergétique améliorée.

➤ Caractéristiques commerciales du benzène et toluène : [4]

Les tableaux suivants tableau (II.2) et tableau (II.3) donnent les principales caractéristiques commerciales du benzène et du toluène.

Tableau II.4 : Caractéristiques commerciales du benzène [4]

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 II.5 : Caractéristiques commerciales du toluène [4]

Densité relative à 15 °C	0.87 – 0.872
Non aromatique (% V)	0.01
Benzène (% V)	0.1
Toluène (%V)	99.89
Couleur	1

II.2.5 L'installation de l'unité d'extraction d'aromatiques (u 200) : [6]

Le schéma suivant nous donne l'installation de l'unité d'extraction des aromatiques U200 avec leurs différents composants.

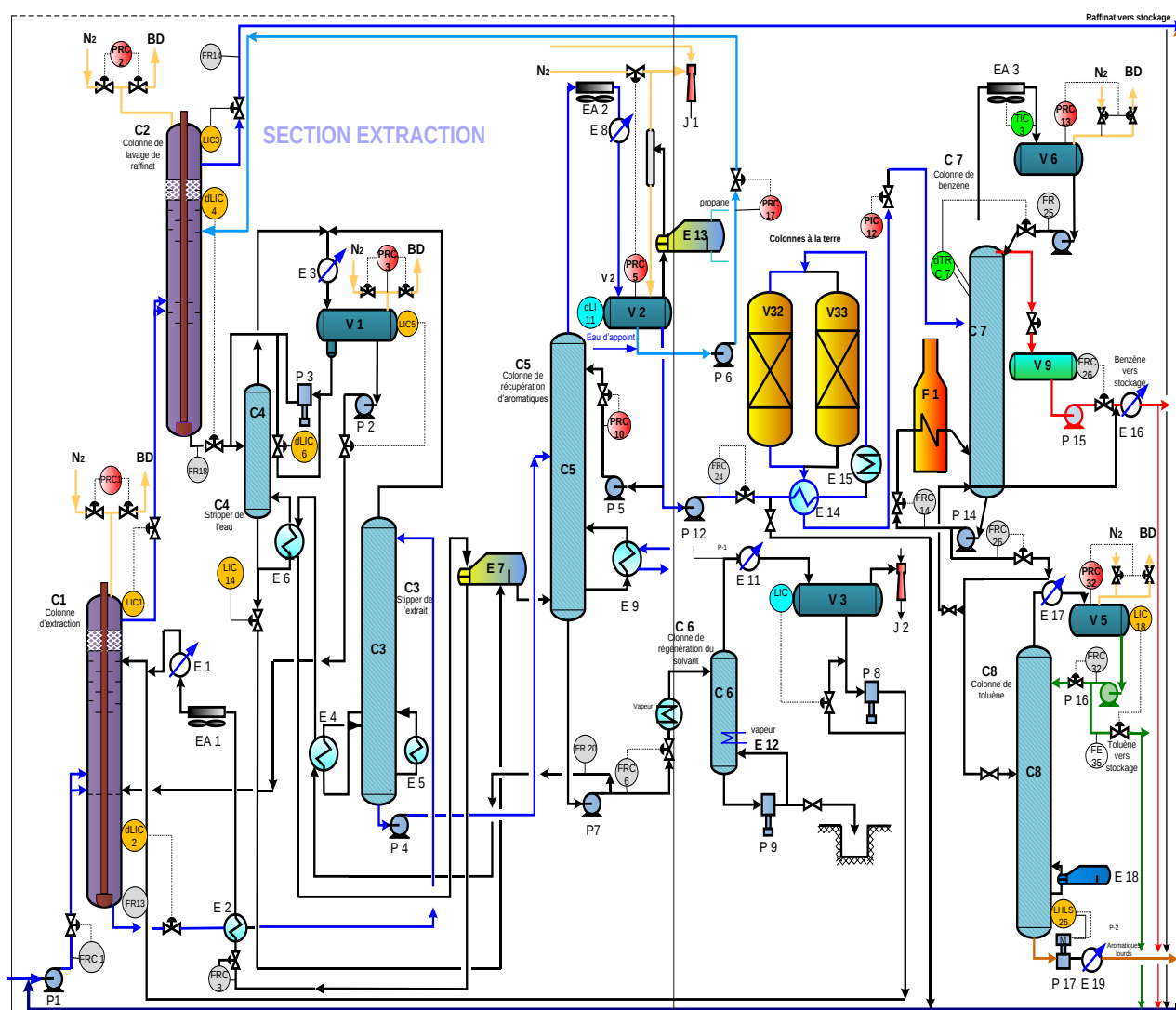


Figure II.7 : schéma de l'unité d'extraction d'aromatiques (u 200) [6]

II.3.1 Extraction par solvant :

L'extraction par solvant est actuellement la seule méthode économique de production d'un mélange d'aromatique à partir de coupes larges « C₆ à C₈ ».

L'extraction liquide-liquide utilise la propriété de certains composés polaires de dissoudre les aromatiques « composés eux-mêmes polarisables » et d'être peu miscibles avec les hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques « apolaires ».

Les caractéristiques principales d'un solvant utilisable industriellement sont les suivantes :

- Avoir un pouvoir solvant élevé
- Avoir une sélectivité élevée
- Former une zone d'immiscibilité
- Avoir un point d'ébullition suffisamment différent de celui des aromatiques et une bonne stabilité thermique
- Avoir une densité aussi différente que possible de celle de la charge et une viscosité faible
- Etre peu toxique
- Avoir un prix faible

Comme il est difficile de trouver un agent d'extraction qui présente toutes ces qualités, on est obligé de corriger les imperfections du solvant.

On peut aussi mélanger les solvants, ce qui permet parfois d'améliorer les propriétés moyennes de chacun d'eux pris isolément.

II.3.2 Différentes étapes d'extraction : [4]

Ce procédé de séparation consiste à ajouter à un mélange homogène liquide appelé solution d'alimentation dont on veut extraire un ou plusieurs constituants, un autre liquide appelé solvant dont lequel les constituants sont solubles.

L'extraction se réalise en deux étapes :

1. Lors de la première étape, les deux liquides sont brassés de manière à obtenir entre eux un contact intime et suffisamment prolongé pour que le soluté puisse traverser l'interface et passer dans le solvant jusqu'à atteindre la concentration d'équilibre.
2. Dans la deuxième étape les deux liquides sont séparés en deux phases discrètes pouvant être soutirés sans que l'une n'entraîne l'autre.

Pour la réalisation de l'extraction il faut tenir compte de deux facteurs importants :

- le facteur d'équilibre,
- le facteur de vitesse.

II.3.3 Différents méthodes d'extraction au solvant : [12]

Il existe trois méthodes d'extraction au solvant :

- ✓ Extraction à un étage.
- ✓ Extraction à un multi-étage.
- ✓ Extraction à contre courant.

A Extraction à un étage : [7,12]

Qui consiste à traiter par toute la quantité nécessaire du solvant à la fois.

Avec le choix de la température optimale du procédé et après la décantation, on sépare les deux phases formées, la séparation du solvant des deux phases est effectuée par distillation.

Il n'est pas possible avec un seul étage d'extraction d'obtenir une séparation complète des éléments de la charge et quelque soit le procédé utilisé, il ne sera pas possible d'obtenir un composant de la charge à l'état pur.

Ainsi, il sera nécessaire d'opérer différemment pour obtenir un raffinat plus riche en produits indésirables, ou autrement dit pour avoir un bon rendement en produits désirés.

Les procédés utilisables à cet effet sont les suivants :

- Extraction simple répétée (ou extraction à contact multiple)
- Extraction à contre courant.

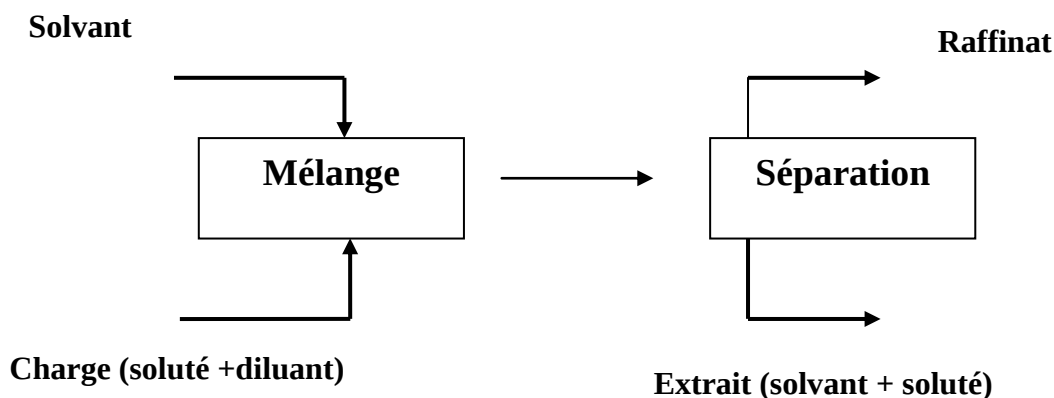


Figure II.8 : Schéma d'extraction à un étage [7]

B Extraction multi -étage : [7,12]

C'est une série de traitement en un étage ; pendant chaque étage on traite le raffinat obtenu dans l'étage précédant par le solvant pur ; on obtient quelques fractions d'extrait et un seul raffinat final. (Voir figure II.9)

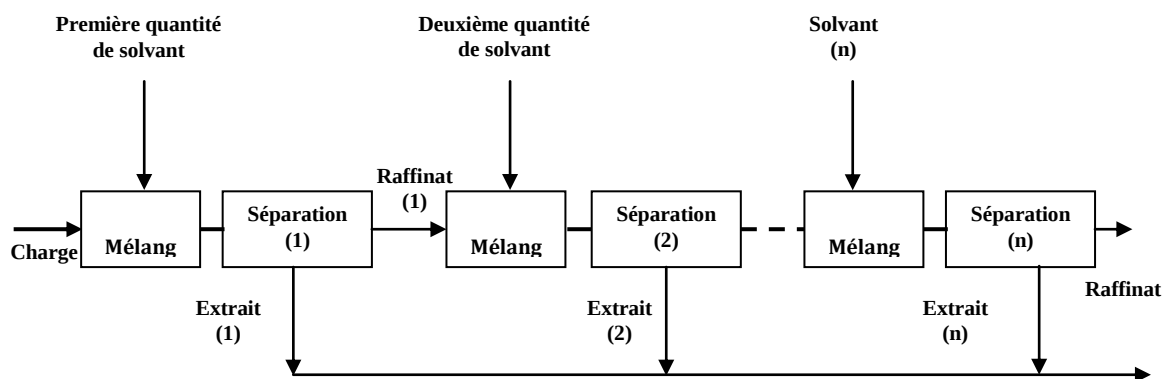


Figure II.9 : Schéma d'extraction multi-étage [7]

C Extraction à contre courant : [11]

Selon le mode d'écoulement des liquides des deux types de contre courant sont à considérer :

➤ Le Contre Courant à Contact Discontinu :

Correspond au fonctionnement d'une suite discontinue d'étages de contact (exemple : série de mélangeur décanteurs ou colonnes à plateaux).

