

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET
POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE Abderrahmane Mira de BEJAIA

FACULTE de la Technologie

DEPARTEMENT de Génie des procédés

En vue de l'obtention du diplôme Master en Génie des procédés

Option Génie chimique

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

Thème

**Purification par absorption des gaz de l'oxydateur
du bitume avant leur incinération à la raffinerie de
Skikda**

Réalisé par :

MOUALFI Karim

KEMILA Tahar

Promoteur :

Mr. ARKOUB Hamid

Co-Promoteur :

Mr. HADDAD Said



Remerciements

Nous remercions tout d'abord le bon Dieu qui nous a donné la volonté et le courage afin de réaliser ce travail.

Toutes nos infinies gratitudees à nos promoteurs, Monsieur H. ARKOUB et Monsieur S. HADDAD pour leur encadrement et leurs précieuses aides.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude aux président Monsieur KACHABI A/Malek et membres de jury Monsieur ICHELITEN Ahcen (Directeur régional Sonatrach de Bejaia) pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant de juger notre travail

Nous tenons aussi à remercier le chef et tout le personnel de l'unité de bitume de la raffinerie de Skikda qui nous ont réservé un accueil bienveillant, guidé et orienté.



Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

Ma mère, mon père ;

Mes très chers frères ;

Toute la famille MOUALFI ;

Toute la famille BENYAHIA ;

Mes cousins et cousines ;

Tous mes amis.

MOUALFI Karim

Je dédie ce modeste travail à :

Ma mère, Mon père ;

Mes chers frères et Mes chères sœurs ;

Mes cousins et cousines ;

A toute la famille KEMILA ;

Mes amis.

KEMILA Tahar

Liste des abréviations et des symboles

A_i : Facteur d'absorption

BRI: Brute réduit importé.

BTS: Basse teneur en soufre.

°C : Degré Celsius

C1 : Colonne de distillation sous vide.

C_S, C_L : concentration.

C_p : Chaleur spécifique

d : Densité

D : Diamètre

E : Efficacité de la colonne

EA1A/B : Aéroréfrigérant

E1, E2, E3, E4, E5, E6, E7, E8 et E9: Echangeurs de chaleur.

e : Débit spécifique.

ETU: Station intermédiaire de Hassi Messaoud.

F : Facteur de correction

FI26 et FI 33 : Indicateur de débit

FRC: Enregistreur et contrôleur de débit

F : Surface du contact des phases.

G_R : Débit du gaz riche

G_p : Débit du gaz pauvre

HTS: Haute teneur en soufre.

HS: HASSI MESSAOUD.

H_{AR} : Enthalpie de l'absorbant riche

H_{GR} : Enthalpie du gaz riche

H_P : Enthalpie de l'absorbant pauvre

H_{abs} : Effet thermique de l'absorption

H : Hauteur de la colonne

h_{eau} : Coefficient d'échange par convection

J1 : Groupe d'éjecteurs.

K : Constante d'équilibre

k' : Facteur de brown

L_p : Débit de l'absorbant pauvre

L_R : Débit de l'absorbant riche

M_{moy} : Masse molaire moyenne

ME2:Mélangeur.

M : Quantité de matière absorbé.

n : Nombre de plateaux réels

N_U : Nombre de NUSSELT

n' : Nombre de plateaux théoriques

PIC : Indicateur et contrôleur de pression .

Pa : Pascal

P: Pression

PIC : Indicateur et contrôleur de pression

P1, P2, P3, P4 et P5 : Pompes.

P_u : Puissance thermique

P_G : Pression partielle du gaz.

P_s : Pression partielle du soluté.

P_r : Nombre de PRANDTL

$Q_{reçue}$: Chaleur reçue

$Q_{cédée}$: Chaleur cédée

Q_a : Quantité de chaleur absorbée.

R_e : Nombre de REYNOLDS

R1 : Réacteur (oxydateur)

SLOP WAX : Gas-oil Léger

S : Surface d'échange

S112/S113/S114 : Bacs de stockages

T_e : Température d'entrée de l'absorbant

T_m : Température moyenne de l'absorbant

t_e : Température du gaz riche

TRC3 : Enregistreur et contrôleur de débit

U : Coefficient d'échange global

V1, V2, V5, V6 et V7 : Ballon d'accumulation.

V_{sec} : Débit volumique dans la section

V_{ar} : Volume de l'absorbant riche

ν : Viscosité cinématique

XX2VB et XX2VA: vannes automatiques.

X_i, X_f : Fraction du soluté à l'entrée et à la sortie.

y_i' : Concentration molaire

Y_i : Concentration massique

W_a : Vitesse admissible

ϕ_i : Taux d'absorption

ρ : Masse volumique

ΔT_{LM} : Différence de la température moyenne

λ : Conductibilité thermique

Π : Tension de vapeur

106 et 107: bacs de stockage.

Remerciements

Dédicaces

Liste des abréviations

INTRODUCTION 1

CHAPITRE I : Généralités sur le raffinage du pétrole et présentation du complexe de Skikda

I.1 Généralités sur le raffinage du pétrole	2
I.2 Historique de la raffinerie en Algérie	2
I.3 Présentation de la raffinerie de Skikda	3
I.3.1 Situation géographique	4
I.3.2 Construction du complexe	4
I.4 Présentation de l'unité du bitume	6
I.4.1 Introduction	6
I.4.2 Organisation et structure de l'unité.....	6
I.5 Distillation sous vide	6
I.6 Bitume et oxydation	7
I.7 But de l'installation de l'unité 70.....	7
I.8 Spécifications chimiques des charges et des produits.....	7
I.9 Description schématisée du processus.....	8

CHAPITRE II : Théorie de l'absorption

II.1 Généralités sur l'absorption	13
II.2 Equation fondamentale de l'absorption	13
II.3 Bilan matière de l'absorbeur à plateaux	14
II.4 Bilan thermique	16
II.5 Principales applications de l'absorption.....	16
II.6 Types de colonnes d'absorption.....	17
II.7 Types de plateaux	17
II.8 Choix des conditions opératoires dans l'absorption.....	18

CHAPITRE III : Théorie des échangeurs de chaleur

III.1 Introduction.....	19
III.2 Modes de transfert de chaleur	19
III.3 Principaux types d'échangeurs.....	19
III.4 Critères de sélection.....	24

CHAPITRE IV : Calculs de la colonne d'absorption

IV.1 Démarche utilisée.....	25
IV.2 Calculs de la colonne d'absorption	25
IV.3 Bilan matières	26
IV.4 Bilan thermique.....	39
IV.5 Dimensionnement de l'absorbeur	47

CHAPITRE V : Calculs de l'échangeur de chaleur

V.1 Introduction	51
V.2 Etude du problème de recyclage de l'absorbant riche.....	51
V.3 Bilan thermique	52
V.4 Détermination des paramètres physiques de l'absorbant	53
V.5 Calculs des caractéristiques physiques de l'eau	54
V.6 Calculs des coefficients de transmission thermique.....	56
V.7 Calcul de coefficient globale d'échange.....	58
V.8 Calcul de la surface d'échange	58
V.9 Description de l'échangeur utilisé	58

Conclusion.....	60
Références bibliographiques.	
Annexes.	

Introduction :

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme et sépare le pétrole brut en produits énergétiques, tels que carburants et combustibles, et en produits non énergétiques, tels que matières premières pétrochimiques, lubrifiants, paraffines et bitumes.