Dans chaque étage les phases sont mises en contact, puis séparées, entre deux étages, elles circulent séparément et en sens inverse comme le montre la figure 4.

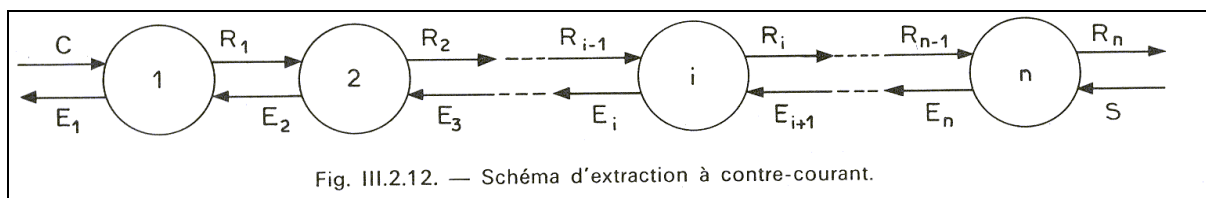


Figure II.10 : schéma d'extraction à contre courant [11]

La figure 4 schématise le mode opératoire : une charge C est traitée à contre courant par un solvant S dans un appareil équivalent à n étage théorique. Chaque cercle représente un groupe "mélangeur – décanteur", c'est à dire, un étage théorique ; les extraits et raffinats quittant ces étages sont donc en équilibre.

➤ Le contre courant à contact continu :

Il est obtenu dans les appareils de remplissage type colonne (exemple RDC) les deux phases s'écoulent en restant toujours en contact.

II.3.4 Facteurs influençant le procédé d'extraction : [5,7,11]

Les facteurs principaux qui influent le procédé d'extraction sont surtout :

- Le solvant.
- La température

L'extraction est bien effectuée si la substance à séparer est bien soluble dans le solvant, cette solubilité dépend du rapport solvant / charge et la température du procédé.

II.3.4.1 Le solvant : [7,11]

- **Le choix du solvant :**

Le solvant est choisi de tel façon à former avec la charge un mélange de deux phases non miscibles et il doit non seulement permettre la séparation des produits mais aussi être utilisable aisément dans les extracteurs et être facilement séparable des produits dissous et son emploi doit être aussi économique que possible.

Donc l'extraction n'est possible que si le mélange solvant / charge donne naissance à deux phases liquides non miscibles, cette condition est satisfaite en choisissant la température et le rapport solvant / charge appropriés.

L'augmentation du rapport solvant / charge diminue le rendement du raffinat et améliore sa qualité, mais les pertes de solvant et la consommation de l'énergie pour la régénération augmentent.

➤ **La sélectivité du solvant : [11]**

La sélectivité du solvant traduit la facilité que possède un solvant à dissoudre un constituant de la charge préférentiellement à un autre. Elle est caractérisée par le coefficient de sélectivité β .

$$\beta = (x_A/y_A) * (y_B/x_B) \dots\dots\dots(II.1)$$

Au point critique, et pour un azéotrope, le coefficient de sélectivité β est égale à 1.

➤ **Le pouvoir solvant : [7,11]**

Le pouvoir solvant exprime la quantité de produit que peut dissoudre une unité de volume ou de masse d'un solvant tout en gardant un coefficient de sélectivité β acceptable.

Un pouvoir solvant faible entraîne une utilisation d'une grande quantité de solvant pour effectuer une séparation donnée.

La sélectivité, le pouvoir solvant ainsi que la température de miscibilité peuvent être modifiés à un certain degré en additionnant un produit influençant la solubilité mutuelle des constituants.

En additionnant un corps qui se mélange bien avec le solvant et ne se dissout pas pratiquement dans le diluant on peut :

Augmenter la température à laquelle les deux constituants forment un mélange homogène et augmenter la sélectivité du solvant.

Pour accroître la miscibilité de constituant (pouvoir solvant), diminuer la température de dissolution du mélange et la sélectivité du solvant :

On ajoute un corps qui se dissout bien à la fois dans le solvant et dans le diluant.

L'augmentation de la température surtout au voisinage de la température critique de dissolution (TCD) entraîne une augmentation du pouvoir solvant et une diminution de la sélectivité du solvant.

La température d'ébullition du solvant doit être 30 à 40 °C au-dessus du point d'ébullition des aromatiques à récupérer.

✓ **Facteurs importants pour le fonctionnement des appareils : [11]**

Les facteurs importants du solvant pour le fonctionnement des appareils sont les suivants :

a) Masse volumique :

On choisit un solvant qui a une masse volumique différente de celle de la charge de telle façon que les phases en contact à aucun moment ne doivent atteindre la même masse volumique, une grande différence de masses volumiques favorise la décantation des solutions et par suite augmente la capacité de décanteur.

b) Viscosité :

Un solvant de faible viscosité doit être choisi pour l'obtention des hauts débits de fonctionnement et éviter l'entraînement des gouttelettes de solvant par la phase non désirée et aussi on aura un meilleur transfert de masse.

c) Température :

La température d'ébullition du solvant doit être supérieure à la température de fonctionnement à fin d'éviter son évaporation. Le solvant doit avoir une température d'ébullition aussi différente que celles des aromatiques.

d) Tension inter faciale :

Une faible tension inter faciale favorise la réalisation d'une grande surface de contact entre les phases mais gêne la décantation de l'émulsion.

✓ Facteurs économiques : [11,4]

Le solvant ne doit pas être :

Coûteux, toxique, corrosif, instable chimiquement et thermiquement

Il ne doit pas réagir avec la charge à traiter .

Le solvant doit posséder :

- un haut point d'inflammabilité.
- une haute température d'ébullition par rapport aux aromatiques.
- Un bas point de congélation.

Le procédé est d'autant plus économique que son solvant permet de traiter des charges différentes. La plupart des caractéristiques citées doivent être examinées dans les conditions réelles de l'emploi du solvant, de température en particulier qui influe sur le pouvoir solvant, sur la sélectivité et sur la zone d'immiscibilité.

comme il est difficile de trouver un agent d'extraction qui présente toutes les qualités, on est obligé de corriger les imperfections du solvant en intervenant sur les conditions mis en œuvre : - Augmenter le rapport solvant / charge.

- Effectuer un recyclage du raffinat (paraffines légers / charge) pour déplacer au sein de l'extrait les faibles quantités de paraffines lourdes dissoutes.

II.3.4.2. Température d'extraction : [5]

Quand la température augmente la solubilité et le pouvoir solvant augmente, par contre la sélectivité diminue ; donc on doit chercher la température optimale d'extraction de façon à maximiser le prix de revient ou de façon à avoir un bon rendement en aromatiques.

La température d'extraction dépend de la TCD du produit donné, elle doit être inférieure à la "TCD".

Chapitre -III-

Etude spécifique

Introduction :

Dans la plus part des installations de raffinerie l'apport de calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à échange ou d'un échangeur de chaleur direct dans lequel les calories sont transmises par le mécanisme de conduction et de convection au fluides à réchauffer, qui circule dans un faisceau de tubes, d'où le nom de l'échangeur à faisceaux tubulaires.

III.1 Différents types d'échangeurs de chaleur : [18]

La plupart des échangeurs de chaleur offrant une surface de séparation entre fluide chaud et fluide froid

Peuvent être classés selon les familles technologiques suivantes :

- échangeurs tubulaires ou faisceau-calandre
- échangeurs double tube
- serpentins (de réchauffage ou de refroidissement)
- échangeurs à plaques (démontables ou brasés)
- échangeurs spirales
- échangeurs à air

Les échangeurs le plus répandu sont :

Échangeurs tubulaires ou faisceau-calandre et double tube

III.1.1 Les échangeurs double tube : [4]

Ils sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à l'extrémité par un coude.

L'assemblage est réalisé par des raccords en « U ».

L'unité d'échangeur constitué de deux tubes parallèles est appelée « épingle ».

III.1.2 Les échangeurs à faisceau et calandre : [4,18]

Ils sont les plus répandus dans l'industrie hydrocarbures condenseur, rebouilleur et échangeur.

Si la surface d'échange est importante dans : faisceau et calandre.

L'échangeur comprend un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes.

Les boîtes de distributions sont fixées aux extrémités et assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes.

Le faisceau est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide qui circule à l'extérieur des tubes et dont le chemin est imposé par les chicanes.

Les tubes de faisceau sont disposés selon différentes positions :

- ✓ Pas triangulaire normale.
- ✓ Pas triangulaire renversé.
- ✓ Pas carré normale.
- ✓ Pas carré renversé.

Les faisceaux au pas carré sont les plus utilisés car le nettoyage extérieur est plus facile.

Les échangeurs à faisceau et calandre présentent trois types :

A Des échangeurs à plaques tubulaires fixe.

Emploi très limité, si la différence de température entre fluides est importante, dilatation et la contraction sera élevée

B Des échangeurs à tête flottante.

L'une des plaque est fixe et l'autre est libre ; elle permet la dilatation ou la contraction du faisceau

C Les échangeurs tubes en « U » :

Supprimer une plaque tubulaire et maintien des propriétés de la tête flottante.

- Nettoyage mécanique impossible.
- Nombres de tubes pour une même grandeur plus faible à cause de coudes

III.1.3 Les fonctions des échangeurs de chaleur : [4,18]

Ces appareillages peuvent assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides participant à l'échange.

- ✓ La fonction réfrigération
- ✓ La fonction réchauffage
- ✓ La fonction condensation
- ✓ La fonction vaporisation

III.1.4 Le rôle de notre échangeur 200 E-2

L'échangeur 200 E-2 est un préchauffeur, son rôle est chauffer l'extrait (solvant riche en aromatique), c'est-à-dire la charge de la colonne C3 (stripper de l'extrait), et de refroidir le solvant pauvre allant vers la colonne C1 (colonne de l'extraction) ou' il participe de nouveau au procédé d'extraction.

III.1.5 Le but de calcul d'un échangeur :

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont compris entre les frais opératoires et les frais d'investissement, autrement dit on cherche à obtenir une puissance d'échange donnée avec la plus faible surface d'échange et le moins de perte de charges possible.