Les différents produits commerciaux qui en sont issus sont classés en trois types :

- Produits finis, directement livrables à la consommation.
- Produits semi-finis, qui serviront de bases à des mélanges ultérieurs et nécessiteront encore l'addition de nombreux dopes pour parfaire la qualité.
- Sous-produit ou produits intermédiaires [1].

Cette industrie, de plus en plus grandissante, cause beaucoup de problèmes environnementaux, notamment dans certaines unités générant des dégagements de gaz dans l'atmosphère comme c'est le cas de la section d'oxydation des bitumes du complexe de raffinage du pétrole de Skikda.

Le rejet dans l'atmosphère des produits lourds du pétrole entraînés par les composés (azotés, oxygénés, sulfurés...etc) après incinération des gaz issus de l'oxydation des bitumes routiers au niveau de l'unité de bitume de la raffinerie (unité 70) constitue l'une des préoccupations de l'entreprise.

L'unité 70 est conçue pour l'obtention du bitume routier et du bitume oxydé, ce dernier est obtenu à partir de la réaction d'oxydation (soufflage par l'air dans le réacteur), on soutire du fond du réacteur le bitume oxydé et au sommet un mélange gazeux.

Le problème se situe dans ce dernier où il y a entrainement des lourds (composés azotés, oxygénés et sulfurés...), ce qui mène à la **mauvaise combustion** de ce mélange dans l'incinérateur et à l'**étouffement** de ses brûleurs ce qui provoque un dégagement des gaz **toxiques** et des fumées à une teneur hors normes (Décret 93-160) influant négativement sur l'**environnement**.

Dans le but de préserver l'environnement, l'entreprise a projeté de prendre en charge ce volet en proposant l'étude d'un système d'absorption qui permettra de récupérer ces produits lourds toxiques et polluants avant l'étape d'incinération. Cette étude fait l'objet de notre thème de projet de fin d'études.

Pour mener à bien cette étude, entièrement réalisée au niveau de la raffinerie, nous avons réparti notre travail en cinq parties essentielles :

- Généralités sur le raffinage du pétrole et présentation de la raffinerie de Skikda;
- Théorie de l'absorption ;
- Théorie des échangeurs de chaleur ;
- Calculs de la colonne d'absorption ;
- Calculs de l'échangeur de chaleur.

I-1. Généralités sur le raffinage du pétrole :

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale. Selon l'objectif visé, en général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie. La raffinerie est l'endroit où l'on traite le pétrole pour extraire les fractions commercialisables.

Le pétrole, qui est un mélange de différents produits hydrocarbonés, pour être utilisable dans les différentes branches de l'industrie et des moteurs à combustion, doit subir une série de traitements divers. Très souvent, la qualité d'un brut dépend largement de son origine. Selon son origine, sa couleur, sa viscosité, sa teneur en soufre, son point d'écoulement, sa teneur en minéraux varient. Aussi, la structure de chaque raffinerie doit tenir compte de tous ces facteurs.

En plus, une raffinerie doit être conçue pour traiter une gamme assez large de bruts. Bien sûr, il existe des raffineries conçues pour traiter uniquement un seul brut, mais ce sont des cas particuliers où la ressource estimée en brut est assez importante.

Il existe des raffineries simples ou complexes. Les raffineries simples sont constituées seulement de quelques unités de traitement tandis que les raffineries complexes en possèdent bien plus.

En effet, selon l'objectif visé et l'endroit où se trouve la raffinerie, selon aussi la nature des bruts traités (par exemple brut à basse teneur en soufre BTS ou brut à haute teneur en soufre HTS, brut naphtéinique ou aromatique) la structure de la raffinerie à construire est différente ; selon également les besoins potentiels locaux la raffinerie peut être très simple ou très complexe. Souvent en Europe, aux États Unis et généralement dans des régions où les besoins en carburants sont élevés, la structure des raffineries est complexe. Par contre dans les pays en développement, cette structure est assez simple.

Le pétrole, une fois arrivé à la raffinerie, est stocké dans des bacs de grande taille. En général on stocke le pétrole à BTS séparé de celui à HTS. Selon la demande du marché à l'instant 't', on traite d'abord dans un cycle avec du pétrole BTS avant de passer dans un cycle HTS afin d'éviter la contamination des produits BTS par ceux du HTS. Si c'est le cas inverse, les produits issus du traitement pendant quelques heures, s'il y a lieu, sont dirigés vers des bacs de produits HTS pour être retraités [1].

I-2. Historique de la raffinerie en Algérie :

À l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale **SONATRACH**. A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (**ERDP-NAFTAL**).

L'**E.R.D.P** crée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980. Dans le cadre de la restructuration de la **SONATRACH**, et mise en place le 01 Janvier 1982. L'**E.R.D.P** est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, l'**E.R.D.P** a été transformée sous le nom commercial qui est "**NAFTAL**" cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

➤ Unité **NAFTAL** de Raffinage.

- Unité NAFTAL de Distribution.
- Unité NAFTAL Portuaire.
- Unité NAFTAL de Maintenance.

L'effectif de l'entreprise NAFTAL est environ de 35000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créée l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 Janvier 1988.

Ses principaux objectifs sont :

- ✓ Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage des hydrocarbures et dérivés ;
- ✓ Assurer l'approvisionnement et la régularisation du marché national par la production nationale et éventuellement par l'importation ;
- ✓ Participer à la promotion de l'exportation des produits pétroliers raffinés et à la mise en ouvre des mesures visant la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés ;
- ✓ Prise en charge de l'exploitation et de la gestion de la raffinerie Mauritanienne de Nouadhibou [2].

La capacité totale de l'entreprise NAFTEC est de (24.791.100 T/AN).

Tableau N°1 : Capacité de traitement de l'entreprise NAFTEC

RAFFINERIE	CAPACITE DE TRAITEMENT
Skikda (RA1/K)	Pétrole brut : 15.000.000 t/an Brut réduit importé : 277.000 t/an
Alger (RA1/G)	Pétrole brut : 2.700.000 t/an
Arzew (RA1/Z) Arzew (RA2/Z)	Pétrole brut : 2.500.000 t/an Brut réduit importé : 320.000 t/an G.P.L : 1.000.000 t/an Condensât stabilisé : 3.000.000 t/an
HASSI MESSAOUD (RA1/HS)	Pétrole brut : 1.236.500 t/an

I-3. Présentation de la Raffinerie de Skikda :

La raffinerie de Skikda (RA1K), construite en 1980 par la société italienne SNAM PROGETTI, traite environ 15 millions de tonnes/an de pétrole en provenance de Hassi Messaoud) et 277000 tonnes/an de brut réduit importé. L'essentiel de sa production (86%) est destiné à l'exportation.

I-3-1. 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 1441 travailleurs [3].

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 sur une distance de 760 Km à partir des champs pétroliers jusqu'au complexe.

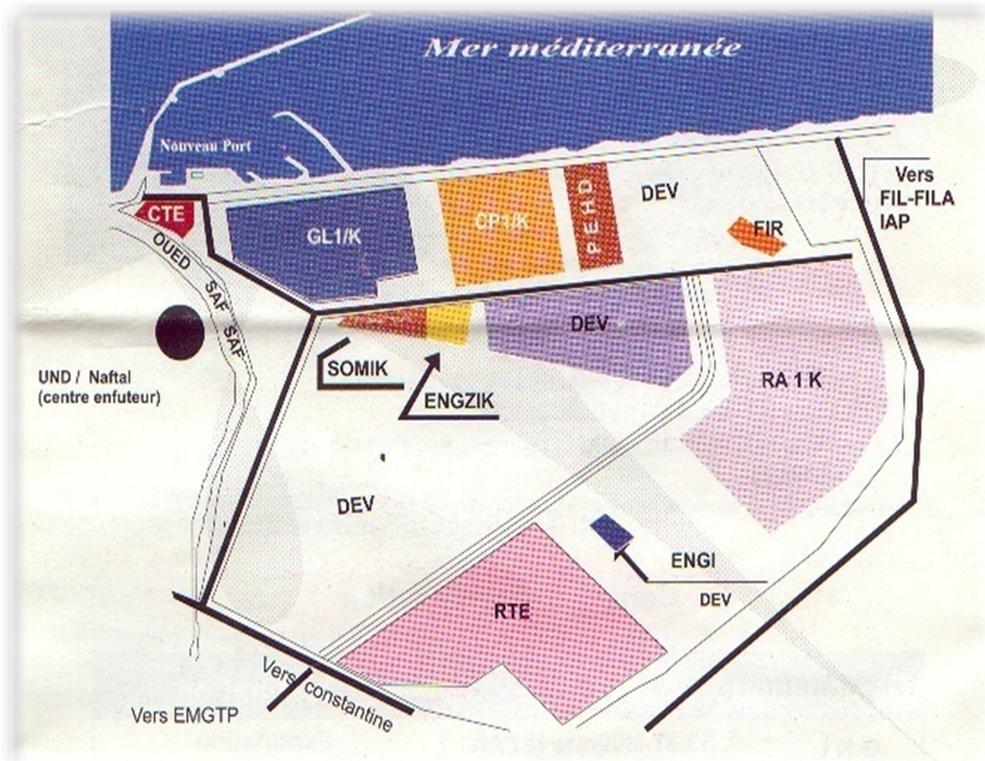


Figure01 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda(RA1K) dans la zone industrielle de Skikda

I-3-2. Construction du complexe :

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.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris fin mars 1980, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

Tableau N°2 : Capacité de traitement et dates d'inauguration des unités de production

Désignation	Capacité T/an	
Topping (U10)	7.500.000	Mars 1980
Topping (U11)	7.500.000	Juin 1980
Séparation GPL (U30)	306.500	Mars 1980
Séparation GPL (U31)	283.000	Juin 1980
Reforming catalytique (U-100)	1.165.000	Septembre 1980
Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)	285.000	Octobre 1980
Cristallisation du paraxylène (U400)	430.000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)	277.000	Juillet 1980
reforming catalytique (U103)	1.165.000	1993
Séparation GPL (U104)	96.000	1993
Parc de stockage (U600)	2.700.000 m³ (124bacs)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique		1980 et 1993

L'inauguration officielle du complexe a eu lieu, environ 03 ans plus tard (27 novembre 1983), le coût total de cette réalisation étant de 1 milliard \$.

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 (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993.

Le système de chargement des produits de cette raffinerie se compose de deux dispositifs principaux :

- Par voie terrestre (marché national).
- Par voie maritime (marché international).

I-4. Présentation de l'unité du bitume (unité 70) :

I-4-1. Introduction :

Les bitumes proviennent du traitement des bruts réduits qui sont de simples résidus de la distillation des pétroles bruts, mais il faut reconnaître que tous les pétroles bruts ne sont pas aptes à fournir directement des bruts réduits de bonne qualité. Sur 1300 pétroles bruts référenciés dans le monde, 10% sont aptes à donner des bitumes respectant les spécifications d'usage.

Le bitume est un mélange complexe d'hydrocarbures et est composé en grande partie de molécules ayant un nombre d'atomes de carbone supérieur à 25.

On y trouve aussi des éléments tels que l'azote, l'oxygène et le soufre engagés dans une partie de ces molécules. Des traces aromatiques polycycliques peuvent aussi être présentes dans le bitume [4].

I-4-2. Organisation et structure de l'unité :

L'unité "70" de production de bitume est organisée comme suit:

Un chef d'unité et un contre maître, Ces deux responsables chapeautent les différents quarts "équipes" de l'unité, les quarts sont les équipes de travail de l'unité, qui ont un chef de quart qui supervise le travail des opérateurs, ces derniers se divisent en deux catégories:

- Opérateurs tableau (tableautiste), chargés de suivre le process à partir de la salle de contrôle.
- Opérateurs extérieurs qui sont chargés d'effectuer les manœuvres nécessaires sur site.

I-5. Distillation sous vide :

La possibilité de fractionner ultérieurement les différents groupes d'hydrocarbures lourds qui constituent le résidu de la distillation atmosphérique du brut, même si assisté par l'action de la vapeur de stripping, est limitée par le danger que se vérifie par le phénomène de cracking du aux fortes températures requises pour la distillation des fractions lourdes.

Le phénomène du cracking consiste dans la rupture des chaînes des hydrocarbures surtout les plus lourdes. Il a pour effet une altération de la structure des hydrocarbures, la formation et le dépôt de coke surtout dans les tubes du four. Le coke déposé diminue le rendement thermique avec en conséquence une augmentation de la température sur la surface des tuyaux et donc un risque d'endommagement et même la rupture des tubes. La forte température provoque en outre des phénomènes de corrosion dus aux effets des composés sulfurés présents en pourcentage important surtout dans les fractions les plus lourdes. Afin d'éviter les conséquences dues aux températures élevées, la distillation sous vide est effectuée.

Le vide est obtenu en soutirant et en condensant la vapeur introduite et les hydrocarbures légers à l'aide des éjecteurs de vapeur [5].

I-6.Bitume et oxydation :

Du point de vue pratique, le bitume peut être décrit comme une substance semi solide de couleur brun-noir, dotée d'un fort pouvoir adhésif et imperméabilisant, qui en raison de ces propriétés particulières et du coût assez bas peut être utilisé dans le domaine industriel et dans les constructions. Il peut être d'origine naturel ou dérivé de procédé de raffinage du pétrole brut. Le bitume que l'on peut considérer comme ayant une structure colloïdale, consiste principalement en des hydrocarbures, et leurs poids moléculaire (500) qui en première approximative ils peuvent se diviser en deux groupes : les asphaltènes et les maltènes.

I-7.But de l'installation de l'unité:

L'unité de distillation sous vide est conçue pour le traitement de résidu lourd (BRI) pour la production de 120 000 tonnes/an du bitume routier et 25 000 tonnes/an du bitume oxydé selon les caractéristiques spécifiées.

I-8.Spécifications chimiques des charges et des produits:

A- Charges:

L'unité est en mesure de traiter la charge suivante :

- Le résidu TIA JUANA médium 372°C plus (Venezuela);
- Le résidu TIA JUANA lourd 452°C plus (Venezuela);
- En outre l'unité peut traiter le résidu KUWAIT 370° C [5].

B-Produits:

L'unité a été conçue pour fournir les produits suivants:

- **Le bitume routier 40/50 :**
Pénétration à 25° C, 100 gr, 5 secondes, 0.1 mm : 40/50.
Point de ramollissement : 47 à 60° C.
- **Bitume oxydé 85/25 :**
Pénétration à 25° C, 100 gr, 5 secondes, 0.1 mm : 20/30.
Point de ramollissement : 80 à 90° C.