III.2 Le calcul :

Dans ce chapitre, nous allons étudier et calculer ce préchauffeur à solvant (E-2), en appliquant la méthode de 'KERN'

III.2.1 Présentation de l'échangeur 200 E-2:

- Service de l'appareil : échangeur 200E-2 ; échange de chaleur entre solvant concentré – solvant pauvre
- Dimensions 1321mm. 6096mm.
- Type AES : échangeur à faisceau et calandre à tête flottante.
- Position : horizontale.
- Surface totale 646.9m^2 .
- Nombre d'appareils : 01.
- Diamètre extérieur des tubes : $\varnothing_{\text{ext}} = 0.01905\text{ m}$.
- Diamètre intérieur des tubes : $\varnothing_{\text{int}} = 0.01483\text{ m}$
- Epaisseur paroi : $e = 0.002109\text{ m}$.
- Nombre de tubes 1800
- Diamètre calandre $D_c = 1.321\text{ m}$
- Pas de tubes : $P = 0.0254\text{ m}$ (pas triangulaire renversé).
- Longueur des tubes : $6056\text{ mm} = 6.056\text{ m}$.
- Espace entre chicanes : $B = 0.265\text{ m}$.

Tableau III.1 : les données nécessaires pour le calcul

Fluides	Fluide froid	Fluide chaud
Fluide circulant	Calandre: solvant concentré	Tube : solvant pauvre
Débit massique (Kg/h)	$m = 156181$	$M = 135156$
Température d'entrées ($^{\circ}\text{C}$)	$t_1 = 49$	$T_1 = 128$
Température de sortie ($^{\circ}\text{C}$)	$t_2 = 87$	$T_2 = 88$
Température moyenne ($^{\circ}\text{C}$)	$T_{mf} = 68$	$T_{mc} = 108$
Viscosité dynamique (kg/h.m)	$\mu = 12.168$	$\mu = 7.632$

Choix d'écoulement des fluides (côté tube ou calandre) :

- ✓ Côté tube : fluide chaud
- ✓ Côté calandre : fluide froid

III.2.2 Les propriétés physiques des courants :

Quelques propriétés physiques des fluides chaud et froid sont indispensables pour le calcul d'un échangeur tel que : les viscosités, les conductivités thermiques, les chaleurs spécifiques, les densités, etc.

A les propriétés physiques de solvant concentré à côté calandre à $T_f = 68^\circ\text{C}$:

La chaleur spécifique :

$C_p = 0.409 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$ (Voir annexe 01)

La conductivité thermique :

$\lambda = 0.115 \text{ kcal/h.m. } ^\circ\text{C}$ d'après la figure 1.67 (voir annexe 08)

B les propriétés physiques de solvant pauvre à côté tube à $T_c = 108^\circ\text{C}$:

La chaleur spécifique :

$C_p = 0.45 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$ (Voir annexe 01)

La conductivité thermique :

$\lambda = 0.1123 \text{ kcal/h.m. } ^\circ\text{C}$ d'après la figure 1.67 (voir annexe 08)

III.3 Bilan thermique :

Si on suppose qu'on n'a pas de pertes de chaleur on peut établir le bilan global comme il suit :

$$Q_{\text{cédée}} = Q_{\text{recue}} = Q$$

On a :

$$Q_1 = M.Cp_c(T_1 - T_2) \dots\dots\dots (III. 1)$$

$$Q_2 = m.Cp_f(t_2 - t_1) \dots\dots\dots (III. 2)$$

donc :

$$Q = M.Cp_c(T_1 - T_2) = m.Cp_f(t_2 - t_1)$$

Avec :

Q_1 : quantité de chaleur cédée par le solvant pauvre.

Q_2 : quantité de chaleur reçue par le solvant concentré.

M : débit massique du fluide chaud (solvant pauvre), en kg/h.

m : débit massique du fluide froid (solvant concentré), en kg/h.

C_{pc} : la chaleur spécifique du fluide chaud (solvant pauvre), en kcal/kg °C.

C_{pf} : la chaleur spécifique du fluide froid (solvant concentré), en kcal/kg °C.

A.N :

on a : $M = 135156 \text{ kg/h}$, $C_{pc} = 0.45 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$, $T_1 = 128^\circ\text{C}$, $T_2 = 88^\circ\text{C}$.

$$Q_1 = 135156 \cdot 0.45 (128 - 88) = 2432808$$

Donc :

$$Q_1 = 2432808 \text{ kcal/h}$$

$m = 156181 \text{ kg/h}$, $C_{pf} = 0.409 \text{ kcal/kg}$, $t_1 = 49^\circ\text{C}$, $t_2 = 87^\circ\text{C}$

$$Q_2 = 156181 \cdot 0.409 (87 - 49) = 2427365.102$$

Donc :

$$Q_2 = 2427365.102 \text{ Kcal/h.}$$

III.4 Calcul de la différence logarithmique moyenne de température :

Celle – ci est calculée comme suit :

$$DLTM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \dots\dots\dots (III. 3)$$

Avec :

ΔT_1 : différence de température maximale.

ΔT_2 : différence de température minimale.

A.N :

$$T_1 = 128 \text{ }^{\circ}\text{C}, T_2 = 88 \text{ }^{\circ}\text{C}, t_2 = 87 \text{ }^{\circ}\text{C}, t_1 = 49 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

On aura :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 \Rightarrow = 128 - 87 \Rightarrow \boxed{\Delta T_1 = 41^{\circ}\text{C}}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 \Rightarrow = 88 - 41 \Rightarrow \boxed{\Delta T_2 = 39^{\circ}\text{C}}$$

$$DLTM = \frac{14 - 39}{\ln \frac{41}{39}} = 40 \quad \Rightarrow \quad \boxed{DTLM = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}.}$$

On a:

$$\Delta TLM_{corrigé} = DTLM.f. \dots\dots\dots (III. 4)$$

Avec :

f : coefficient de correction.

III.4.1 Détermination de coefficient correctif « f » :

on déterminer le coefficient de correction d'après le graphe de dépendance des paramètres auxiliaires (R, E), figure V.1.14..... (voir annexe 04)

avec : $F = \epsilon (R, E)$

R : le rendement thermique de l'échangeur.

E : l'efficacité de transfert de l'échangeur.

$$R = \frac{T_{c1} - T_{c2}}{T_{f2} - T_{f1}} \dots\dots\dots (III. 5)$$

$$E = \frac{T_{f2} - T_{f1}}{T_{c1} - T_{f1}} \dots\dots\dots (III. 6)$$

AN :

$$R = \frac{T_{c1} - T_{c2}}{T_{f2} - T_{f1}} = \frac{128 - 88}{87 - 49} = 1.05$$

$$E = \frac{T_{f2} - T_{f1}}{T_{c1} - T_{f1}} = \frac{87 - 49}{128 - 49} = 0.48$$

$$R=1.05, E=0.48$$

D'après le graphe de dépendance on trouve : $f = 0.8$

$$\text{Donc : } \Delta TLM_{\text{corrigé}} = DTLM.f = 40 * 0.8 = 32$$

Alors : $\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$

III.5 détermination de coefficient de transfert sale U'_s :

D'après le tableau V.18. P.W..... (voir annexe 09)

On a: U'_s : E (100 - 300).

Supposons:

.

$U'_s = 120 \text{ kcal/h.m}^2. \text{ }^{\circ}\text{C}$

III.6 Calcul de la surface d'échange :

$$A = \frac{Q}{U'_s . \Delta TLM_{\text{corrigé}}} \dots\dots\dots (III. 7)$$

AN :

$$A = \frac{Q}{U'_s . \Delta TLM_{\text{corrigé}}} = \frac{2432808}{120 * 32} = 633.54$$

donc :

$A = 633.54 \text{ m}^2$

III.7 Calcul de nombre de tube par calandre :

La relation de calcul de nombre de tubes est comme suite :

$$N_t' = \frac{A}{(a_t \cdot n_c)} \dots\dots\dots (III. 8)$$

Avec :

N_t' : nombre de tube par calandre.

A : surface d'échange totale.

a_t : surface d'échange d'un tube.

n_c : nombre de passe cote calandre.

III.7.1 Calcul de la surface d'échange d'un tube :

la relation de calcul a_t comme suite :

$$a_t = \pi \cdot d_0 \cdot L \dots\dots\dots (III. 9)$$

Avec :

d_0 : diamètre extérieur du tube (m).

L : longueur du tube (m).

A.N :

$d_0 = 0.01905 \text{ m}$, $L = 6.056 \text{ m}$, donc :

$$a_t = 3.14 \cdot 0.01905 \cdot 6.056 = 0.3622$$

$a_t = 0.3622 \text{ m}^2$

Donc nombre de tube par calandre sera :

A.N :

on a : $A = 633.54 \text{ m}^2$, $a_t = 0.3622 \text{ m}^2$, $n_c = 1$.

$$\text{Donc : } N_t' = \frac{633.54}{0.3622 \cdot 1} = 1749.14 \quad : N_t' = 1749 \text{ tubes}$$

D'après le désigne, on a 1800 tubes.

III.8 calcul du coefficient global de transfert sale U_s :

La relation comme suit :

$$U_s = \frac{U'_s \cdot N_t'}{N_t} \dots\dots\dots (III. 10)$$

Avec:

U'_s : coefficient de transfert sale (kcal/h.m. °C).

N_t' : Nombre de tubes calculés par calandre.

N_t : Nombre de tubes d'après le désigne par calandre.

A.N :

$$U_s = 120 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}.$$

$$N_t' = 1749 \text{ tubes.}$$

$$N_t = 1800 \text{ tubes.}$$

$$U_s = \frac{120 \cdot 1749}{1800} = 116.6$$

Donc on trouve

$$U_s = 116.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

III.9 Calcul de la température calorique :

D'après les formules suivantes :

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \dots\dots\dots (III. 11)$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) \dots\dots\dots (III. 12)$$

Avec :

F_c : fraction calorique.

On en remarque que les écarts de températures sont faibles : donc on prend

$$F_c = 0.5.$$

A.N :

$$T_1 = 128 ^\circ\text{C}, T_2 = 88 ^\circ\text{C}, t_1 = 49 ^\circ\text{C}, t_2 = 87 ^\circ\text{C}.$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) = 88 + 0,5(128 - 88) = 108^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 49 + 0,5(87 - 49) = 68^\circ\text{C}$$

$$T_c = 108 ^\circ\text{C} \quad \text{et} \quad t_c = 68 ^\circ\text{C}$$

Caractéristiques des fluides froid et chaud à la température T_c et t_c :

Tableau III.2 : les caractéristiques des fluides à T_c et t_c

Fluide	Chaud	froid
Chaleur spécifique C_p (kcal/kg.C°)	0.45	0.409
Viscosité dynamique μ (kg/h .m)	7.632	12.168
Conductivité thermique λ (kcal/h.m.C°)	0.1123	0.115
La densité d	1.186	1.239

III.10 Calcul de coefficient de transfert propre U_p :**III.10.1 calcul du coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur du tube (J_H) :****A Section de passage :**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \pi \frac{d_i^2}{4} \dots\dots\dots (III. 13)$$

Avec:

d_i : diamètre intérieur du tube (m).