En outre l'unité peut même fournir les produits suivants :

- **Bitume routier 80/100 :**
Pénétration à 25° C, 100 gr, 5 secondes, 0.1 mm : 80/100.
Point de ramollissement : 41 à 51° C.
- **Bitume oxydé 90/40 :**
Pénétration à 25° C, 100 gr, 5 secondes, 0.1 mm : 35/45.
Point de ramollissement : 85 à 95° C.

- **Bunker oil** : (le distillat de la colonne sous vide)

C-Capacité de projet:

La section sous vide peut produire 439 tonnes/jour de bitume 40/50 ou 475 tonnes/Jour de bitume routier 80/100 répondant aux spécifications. Le facteur de marche est de 333 jours/an.

La section d'oxydation peut traiter 87 tonnes/Jour de bitume 80/100 afin d'obtenir 83,5 tonnes/Jour de bitume oxydé 85/25 selon les spécifications. Le facteur de marche est de 300 jours /an.

I-9. Description schématisée du processus:

L'unité se compose de deux sections :

- Section sous vide;
- Section oxydation;

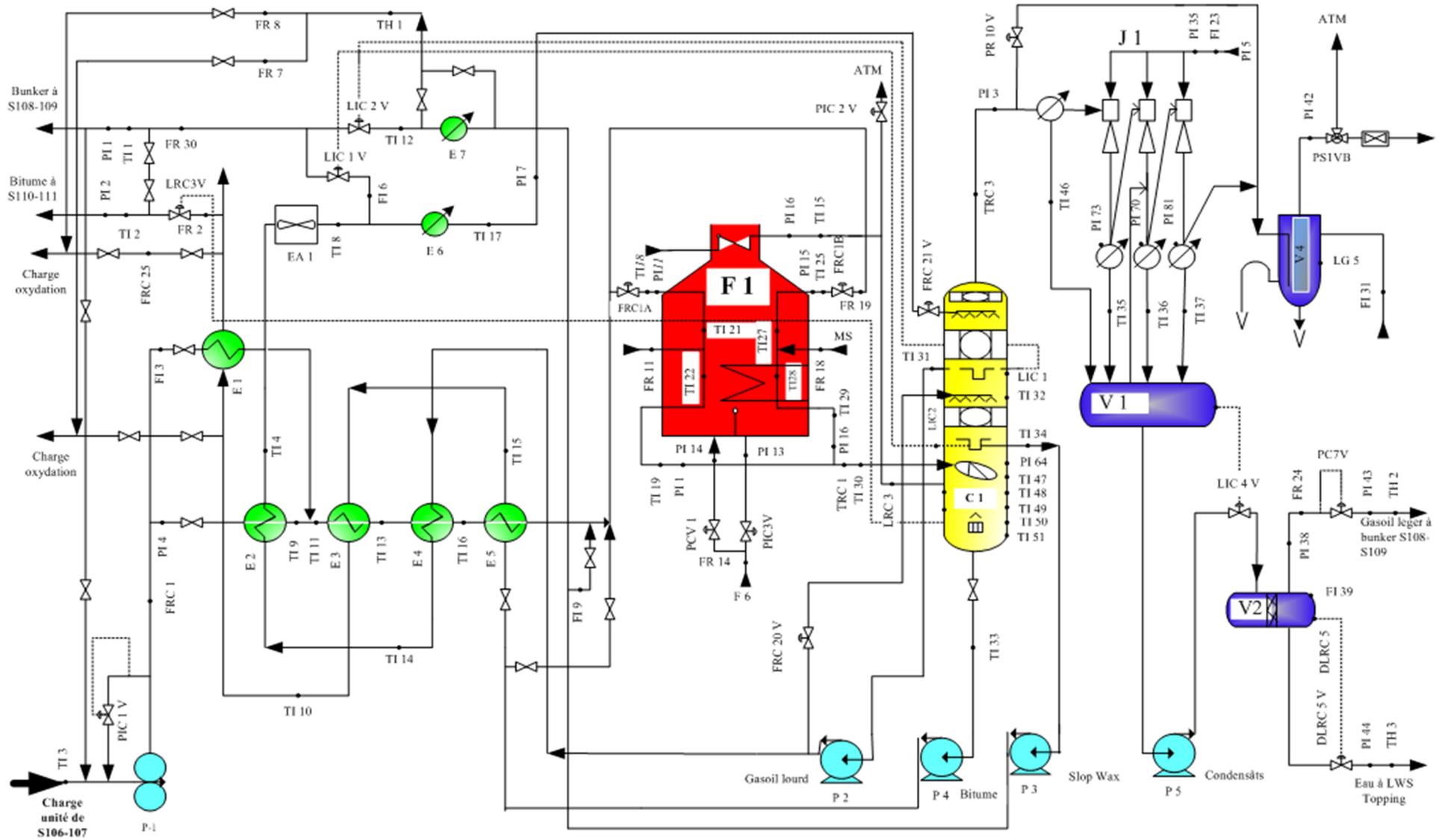
A-Section sous vide:

Le brut réduit stocké dans les bacs **106 et 107** (numéros de bacs) est aspiré par la pompe **P 1** et refoulé à travers les échangeurs **E1, E2, E3, E4 et E5** passant par le **70- FRC -1**(enregistreur contrôleur du débit) pour le réglage du débit de charge, la pression est réglée au moyen de la **70-PIC1**; montés sur le refoulement de la pompe de charge. La charge est préchauffée au frais du résidu et du gasoil lourd respectivement dans les échangeurs **E1, E3, E5 et E2, E4**. A l'entrée du four la charge est divisée en deux passes : le **FRC- 1 A** et **FRC- 1 B**. Dans le four **F 1** la charge est portée jusqu'à la température d'exercice qui est entre 330 et 350°C, une injection de vapeur moyenne pression à travers les **FR11 et FR18** (enregistreur du débit) accompagne la charge dans les serpentins du four, et augmente sa vitesse dans la zone radiante limitant ainsi le phénomène de cracking.

La charge entre dans la colonne **C 1**, dans la zone de flash où se réalise la vaporisation prévue. Le résidu traverse une zone de stripping à la vapeur basse pression passant par cinq plateaux à coupelles, permettant de régler la pénétration à la valeur conforme à la spécification. Le résidu aspiré par la pompe de **P 4** est envoyé au stockage en préchauffant la charge dans les échangeurs **E5, E3 et E1** pour atteindre une température de stockage de "**146°C**". Une partie de bitume routier produit est envoyée à la section oxydation. Du 6^{ème} plateau on obtient une coupe latérale "**SLOP WAX**"(gas-oil léger) aspirée par la pompe **P 3**. Une partie est recyclée à travers le **FI 9** avec la charge à l'entrée du four. Une partie refroidie dans l'échangeur **E7** est envoyée comme charge à l'oxydation, et la partie restante est envoyée au stockage du bunker oil. La coupe supérieure (gasoil lourd) du 7^{ème} plateau est aspirée par la pompe **P 2**. Le gasoil lourd traverse les changeurs **E4 et E2** préchauffant la charge puis refroidie dans l'aéroréfrigérant **EA 1A/B** et va au stockage du bunker oil. Une partie du gasoil lourd est refroidie dans l'échangeur

E6 et envoyée comme reflux supérieur froid sous le contrôle de la **FRC 21** en cascade avec la **TRC 3** réglant ainsi la température en tête de colonne. Les gaz de tête de la colonne **C1** contenant de la vapeur d'eau sont aspirés par un groupe d'éjecteur **J1** qui constitue le système de vide, les gaz condensés sont récupérés dans un ballon d'accumulation **V 1** puis envoyés dans le ballon **V 2** au moyen de la pompe **P 5** où le gasoil et l'eau sont séparés. L'eau est envoyée à l'unité de traitement des eaux, le gasoil au stockage du bunker oil. Les gaz incondensables arrivent dans un ballon **V4** et passent au four pour être brûlés.

SCHEMA DE LA SECTION SOUS VIDE



B.Section oxydation:

Le bitume routier provenant de l'échangeur E1, à travers FRC25, et le slop wax provenant de l'échangeur E7 à travers FRC8 se mélangent et constituent la charge à l'oxydation dont le débit est indiqué par FI26, une partie du slop est envoyée en tête R1 à travers la ligne sortie gaz pour éviter le bouchage.

Cette charge est chauffée dans l'échangeur E8 par le produit (bitume oxydé) et éventuellement par le réchauffeur à la vapeur E9 jusqu'à atteindre la température de 204°C et alimente le réacteur R1 ou elle entre en contact avec l'air injecté à travers le diffuseur d'air, par le compresseur d'air MK1.

Le bitume oxydé, du fond du réacteur recueilli par débordement à travers un siphon passe dans le ballon d'accumulation V5 dont le niveau est contrôlé par LIC10.

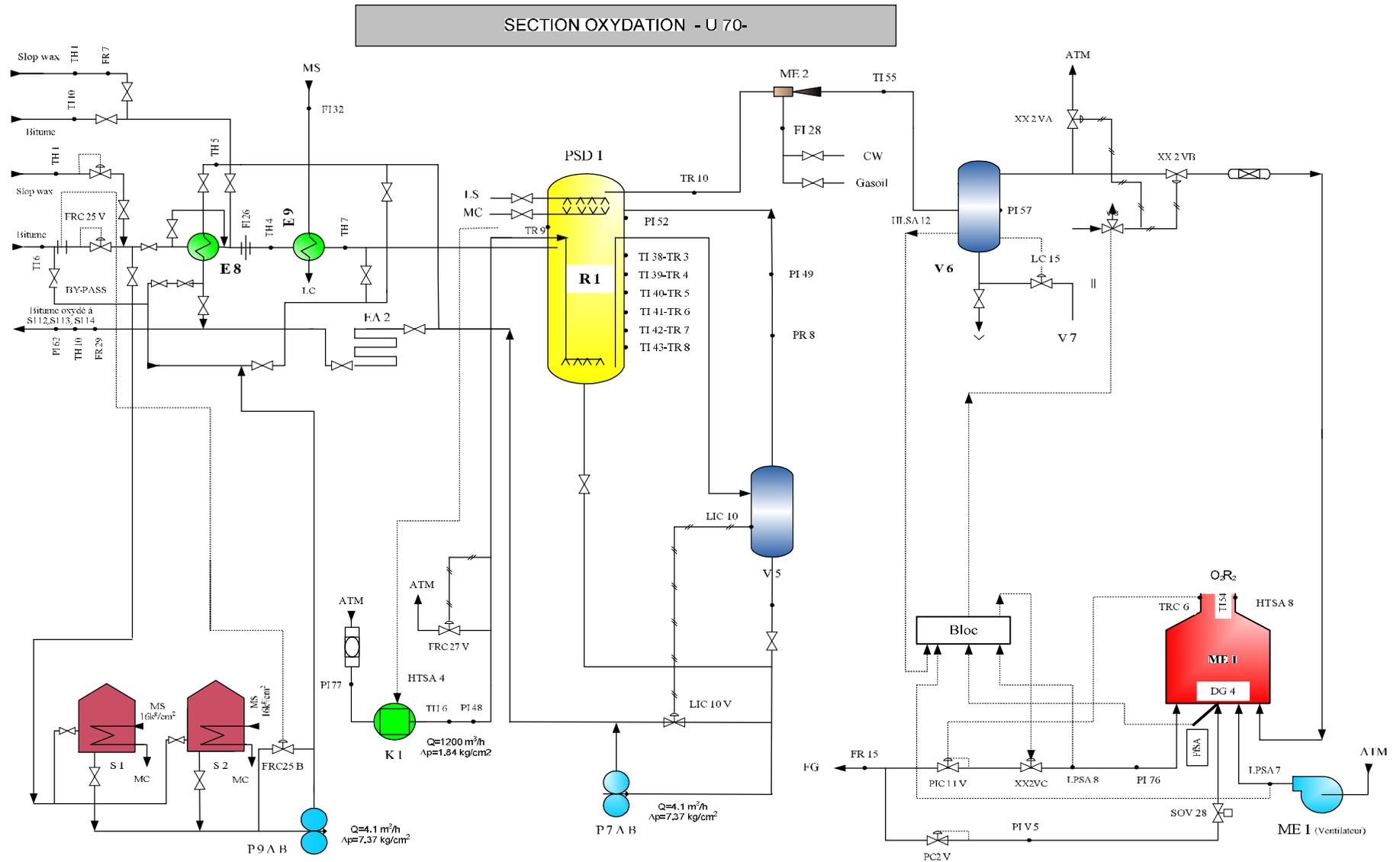
Du fond du ballon, le produit est transféré par MP7 A/B, refroidi dans l'échangeur E8 puis envoyé à stockage à travers FR29 aux bacs S112/S113/S114.

De la tête V5, les gaz provenant de la réaction d'oxydation reviennent par la ligne d'équilibrage en tête R1. Les réactions qui se produisent dans le réacteur sont légèrement exothermiques. Afin de plier à une éventuelle augmentation de la température, il a été prévu un système de refroidissement rapide par vapeur LS dans l'oxydateur.

Les vapeurs et l'air pauvres en oxygène sont refroidis dans le mélangeur à gasoil ME2 (gasoil provenant du E6 à travers FI33).

Les hydrocarbures condensés sont récupérés dans le ballon séparateur V6 où les liquides sont envoyés au ballon de drainage V7, puis transférés au moyen de la pompe immergée MP10 vers stockage à bunker.

Les vapeurs résiduelles du ballon V6, particulièrement malodorantes dues à la présence des mercaptans et des sulfures sont brûlés dans l'incinérateur ME1 à travers XX2VB avec possibilité de les envoyer à travers XX2VA à l'atmosphère en cas de nécessité.



II-1. Généralités sur l'absorption:

L'absorption se définit simplement comme l'opération fondamentale de transfert dans un liquide d'un ou plusieurs constituants d'un gaz.

On peut exprimer que c'est l'opération d'après laquelle un mélange est mis en contact avec un liquide afin de séparer, par dissolution (ou absorption) dans celui-ci, un ou plusieurs constituants du mélange gazeux.

Dans l'industrie du pétrole et du gaz, l'absorption est employée pour séparation, épuration et déshydratation des hydrocarbures gazeux.

On peut mentionner à titre d'exemple :

- Extraction de l'essence et de la coupe propane - butane des gaz naturels ou du raffinage.
- Séparation du gaz issu du reforming catalytique ou du cracking thermique.
- Séparation des hydrocarbures aromatiques avec les gaz obtenus par pyrolyse ou extraction du phénol de ses mélanges avec la vapeur d'eau dans les installations de l'épuration sélective des huiles par phénol, etc.