N_t : nombre de tube.

n_t : nombre de passe.

$d_i = 0.01483$ m , $N_t = 1800$, $n_t = 4$

A.N :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \pi \frac{d_i^2}{4} = \frac{1800}{4} \pi \frac{(0,01483)^2}{4} = 0.077$$

On trouve :

$$a_t = 0.077 \text{ m}^2.$$

B calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{M}{a_t} \dots\dots\dots (III. 14)$$

Avec :

M: débit massique du fluide interne en kg/h.

a_t : section de passage (m^2).

A.N:

On a: $M = 135156$ kg/h, $a_t = 0.077 \text{ m}^2$.

$$G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{135156}{0,077} = 1755272,72$$

Donc:

$$G_t = 1755272,72 \text{ kg/h.m}^2.$$

C calcul de nombre de Reynolds :

Le nombre de Reynolds est défini par :

$$R_{et} = \frac{d_i G_t}{\mu} \dots\dots\dots (III. 15)$$

d_i : diamètre intérieur des tubes (m).

G_t : vitesse massique du tube kg/h.m^2 .

μ : viscosité du fluide (kg/h.m).

A.N :

$$d_i = 0.01483 \text{ m}, G_t = 1755272,72 \text{ kg/h.m}^2 \text{ et } \mu = 7.632 \text{ kg/h.m.}$$

$$R_e = \frac{d_i \cdot G_t}{\mu} = \frac{0,01483 \cdot 1755272,72}{7,632} = 3410,73 \Rightarrow \boxed{\text{Re}_t = 3410.73}$$

D coefficient de transfert de chaleur J_H sera :

On détermine j_h par abaque : $j_h = f(R_e, L/d_i)$

$$\text{avec : } \frac{L}{d_i} = \frac{6,056}{0,01483} = 408$$

D'après la figure V.120 P.W (Voir annexe 05)

on a :

$$\frac{L}{d_i} = 408, \text{Re}_1 = 3410.73 \Rightarrow \boxed{J_H = 9.5} \quad \text{et} \quad \boxed{f_t = 0.028}$$

Donc on peut calculer le coefficient de film interne qui est donné par l'équation suivante :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (III. 16)$$

Avec : h_i : coefficient de film interne

λ : conductivité thermique du solvant pauvre ($\text{kcal/h.m.}^\circ\text{C}$)

d_i : diamètre intérieure du tube (m).

C_p : la chaleur spécifique ($\text{kcal/kg.}^\circ\text{C}$)

μ : viscosité dynamique (kg/h.m)

$J_H = 9$; $\lambda = 0.1123$ ($\text{kcal/h.m.}^\circ\text{C}$).

$d_e = 0.01905 \text{ m}$; $C_p = 0.45 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$; $\mu = 7.632 \text{ kg/h.m}$

AN :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 9,5 \cdot \frac{0,1123}{0,01483} \left(\frac{0,45 \cdot 7,632}{0,1123} \right)^{\frac{1}{3}} = 224,96$$

Donc : $\boxed{\frac{h_i}{\phi_t} = 224,96 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$

on a :

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} \dots\dots\dots (\text{III. 17})$$

Avec : h_{io} : coefficient de film interne rapporté :

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} = 224,96 \cdot \frac{0,01483}{0,01905} = 175,12$$

Donc : $\boxed{\frac{h_{io}}{\phi_t} = 175,12 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$

III.10.2 Calcul du coefficient de transfert de chaleur externe (coté calandre) :

A Section de passage :

Pour un pas triangulaire renverse, on a la relation suivante :

$$a_{CT} = \frac{2}{\sqrt{3}} \cdot \frac{D_c}{P} (P - d_e) B \dots\dots\dots (\text{III. 18})$$

Avec :

P : pas des tubes.

B : espacement entre chicanes (m).

D_c : diamètre calandre.

A.N :

$$D_c = 1,321 \text{ m} ; B = 0,265 \text{ m} ; d_0 = 0,01905 \text{ m} ; p = 0,0254 \text{ m}$$

$$a_{CT} = \frac{2}{\sqrt{3}} \cdot \frac{1,321}{0,0254} (0,0254 - 0,01905) 0,265 = 0,101$$

Donc : $\boxed{a_{CT} = 0,101 \text{ m}^2}$

B Vitesse massique :

la relation comme suite :

$$G_{CT} = \frac{m}{a_{CT}} \dots\dots\dots (III. 19)$$

Avec :

m : débit massique du solvant concentré (kg/h)

A.N :

$$m = 156181 \text{ kg/h} ; a_{CT} = 0.101 \text{ m}^2$$

$$G_{CT} = \frac{m}{a_{CT}} = \frac{156181}{0,101} = 1262578,81$$

Donc : $G_{CT} = 1546346.53 \text{ kg / h.m}^2$

C Le diamètre équivalent :

on a la pas triangulaire donc la relation comme suit :

$$D_{eq} = \frac{3,460.p^2}{\pi.d_e} - d_e \dots\dots\dots (III. 20)$$

A.N:

$$P = 0.0254 \text{ m} ; d_e = 0.01905 \text{ m}$$

$$D_{eq} = \frac{3,460.0,0254^2}{3,14.0,01905} - 0,01905 = 0.01826$$

alors : $D_{eq} = 0.01826 \text{ m}$

D Nombre de Reynolds :

la relation comme suite :

$$Re = \frac{G_{CT}.D_{eq}}{\mu} \dots\dots\dots (III. 21)$$

Avec :

d_{eq} = diamètre équivalent (m)

G_{CT} = vitesse massique (kg/h.m)

μ = viscosité du fluide (kg/h.m)

On aura : $G_{CT} = 1546346.53 \text{ kg/h.m}^2$ et $\mu = 12,168 \text{ kg/h.m}$

$$\text{Donc : } R_e = \frac{G_{CT} \cdot D_{eq}}{\mu} = \frac{1546346,53 \cdot 0,01826}{12,168} = 2320,53$$

$$\text{donc : } \boxed{R_e = 2320,53}$$

D'après la figure (V.126)..... (Voir annexe 06)

Alors :

$$\boxed{J_H' = 25} \quad \text{et} \quad \boxed{f_{CT} = 0,2}$$

E Le coefficient de transfert de chaleur externe :

la relation comme suite :

$$\frac{h_o}{\phi_C} = J_h \cdot \frac{\lambda'}{D_{eq}} \cdot \left(\frac{Cp' \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (III. 22)$$

AN:

$$J_H' = 25; \lambda' = 0.115 \text{ kcal/ h.m.}^\circ\text{C}; D_{eq} = 0.01826\text{m}; C_p = 0.409 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\mu' = 12.168 \text{ kg/h.m}$$

$$\frac{h_o}{\phi_C} = 25 \cdot \frac{0,115}{0,01826} \cdot \left(\frac{0,409 \cdot 12,168}{0,115} \right)^{\frac{1}{3}} = 552,77$$

on aura :

$$\boxed{\frac{h_o}{\phi_C} = 552,77 \text{ kcal/ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

III.10.3 Calcul de la température de tube :

La relation est :

$$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_C} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_C - t_C) \dots\dots\dots (III. 23)$$

$$\text{A.N: } t_t = 108 - \frac{175,12}{552,77 + 175,12} (108 - 68) = 98,37$$

$$\text{On aura : } \boxed{t_t = 98.37 \text{ }^\circ\text{C}}$$

III.10.4 Détermination de la viscosité μ_t à $t_t=98.37$ (coté tube) :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \dots\dots\dots (III. 24)$$

On a : à 108°C $\mu=7.632 \text{ kg/m.h}=0.18 \text{ cst}$

On trouve d'après le graphe (1) :

$\mu_t=0.165 \text{ cst}$ à $t_t = 98.37^\circ\text{C}$:

AN :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,18}{0,165} \right)^{0,14} = 1,012$$

Alors : $\phi_t = 1,012$

Donc :

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t \dots\dots\dots (III. 25)$$

AN :

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t = 175,12 \cdot 1,012 = 177,22$$

$$\boxed{h_{i0} = 177.22 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}}$$

III.10.5 Détermination de la viscosité μ_t' à t_t (coté calandre) :

On a : $\mu' = 0,27 \text{ cst}$ $\mu'_C = 0.2 \text{ cst}$

$$\phi_C = \left(\frac{\mu'}{\mu'_C} \right)^{0,14} \dots\dots\dots (III. 26)$$

AN :

$$\phi_C = \left(\frac{\mu'}{\mu'_C} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,27}{0,2} \right)^{0,14} = 1,04 \quad \phi_C = 1,04$$

Donc :

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_C} \cdot \phi_C \dots\dots\dots (III. 27)$$

AN :

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_C} \cdot \phi_C = 552,77 \cdot 1,04 = 574,88$$

on trouve : $\boxed{h_o = 574.88 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}}$

Donc le coefficient global de transfert propre (U_p) :

la relation comme suite :

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots (III. 28)$$

AN :

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{177,27 \cdot 552,88}{177,27 + 552,88} = 134,23$$

$$\boxed{U_p = 134.23 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

On sait que $U_s = 116.6 \text{ Kcal/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Donc : $U_p > U_s$

III.11 Calcul de la résistance d'encrassement :

La relation de R_s est :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} \dots\dots\dots (III. 29)$$

AN:

Avec: $U_s = 116.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} = \frac{134,23 - 116,6}{134,23 \cdot 116,6} = 1,126 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Donc : } \boxed{R_s = 1,126 \cdot 10^{-3} \text{ (Kcal / h m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}^{-1}}$$

III.12 Calcul des pertes de charge :

III.12.1 Pertes de charge coté tube :

La relation de ΔP_t :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] \dots\dots\dots (III. 30)$$

Avec :

n_c : nombre de passe coté calandre.

n_t : nombre de passe coté tube.

G_t : la vitesse massique (kg/h.m^2).

d_{108} : la densité a $T=108 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Φ_t : correction par chauffage.

f_t : coefficient de friction (voir annexe 04)

L : la longueur (m).