II-2. Équation fondamentale de l'absorption :

Il est évident à priori que la quantité de matière absorbée ou désorbée est proportionnelle:

- ✓ A la surface du contact des phases liquides et gazeuse F .
- ✓ Au facteur de potentialité mesuré en différences des pressions partielles (P_G et P_S), ou des concentrations
- ✓ A la durée de la mise en contact, τ .
- ✓ Et au coefficient K qui dépend du régime hydrodynamique de l'opération.

Cela se notera donc:

$$M = K.F(P_G - P_S) \tau \quad \dots\dots\dots (1)$$

Avec:

P_G : Pression partielle courante du soluté dans la phase gazeuse.

P_S : Pression partielle du soluté dans la phase gazeuse en équilibre avec l'absorbant.

Si l'on exprime:

- Le poids du constituant absorbé en Kg.
- La surface de contact en m^2 .
- Le facteur de potentialité en mm Hg et le temps en heures.

Donc le coefficient K a la dimension $\frac{Kg}{m^2.h.m.m.H.g}$

D'après l'équation (1),

- Si $P_G < P_S$, on se trouve devant la **désorption**.
- On constate que si $P_G = P_S$ il n'y a ni absorption ni désorption.

Comme on vient de l'indiquer, le facteur de potentialité de l'absorption-désorption peut s'exprimer en différences de concentrations du soluté dans la phase gazeuse et liquide, dans ce cas c'est la dimension et la valeur de coefficient de transfert de matière K qui sont différentes et non la forme de l'équation.

C'est ainsi qu'en désignant par (C_L) la concentration courante du soluté dans la phase liquide et par (C_S) la même concentration à l'équilibre (à l'interface), on peut écrire l'équation (1):

$$M = K \cdot F (C_S - C_L) \tau \dots\dots\dots (2)$$

II-3. Bilan matière de l'absorbeur à plateaux :

On appelle transfert de matière, le passage de matière d'une phase à l'autre, pour calculer correctement l'appareil permettant de réaliser une opération de transfert de matière il faut déterminer l'allure du phénomène.

De la définition du phénomène de transfert, on déduit que la vitesse du transfert de matière est une quantité de matière M (kg) qui passe de phase en phase à travers d'une surface unitaire de contact de F (m²) par unité de temps τ (h) [2].

Cette grandeur s'exprime par la formule: $\frac{M}{F \cdot \tau} \left[\frac{K g}{m^2 \cdot h} \right]$.

La vitesse d'un phénomène physique est directement proportionnelle à son facteur de potentialité qui dans le cas qui nous intéresse est la différence des fractions $Y - Y_e = \Delta Y$.

Où :

Y: fraction du soluté au cœur du gaz.

Y_e: fraction du soluté dans le gaz à l'interface.

Par ailleurs l'allure est inversement proportionnelle à la résistance en l'occurrence, résistance à la diffusion de la matière R. On peut donc écrire :

$$\frac{M}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta Y}{R}$$

Pour établir le bilan de matière de l'absorbeur, il est commode de se servir de fractions pondérales relatives Y et X.

Y : la fraction du soluté en kg par 1 kg de gaz sec.

X : la fraction du soluté en kg par 1 kg de l'absorbant frais (kg/kg).

Si on utilise les fractions molaires on désignera par Y' et X' respectivement le nombre de moles de soluté dans 1 mole de gaz sec et le nombre de moles de soluté dans 1 mole d'absorbant.

Établissons le bilan matière total rapporté au soluté d'un absorbeur à plateaux. En se référant à la **figure.01** on désigne par:

- G : Débit horaire de gaz sec (en kg/h);
- Y_i: fraction relative de soluté ($\frac{kg}{kg \text{ de gaz sec}}$) dans le mélange gazeux entrant.
- Y_f : fraction relative du soluté dans le mélange gazeux sortant.
- Y : fraction relative du soluté dans le mélange gazeux traversant une section plane arbitrairement choisie (voir figure.02).

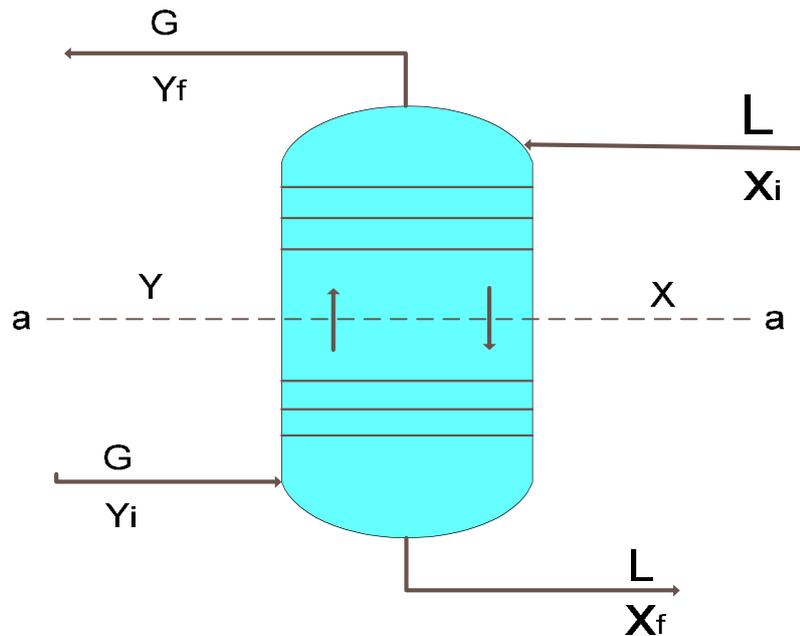


Figure02 : Colonne d'absorption à plateaux

- L : Débit horaire (Kg/h) de l'absorbant frais.
- X_i : fraction relative du soluté en $(\frac{\text{kg}}{\text{kg d'absorbant frais}})$.
- X_f : fraction du soluté sortant en $(\frac{\text{kg}}{\text{kg d'absorbant}})$.
- X : fraction dans l'absorbant traversant une section quelconque de l'appareil en $(\frac{\text{kg}}{\text{kg d'absorbant}})$.

Pour la colonne d'absorption, le bilan matière s'écrit :

$$G Y_i + L X_i = G Y_f + L X_f$$

D'où l'on tire :

$$G (Y_i - Y_f) = L (X_f - X_i) \dots\dots\dots(3)$$

Le terme de gauche de l'équation (3) représente la quantité de soluté cédée par le mélange gazeux.

Le terme de droite exprimant la quantité de gaz retenu par l'absorbant.

En régime établi les deux quantités sont égales. Divisant les deux termes par G, on a :

$$e = \frac{L}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_f - X_i} \dots\dots\dots(4)$$

Où :

$$e = \frac{L}{G} : \text{est la consommation moyenne d'absorbant en } (\frac{\text{kg}}{\text{kg de gaz}}) \text{ s e c}$$

Le bilan matière pour le tronçon situé au-dessus de la section a-a s'exprime par

l'équation :

$$G (Y - Y_f) = L (X - X_i) \dots\dots\dots(5)$$

Dans laquelle les concentrations Y et X varient suivant la section considérée.

II-4. Bilan thermique:

L'absorption des gaz s'accompagne d'un dégagement de chaleur dont la quantité est égale à la chaleur de dissolution du gaz dans l'absorbant q_a (kcal/kg); à défaut de données plus exactes on peut considérer cette chaleur égale à la chaleur latente de condensation. La chaleur dégagée par l'absorption d'une quantité de gaz est :

$$Q_a = G (Y_i - Y_f) q_a = M_a \cdot q_a \dots\dots\dots (6)$$

La chaleur dégagée fait monter la température de l'absorbant ce qui est un inconvénient du point de vue des conditions opératoires.

La température de l'absorbant t_f est calculée approximativement par la formule:

$$t_f = t_i + \frac{Q_a}{L_c} \dots\dots\dots (7)$$

Avec :

- ❖ t_i : température de l'absorbant entrant dans l'appareil en °c;
- ❖ t_f : température de l'absorbant sortant de l'appareil en °c ;
- ❖ L_c : Chaleur spécifique moyenne de l'absorbant pour l'intervalle température de t_i à t_f en ($\frac{k c a l}{k g \text{ } ^\circ c}$).

Pour un gaz riche en soluté pour lequel la valeur de Q_a est relativement élevée, t_f diffère sensiblement de t_i (c'est à dire la différence de température dépasse 10 °c), bien qu'il y a risque grave d'une élévation de température en dessus de la valeur établie. Dans ce cas, afin d'éviter une augmentation de consommation d'absorbant et une modification indésirable des conditions opératoires on prélève une partie de l'absorbant dans une zone intermédiaire de la colonne et on la réintroduit dans la colonne après refroidissement [2].

Dans ce cas la température du gaz sortant de l'absorbeur est calculée par:

$$t_f \approx t_i + \frac{Q_a - Q}{L_c} \dots\dots\dots (8)$$

Où :

Q : chaleur enlevée dans les réfrigérants intermédiaires.

II-5. Principales applications de l'absorption:

Une absorption gaz -liquide est utilisée dans beaucoup de procédés en citant comme exemple :

a- Lavage des gaz :

- Lavage des fumées de combustion (extraction de $S O_2$).
- Lavage de H_2 du gaz de synthèse de l'ammoniac.
- Lavage du gaz naturel pour la liquéfaction (extraction de $C O_2$ et de H_2S).

b- Fermentation et autres procédés biologiques :

- Absorption de O_2 ou de $C O_2$ suivie d'une réaction chimique lente en solution aqueuse.
- Aération, digestion des eaux résiduaires antipollution.

c- Synthèse pétrochimique:

- Oxydation partielle d'hydrocarbures liquides ou en solution avec un catalyseur homogène.
- Hydrogénation sélective d'hydrocarbures ou de mercaptans avec un catalyseur solide en suspension.

II-6. Types de colonnes d'absorption:

a - Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à les amener le plus près possible à l'état d'équilibre.

Les transferts de masse et de chaleur entre les phases seront d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence de phase seront plus grandes.

Les plateaux sont donc conçus pour assurer une disposition de la phase vapeur au sein du liquide, les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal sucé en distillation et en absorption.

Dans tous les cas, on profite de la gravite pour les mouvements de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

b - Colonne à garnissage :

Les colonnes à garnissage sont quelques fois employées dans l'industrie, concurremment avec les colonnes à plateaux pour séparer les constituants d'un mélange par l'absorption, tandis qu'une colonne à plateaux constitue un ensemble d'étages de contact entre lesquels, les deux phases circulent séparément. Une colonne à garnissage réalise un contre-courant continu, les phases sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil. L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact et une grande turbulence, c'est pour cette raison qu'on remplit la colonne d'éléments solides. Les colonnes à garnissage présentent un certain nombre d'avantages et des inconvénients.

Avantages :

- Prix moins élevé par unité de volume.
- Faible pertes de charges.
- Rétention peu importante.

Inconvénients :

- Faible flexibilité, l'efficacité diminue rapidement quand on s'éloigne des conditions optimales.

II-7. Types de plateaux :

a - Plateaux à calottes :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui, dans les industries pétrolières ou chimiques, construits autrefois entièrement en fonte moulée.

b - Plateau : perforé à déversoir:

Il est connu en dépit d'un prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès. Car ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations des débits très faibles autour de la valeur optimale.

c - Plateaux à clapets :

Ce type constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets.

d - Plateaux uni flux :

C'est une variante du plateau à calottes. Le plateau est décomposé en bandes ayant une section « S ».

e - Plateaux sans déversoirs:

Ce sont des plateaux de types perfores, le liquide et la vapeur s'écoulent à contre courant. Le niveau du liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquides et vapeurs à travers les trous [6].

II-8. Choix des conditions opératoires dans l'absorption :**1 / Pression et température de fonctionnement :**

La solubilité de gaz augmente quand leur pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en général, la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible.

2/ Influence de nombre de plateaux et des débits:

Le nombre d'étages de transfert à mettre en œuvre pour réaliser une séparation donnée dépend du rapport des débits du liquide qui sont mis en contact dans ces étages.

Ainsi pour augmenter le taux de récupération nous devons augmenter le nombre de plateaux théoriques, et il faut augmenter le débit de l'absorbant. Le choix du nombre de plateaux et des débits se fait sur la base de considération économique pour chaque problème.

3 / Choix de l'absorbant:

D'une façon générale les solvants en absorption doivent être dans la mesure thermiquement stables, peu chers, non corrosifs, non inflammables. Ils doivent être en plus sélectifs et facilement séparables des constituants entraînés. Les absorbants doivent avoir une grande capacité d'absorption tout en étant sélectifs et facilement séparables du soluté.

Notions générales sur les échangeurs de chaleur

III-1. Introduction :

Parmi les nombreux modes de conversion d'énergie, celui qui consiste à transférer la chaleur d'un fluide « chaud » à un fluide « froid » est le plus utilisé, les appareils assurant cette fonction sont appelés échangeurs thermiques. Le principe général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduites qui les mettent en contact à travers une paroi.

Le problème essentiel consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer une quantité de chaleur nécessaire [7].

III-2. Modes de transfert de chaleur :

On appelle transfert de chaleur, les processus par lesquels de l'énergie est échangée sous forme de chaleur entre des corps ou des milieux à des températures différentes. La chaleur peut être transmise par : conduction, convection ou rayonnement.

Bien que les trois processus puissent avoir lieu simultanément, l'un des mécanismes est généralement prépondérant [8].

III-3. Principaux types d'échangeurs :

III-3-1. Classification :

Les échangeurs thermiques présentent une extrême variété. On distingue trois catégories principales:

- Les échangeurs par mélange, dans lesquels les deux fluides sont intimement mélangés. Dans cette catégorie, on peut citer les désurchauffeurs de vapeur, les dégazeurs, les ballons de détente de purges.
- Les régénérateurs ou échangeurs discontinus. Dans ces appareils, la surface d'échange est alternativement mise en contact avec le fluide froid et le fluide chaud. Un exemple classique en centrale thermique est celui des réchauffeurs d'air rotatifs.
- Les échangeurs continus. Dans cette catégorie qui est la plus importante en raison de ses nombreuses applications industrielles, les deux fluides circulent de manière continue de part et d'autre de la surface d'échange. Selon la géométrie de cette surface d'échange, on distinguera les échangeurs tubulaires et les échangeurs à plaques.