AN :

$$n_c = 1, n_t = 4, G_t = 1731860.3 \text{ kg/h.m}^2.$$

$$d_{108} = 1.239, L = 6.096 \text{ m}, d_i = 0.01483 \text{ m}, f_t = 0.028$$

$$\Delta P_t = \frac{1.4(1755272.72)^2}{1,271.10^{15} \cdot 1.186} \left[\frac{0.028 \cdot 6,096}{0.01483 \cdot 1.012} + 2 \right]$$

Alors : $\Delta P_t = 0.108 \text{ kg/cm}^2$

III.12.2 Pertes de charge coté calandre :

La relation de ΔP_c :

$$\Delta P_C = \frac{n_c \cdot f_{CT} \cdot G_{CT}^2 \cdot (N_{Ch} + 1) \cdot D_C}{1,271.10^{15} \cdot d \cdot De \cdot \phi} \dots\dots\dots (III. 31)$$

Avec :

n_c : nombre de passe (coté calandre)

D_c : diamètre calandre

De : diamètre équivalent

N_{Ch} : nombre de chicanes

A.N :

$$n_c = 1 ; G_t = 1546346.53 \text{ kg/m}^2 ; D_c = 1.321 \text{ m} ; N_c = 19;$$

$$De = 0.01826 \text{ m} ; \phi_c = 1 ; d_{68} = 1.1866 ; f_{CT} = 0.2$$

$$\Delta P_C = \frac{1.0,2 \cdot (1546346,53)^2 \cdot (19 + 1) \cdot 1,321}{1,271.10^{15} \cdot 1,1239 \cdot 0.01826 \cdot 1,04} = 0,4224$$

On trouve : $\Delta P_C = 0.4224 \text{ kg/cm}^2$

Tableau III.3 : résultats de calculs

Echangeur	Côté tube	Côté calandre
Q (kcal/h)	2432808	2427365.102
ΔT ($^{\circ}C$)	41	39
DTLM ($^{\circ}C$)	40	
R1.05	1.05	
E0.48	0.48	
F0.8	0.8	
$\Delta TLM_{corrigé}$ ($^{\circ}C$)	32	
U_s (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	120	
A (m ²)	633.54	
a_t (m ²)	0.3622	
N_t'	1749	
U_s (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$.)	116.6	
T_c ($^{\circ}C$)	108	
t_c ($^{\circ}C$)		68
a_t (m ²)	0,077	0.101
G_t (kg/h.m ²)	1755272.72	1546346.53
R_{et}	3410.73	2320.53
J_H	9.5	25
$\frac{h_i}{\phi_t}$ (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	224.96	
$\frac{h_{io}}{\phi_t}$ (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	175.12	
$\frac{h_o}{\phi_c}$ (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)		552.77
t_t ($^{\circ}C$)	93.37	
h_{io} ou h_o (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	177.22	574.88
U_p (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	134.23	
R_s (kcal/h.m ² . $^{\circ}C$)	$1,126.10^{-3}$	
ΔP (kg/.cm ²)	0.108	0.4223

D'après le calcul on trouve :

$$R_{sa} < R_s \text{ avec } \Delta P_t < \Delta P_{ta} \text{ et } \Delta P_c < \Delta P_{ca}$$

avec:

$$R_{sa} = 0.00082 \text{ (Kcal / h m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}^{-1}, (\Delta P_{ta} \text{ et } \Delta P_{ca}) = 0.7 \text{ kg/cm}^2$$

Donc :

-On remarque les résultats de calcul trouvés son proche des données de constructeur

-La marche de l'échangeur 200 -E 2 est normale, et notre échangeur 200-E-2 est en bon état dans l'unité 200.

Conclusion :

D'après le travail qu'on a effectué on a conclu que les hydrocarbures aromatiques ont une importance dans le domaine de la pétrochimie comme matières premières pour l'obtention de divers produits finis.

La raffinerie de Skikda est constituée de différentes unités dont l'unité d'affectation est l'unité d'extraction de ses produits par une capacité de production environ 124.000 t/an des aromatiques a haute pureté

Aussi on a conclu que vus les problèmes qui influent sur la stabilisation de l'unité 200 sont :

- La variation de la composition de la charge en aromatiques provenant de l'unité du reforming catalytique U100.

- Le solvant utilise est le sulfolane quand il se dégrade il devient acide et par mis ses produits de décomposition on aura quelque polymères alors sont acidité provoque la dégradation du métal par corrosion et les polymères provoque le bouchage des tuyères.

Suivant notre étude la section fractionnement des BTX est la seule qui travail convenablement, elle donne des produits pure et il répondent au spécification du marche international

Dans ce cadre, on a effectué un calcul de vérification, en faisant la comparaison des résultats obtenus par le calcul et des données du constructeur, ainsi une étude sur cette unité.

A la fin, les résultats de calcul trouvés son proche des données de constructeur.

Bibliographie

- [1]-Institut Algérien du Pétrole (SIKDA)2014
- [2]-B.Oussama : Etude de l'utilisation des liquides ioniques comme écosolvants pour l'extraction des composés aromatiques à l'échelle industrielle
UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA 2012
- [3]-Z.dahbia : extraction des hydrocarbures aromatiques a partie d'une coupe pétrolière par microémulsion université mhamed bougara de boumerdes juan 2007
- [4]-G.Rida: extraction des aromatiques etude d'un échangeur e2-200 institut algerien du petrole-centre de Skikda Février 2005
- [5]-G.hamza, D.fateh : Etude comparative entre le nouveau et l'ancien procédé d'extraction et fractionnement des aromatiques(U200) ; Institut Algérien du Pétrole 2013
- [6]-Ould Mohamed Lemine Beyrouk, Reziouk Faris : Extraction des aromatiques Calcul de vérification de la colonne de Benzenz de l'unité 200/RA1/K
Université de boumerdes 2007
- [7]-K.Tedjani : extraction des aromatiques (RA₁K)
Etude descriptive d'une colonne à disques rotatifs,Bilan de matière de la colonne RDC1
Sonatrach – Institut Algérien du Pétrole Juillet 2005
- [8]-A. Samir : Etude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de la section de fractionnement de la raffinerie de Skikda
Université de boumerdes
- [9]- B.Abderrahmane : Calcule vérification de l'e changeur de chaleur 100-E-1 A÷D
Université du 20 Aout 55-Skikda 2013
- [10]-P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I 2^{ème} édition 1972 –Paris.page 48
- [11]-P. WUITHIER :Jaun Durandet, extraction par solvant, Tome I
2^{ème} édition 1972 –Paris. pages 570,571,572,576,582,584,586,593,594,596
- [12]-J.P.WAUQUIER :Paul Miritenro, Procédés de séparation,
Editions TECHNIP 1998 –Paris .pages 326,328,330,337
- [13]- Riddik, J.A, Bunger, W.B 'organic solvents physical properties and Methods of purification',4th Ed.John Wiley & Sons, New York, pages 686, 1110 (1986).
- [14]-Institut national de recherche et de sécurité pour la prévention des accidents du travail et des maladies professionnelles les services techniques et médicaux de l'INRS (N. Bonnard, M.-T. Brondeau, D. Jargot, D. Lafon, O. Schneider) FT 74 édition 2008 (*)

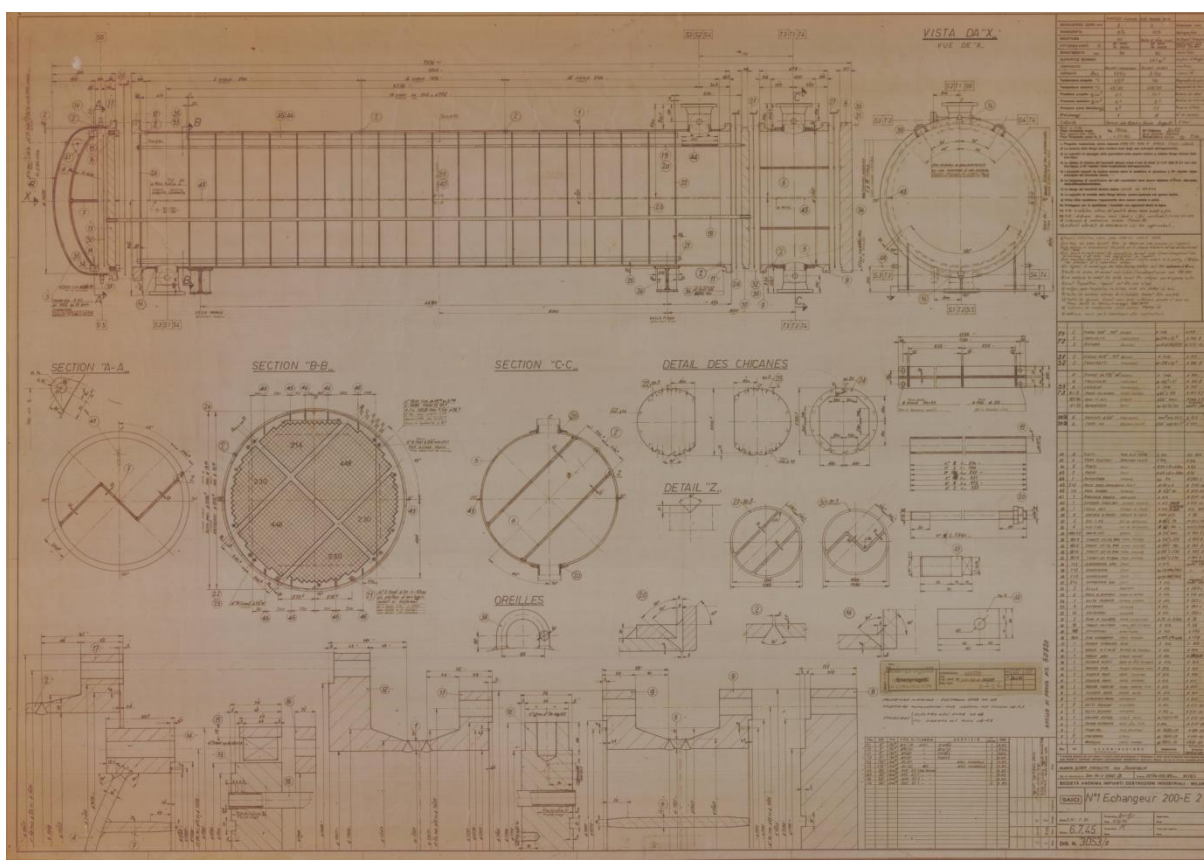
- [15]-Institut national de recherche et de sécurité pour la prévention des accidents du travail et des maladies professionnelles les services techniques et médicaux de l'INRS FT 77 édition 2004 (*)
- [16]- FT 74 INERIS–DRC-01-25590-00DR256.doc Version N • 3-/ mars 2006
- [17]-Manuel opératoire de l'unité 200 NAFTEC
- [18]-IFP-2005 ENSPM Formation Industrie/ MATÉRIEL THERMIQUE ; en échangeurs - 02359_A_F - Rév. 1/18/04/2005.
- [19]- J.P.WAUQUIER R,Boulet:produits pétrolière Editions TECHNIP 1994 –Paris .pages 6

Annexe n°01 : la fiche technique de données de l'échangeur « 200-E2 »

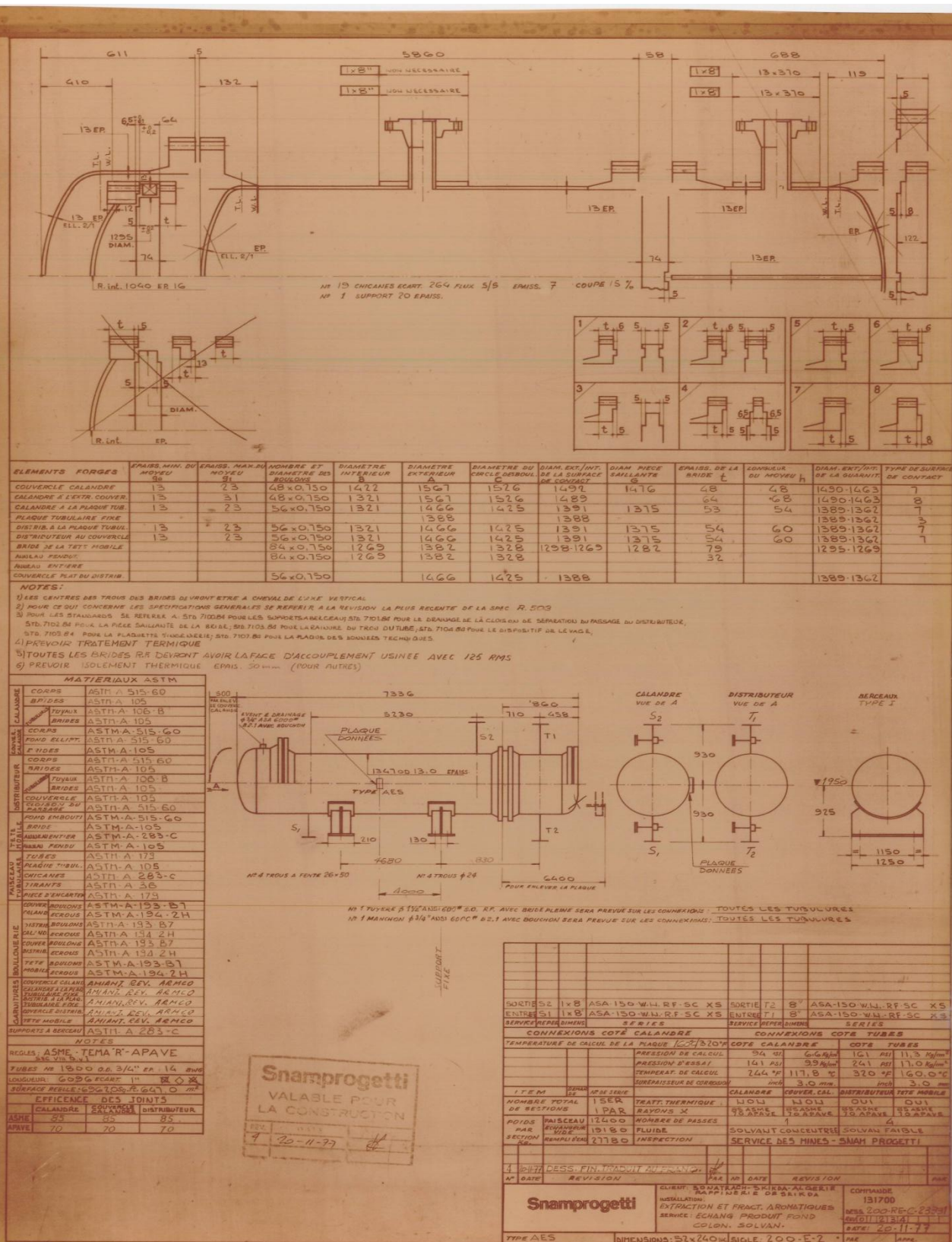
SNAM PROGETTI DIVISIONE PROGETTI MILANO ITALIA		CLIENTE - CLIENT SONATRACH		COMMESSA - COMMAND. 131700		IMPIANTO - INSTALLAT. 200	
		LOCALITA' - LOCALITE RAFFINERIE DE SKIKDA		SPC. N° RE-E-23065		Fg. - FEUILLE - de 3 18	
		IMPIANTO - INSTALLATION EXTRACTION ET FRACT. AROMATIQUES				Rev. 0	
SPECIFICA PER SCAMBIATORI DI CALORE - SPECIFICATION DES ECHANGEURS DE CHALEUR							
1 N° RIF. SERVIZIO APPARECCHIO SERVICE D'APPAREIL		2 N° RICHIESTA N° DEMANDE		DATA 15-9-75		ITEM N° 200 - E2	
3 DIMENSIONI DIMENSIONS 1321 x 6096 mm		TIPO TYPE AES		POSIZIONE POSITION HORIZONTAL		SUP. PER ELEMENTO SUP. PAR ELEMENT 646.9	
4 SUP. TOTALE 646.9		N° DI ELEMENTI N° D'ELEMENTS 1		COLLEGAMENTO ASSEMBLAGE —		PROC. PROCEDE	
5 N° DI UNITA' N° D'APPAREILS 1							
DATI DI FUNZIONAMENTO COMPLESSIVI - DONNEES DE FONCTIONNEMENT GLOBALES							
6 FLUIDO CIRCOLANTE FLUIDE CIRCULANT SOLVANT CONCENTREE		MANTELLO - CALANDRE		TUBI - TUBES			
7 PORTATA TOTALE DEBIT TOTAL 256181		ENTREE		SORTIE		ENTREE	
8 LIQUIDO LIQUIDE 256181		9 VAPORE VAPEUR 256181		10 VAPORE ACQUO VAPEUR D'EAU 235156		11 ACQUA EAU 235156	
12 PESO SPECIFICO LIQUIDO POIDS SPECIFIQUE DU LIQUIDE 1.22 @ 15.6°C		13 VISCOSITA' LIQUIDO VISCOSITE DU LIQUIDE @ 15.6°C 3.38 @ 68°C		14 PESO SPECIFICO VAPORE POIDS SPECIFIQUE DU VAPEUR 1.273 @ 108°C		15 ENTHALPIA LIQUIDO ENTHALPIE LIQUIDE 0.45 @ 108°C	
16 ENTHALPIA VAPORE ENTHALPIE VAPEUR 0.49 @ 68°C		17 CALORE SPECIFICO CHALEUR SPECIF. 88		18 TEMPERATURA TEMPERATURE 128		19 PRESSIONE D'ESERCIZIO PRESSION EN SERVICE 9.3	
20 N° DI PASSAGGI PER ELEM. N° PASSEES PAR ELEMENT 1		21 PERDITA IN CARICO TOTALE PERTE DE CHARGE TOTALE 0.7		22 COEFF. DI SCAMBIO COEFF. D'ECHANGE 0.00062		23 CALORE SCAMBIATO CHALEUR ECHANGE 4084000	
24 COEFF. DI TRASM. IN ESERCIZIO COEFF. DE TRANSM. EN SERVICE 194.13		25 MTD (CORR.) MTD (CORRIGEE) 32.5		26 TUBI METTEYES			
CARATTERISTICHE COSTRUTTIVE DI UN ELEMENTO							
27 PRESSIONE DI PROGETTO PRESSION DE CALCUL 6.6		28 PRESSIONE DI COLLAUDO PRESSION D'ESSAI 11.3		29 TEMPERATURA DI PROGETTO TEMPERATURE DE CALCUL 118		30 PASSO PITCH 1"	
31 TUBI TUBES A 179 N° 1800		32 MANTELLO CALANDRE A 515 GR 60		33 COPERCHIO DEL MANTELLO COUVERCLE CALANDRE A 515 GR 60		34 COPERCHIO TESTA FLOTT. COUVERCLE TETE FLOTT. A 515 GR 60	
35 DISTRIBUTORE DISTRIBUTION A 515 GR 60		36 PIASTRE TUBI FISSA PLAQUES TUBULAIRES FIXES A 105		37 PIASTRE TUBI FLOTTANTE PLAQUES TUBULAIRES FLOTTANTES A 105		38 TAGLIO COUPE 15%	
39 DIAPHRAGMI TRAV. DIAPHRAGMES TRAV. A.C.		40 DIAPHRAGMI TRAV. DIAPHRAGMES TRAV. A.C.		41 PIASTRA DI SUPPORTO PLAQUE DE SUPPORT A.C.		42 FLUSSO FLUX S/S	
43 TIPO DI GIUNTO TYPE DE JOINT CONFINE		44 LATO MANTELLO COTE CALANDRE CONFINE		45 LATO TUBI COTE TUBES CONFINE		46 TESTA FLOTT. TETE FLOTT. AM. REV. ARMO	
47 GUARNIZIONI JOINTURES AM. REV. ARMO		48 LINEA MANTELLO CALANDRE 8"		49 LINEA TUBI TUBES 8"		50 DISTRIBUT. DISTRIBUT. AM. REV. ARMO	
51 INGRESSO ENTREE 8"		52 USCITA SORTIE 8"		53 SERIE SERIE 150 RF		54 SERIE SERIE 150 RF	
55 DISTRIBUTORE DISTRIBUTION 3 mm		56 SOVRAFFUSORE DI CORROSIONE SURCHAUFFEUR DE CORROSION 3 mm		57 1) PREVOIR TRAITEMENT THERMIQUE			
58 NORME NORMES VOIR FEUILLE 1							
59 PESO PER ELEMENTO POIDS PAR ELEMENT 1321 x 6096 mm							
60 INDICARE DOVE OCCORRE RICOTTURA (S.R.) O RADIOGRAFIA (X.R.) INDICER DOVE DOIT SE FAIRE THERMIQUEMENT (S.R.) OU RADIOGRAPHIE (X.R.)							
61 INVERSIONE FLUSSO AMMESSA INVERSION FLUX ADMISE							
62 NOTE 1) dati con asterisco sono specificati dalla sezione Processi							
0 Emissione - EMISSION POUR LE PROCUR. DES MAT		Descrizione - DESCRIPTION		Comp. CORR. Ver. - VERB.		App. APPR.	
Rev.		Descrizione - DESCRIPTION		Comp. CORR. Ver. - VERB.		App. APPR.	

La presente specifica è proprietà aziendale. La società tutelera i propri diritti a termini di legge.

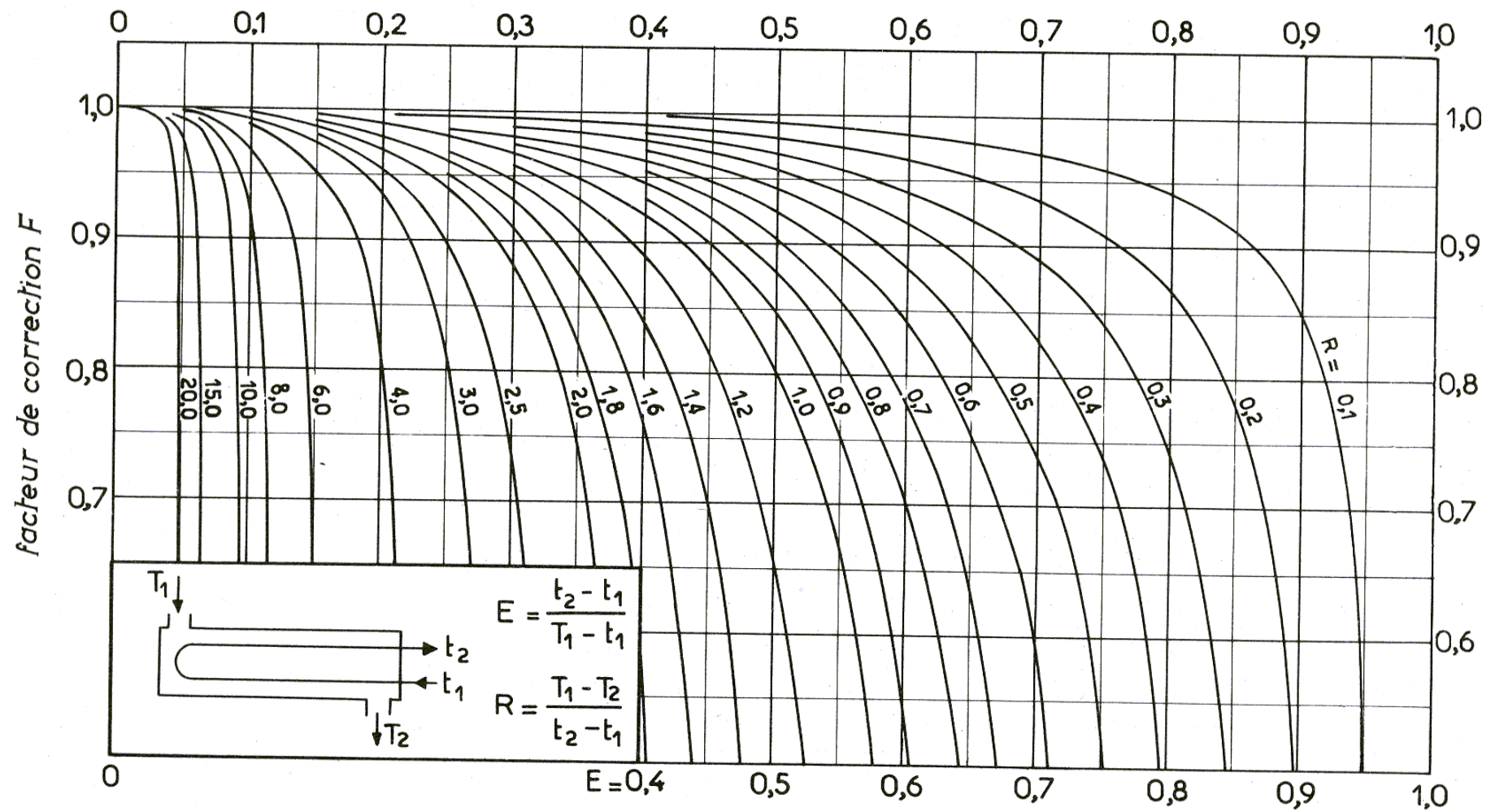
Annexe n°02 : la fiche technique de description de l'échangeur « 200-E2 »



Annexe n°03 : la fiche technique de description les dimensions de l'échangeur « 200-E2 »



Annexe n°04 : courbe de détermination du facteur de correction (coté tubes).



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

Annexe n°05 : courbe de détermination du coefficient de transfert J_h et le facteur de friction f_t en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes.

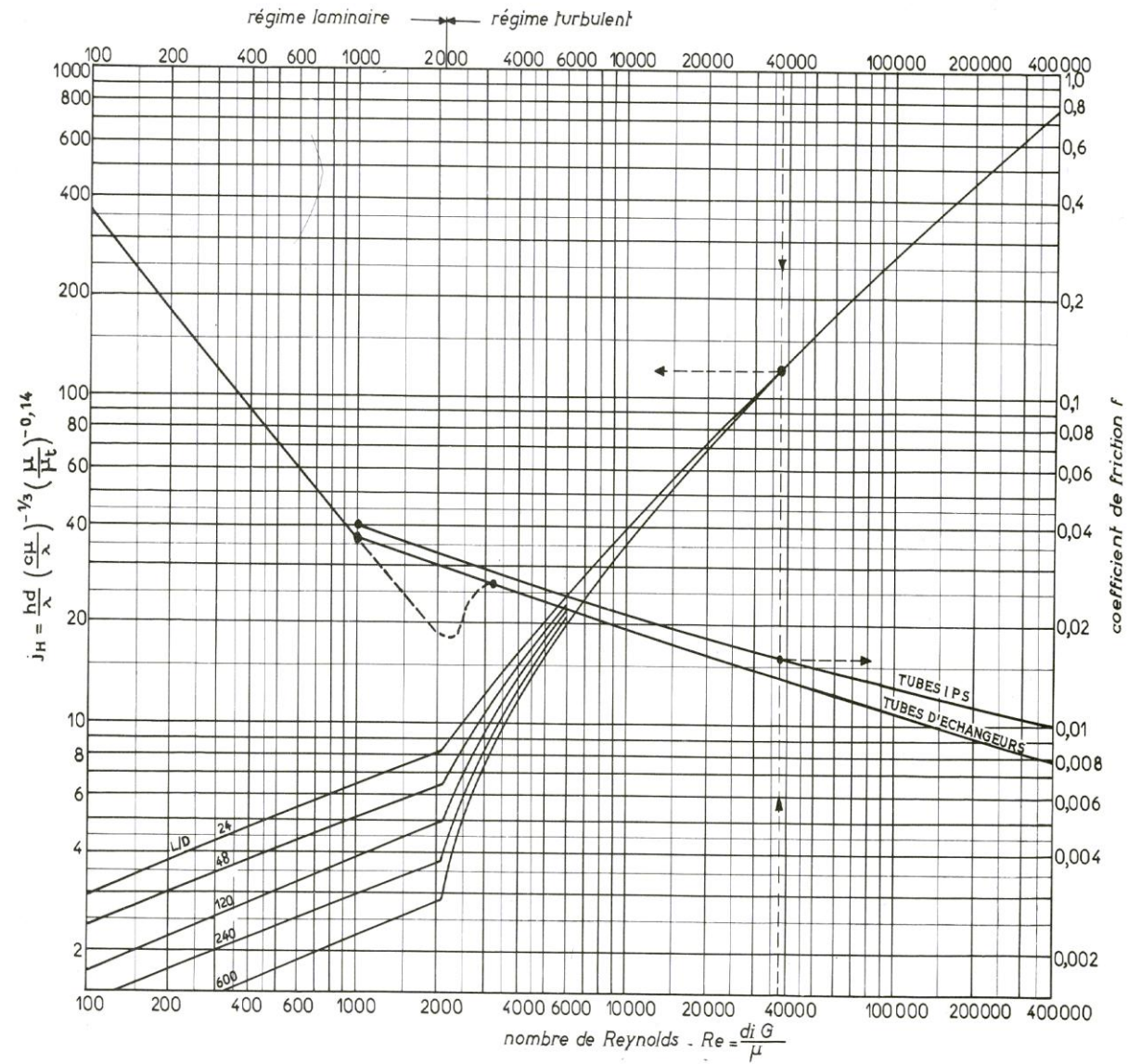


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Annexe n°06 : courbe de détermination du coefficient j_h et le facteur de friction f_t en fonction du nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes (coté calandre).

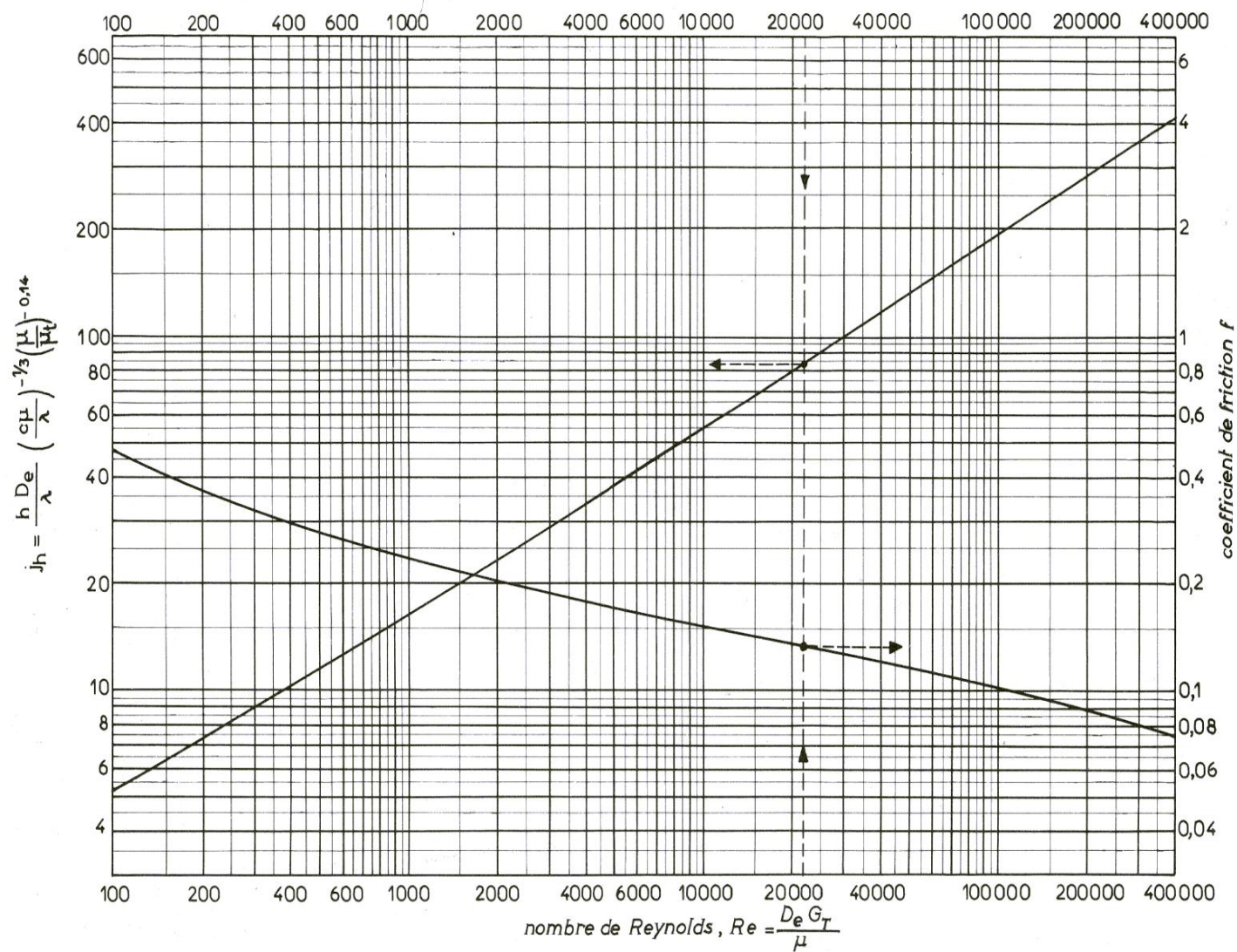


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Annexe n°07 : courbe de détermination de chaleur spécifique Cp

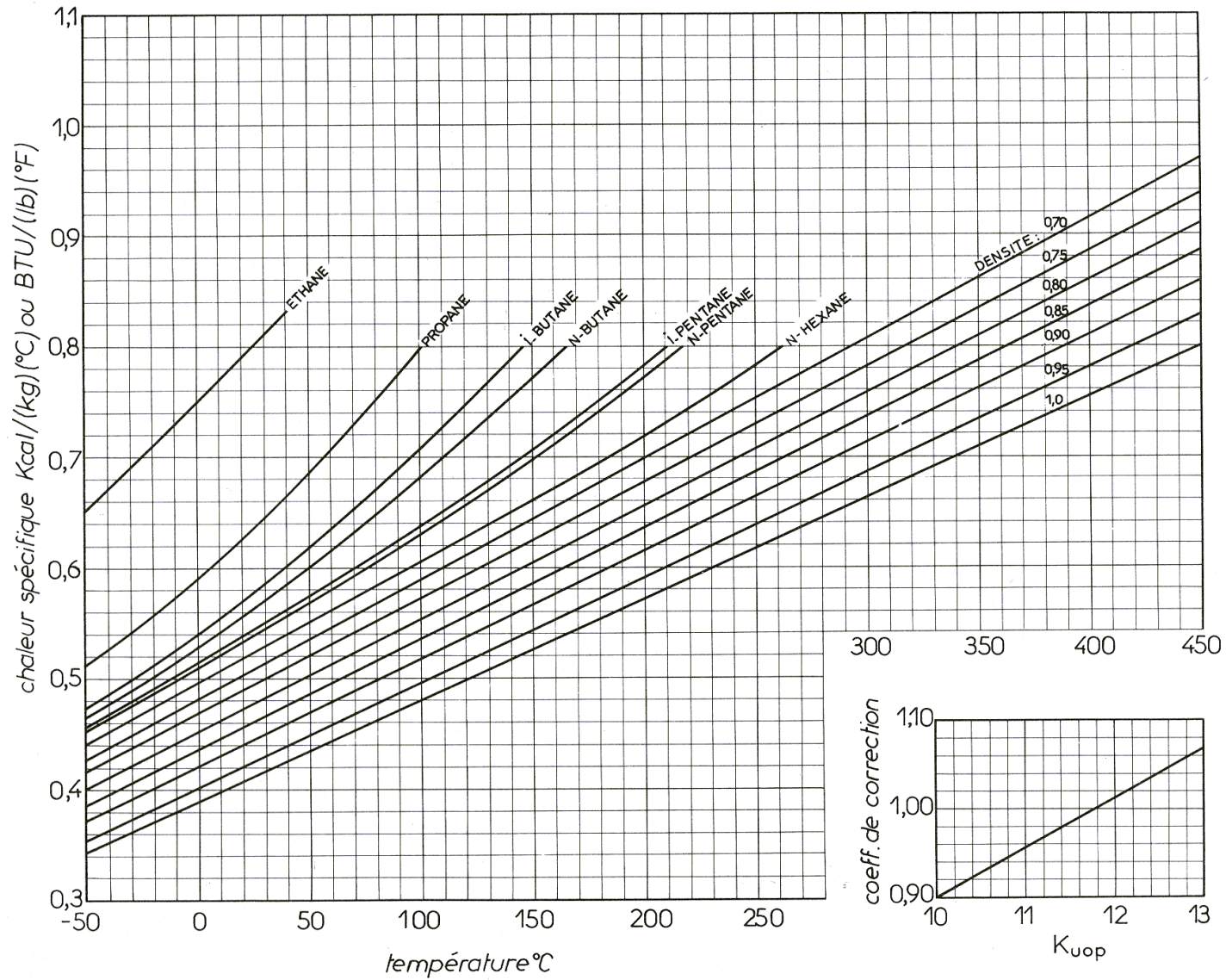


Fig. I.51. — Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

Annexe n°08 : courbe de détermination conductivité thermique λ

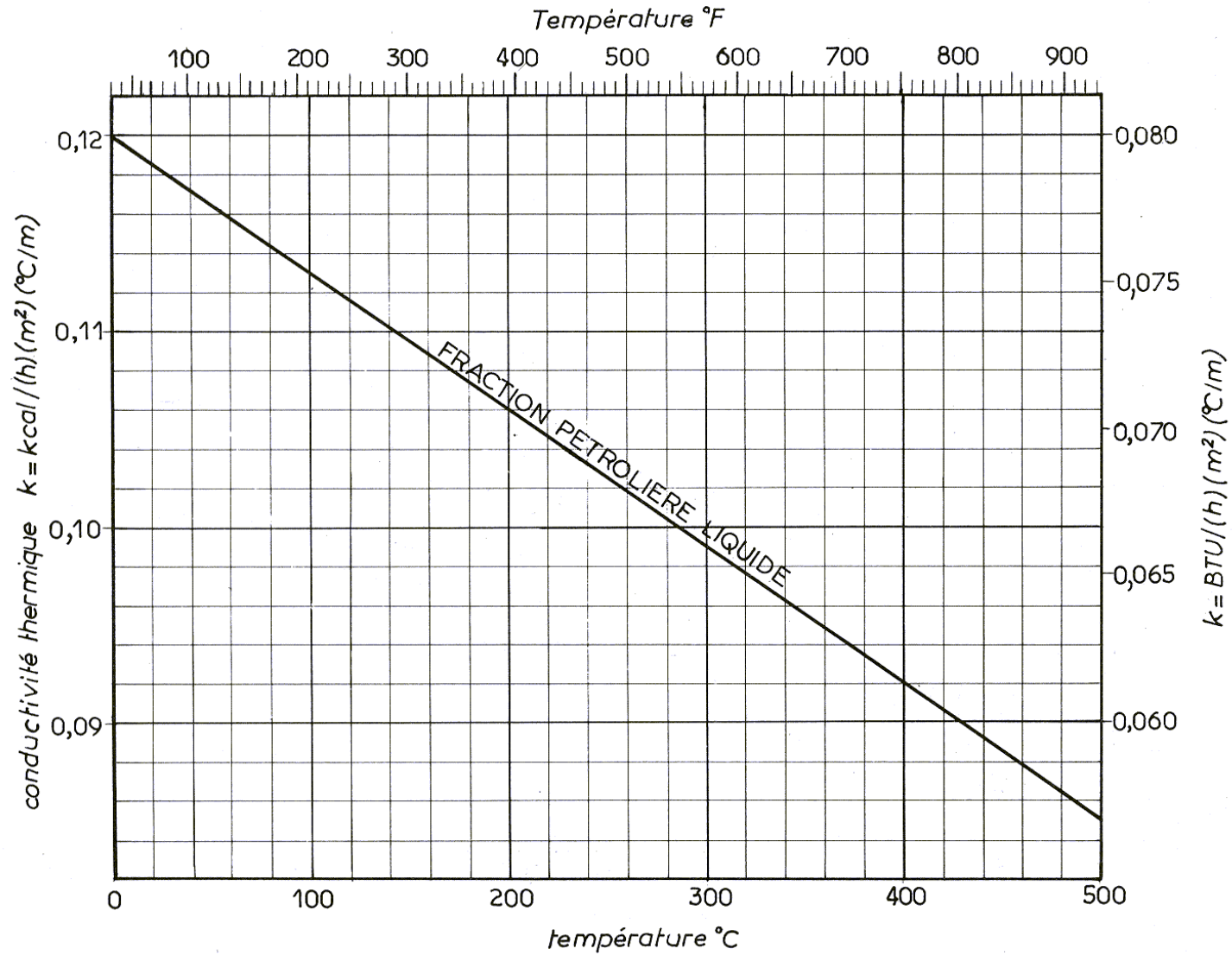


Fig. I.67. — Conductivité thermique des hydrocarbures liquides.

Annexe n°09 : tableau de coefficients de transfert Us

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SAU $U_s^{(1)}$

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006 \text{ h.m}^2.^\circ\text{C/kcal} = 0,003 \text{ hr. ft}^2.^\circ\text{F/BTU}$, et correspondent à : $0,35 \text{ kg/cm}^2 < \Delta P < 0,7 \text{ kg/cm}^2$.

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5 \text{ cPo}$ (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1 \text{ cPo}$ (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).
Hydrocarbures lourds : $\mu > 1 \text{ cPo}$ (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

RESUME :

Le rôle de la raffinerie de pétrole de Skikda (RA1k) dans la production nationale des dérivés pétroliers, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi-messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importe (277.000 t/an).

Le procédé d'extraction est une opération plus importante dans l'industrie pétrolière, et dans notre étude, elle permet de séparer le benzène et le toluène des autres familles d'hydrocarbures. Ce mélange (benzène et toluène) est ensuite fractionné en vue de l'obtention de produits de très haute pureté, l'installation de l'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en benzène et toluène très purs.

Ce présent travail est basé sur une étude descriptive sur le déroulement de l'extraction au niveau de la raffinerie de Skikda U200, ainsi qu'une étude spécifique sur l'échangeur de chaleur concerné dans ce procédé.

MOTS-CLE : raffinerie, solvant, extraction, pétrole, échangeur.

ABSTRACT:

The role of the oil refinery of Skikda (RA1k) in the domestic production of petroleum products, mission to transform crude from Hassi Messaoud, with a processing capacity (15 million t / year), and the gross reduced imports (277,000 t / year).

The extraction process is a most important operation in the oil industry, and in our study, it allows separating benzene and toluene other hydrocarbon families. This mixture (benzene and toluene) is then fractionated to obtain products of high purity, the installation of the extraction of the aromatics has been proposed for extracting aromatic reformed gas to be subsequently fractionated benzene and high purity toluene.

This present work is based on a descriptive study on the course of the extraction at the Skikda refinery U200 and a specific study on the heat exchanger involved in this process.

KEY-WORDS: refinery, solvent ,extraction, oil, exchanger.