III-3-2. Échangeurs tubulaires :

III-3-2-1. Différentes catégories existantes :

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée :

— **Échangeur monotube** (figure 3-a), dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpentin ;

— **Échangeur coaxial** (figure 3-b), dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés ; en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur ;

— **Échangeur multitubulaire**, existant sous quatre formes :

- Échangeur à tubes séparés (figure 3-c) : à l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant (de l'ordre de 100 mm) se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre (8 à 20 mm) maintenus écartés par des entretoises. L'échangeur peut être soit rectiligne, soit enroulé,
- Échangeur à tubes rapprochés (figure 3-d) : pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'entre eux. Les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans,
- Échangeur à tubes ailetés (figure 3-e) : ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique.
- Échangeur à tubes et calandre (figure 3-f) : c'est l'échangeur actuellement le plus répandu.

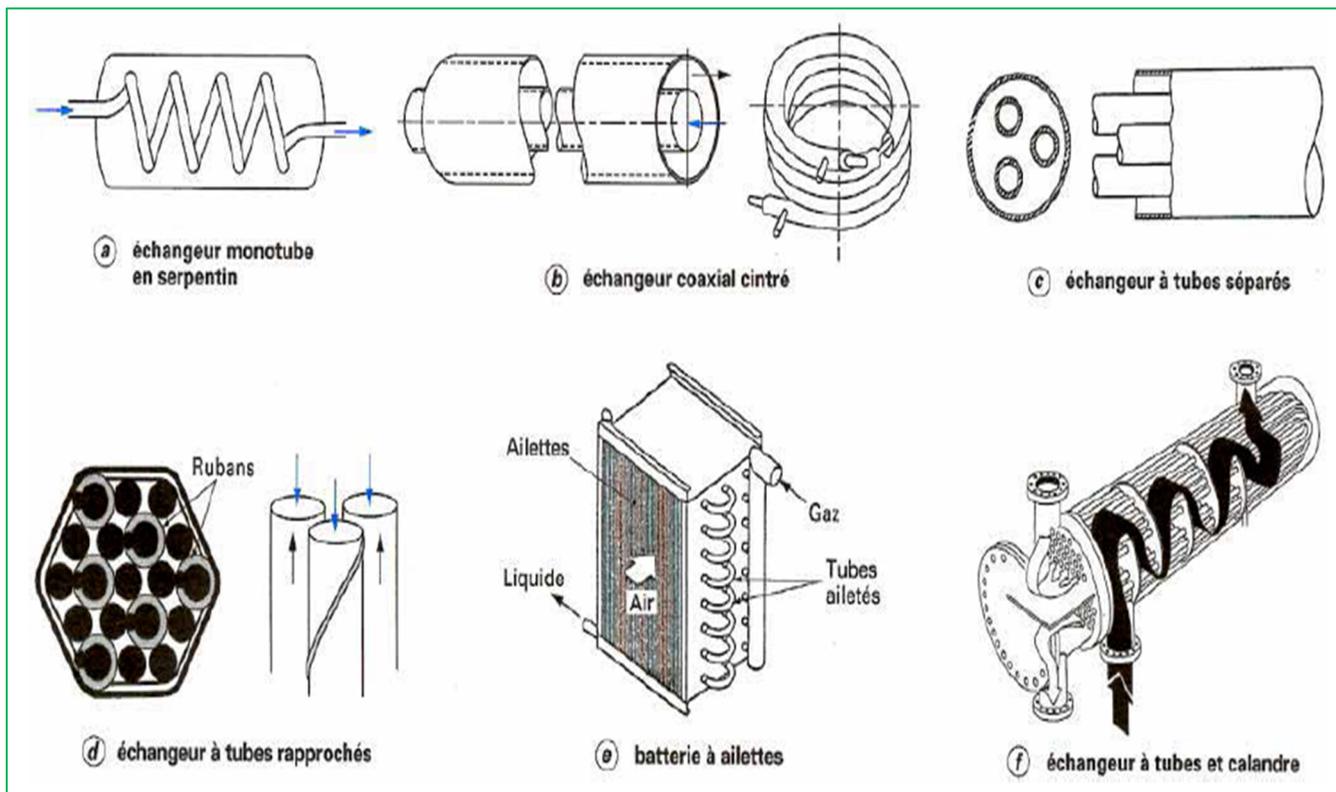


Figure 03 : Différents types d'échangeurs tubulaires

III-3-2-2. Échangeurs à tubes et calandre :

Les principales technologies d'échangeurs à tubes et calandre sont représentées sur la figure 4 et, pour faire un premier choix, les deux paramètres principaux sont l'encrassement et l'écart de température entre les deux fluides.

La désignation la plus couramment appliquée par ce type d'échangeur est celle du standard américain TEMA (Tabular Exchanger Manufacture Association), dans lequel il existe trois classes : C, B et R, par ordre de sévérité croissante.

La classe C est réservée aux échangeurs ne présentant aucun risque d'utilisation, par exemple les préparateurs d'eau chaude ; cette classe C est peu utilisée en génie chimique. La classe B est adoptée pour la majorité des cas. La classe R est réservée aux échangeurs fonctionnant dans des conditions que l'on juge très dures au point de vue mécanique ou dans des conditions inhabituelles (gaz toxique par exemple).

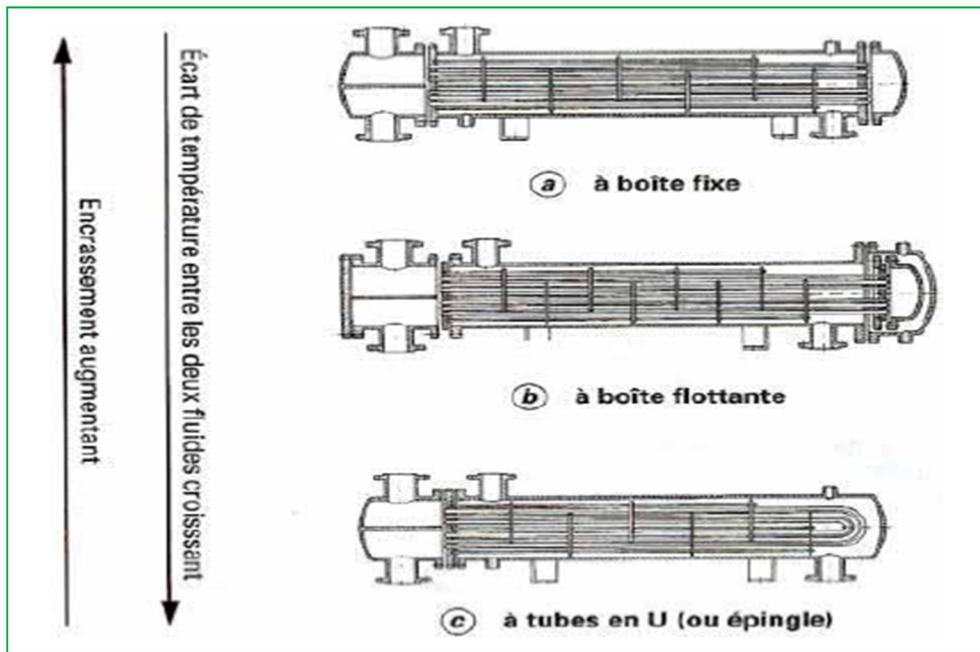


Figure 04 : Echangeur à tubes et calandre : principales technologies à boîtes fixe, boîte flottante et à tubes en U

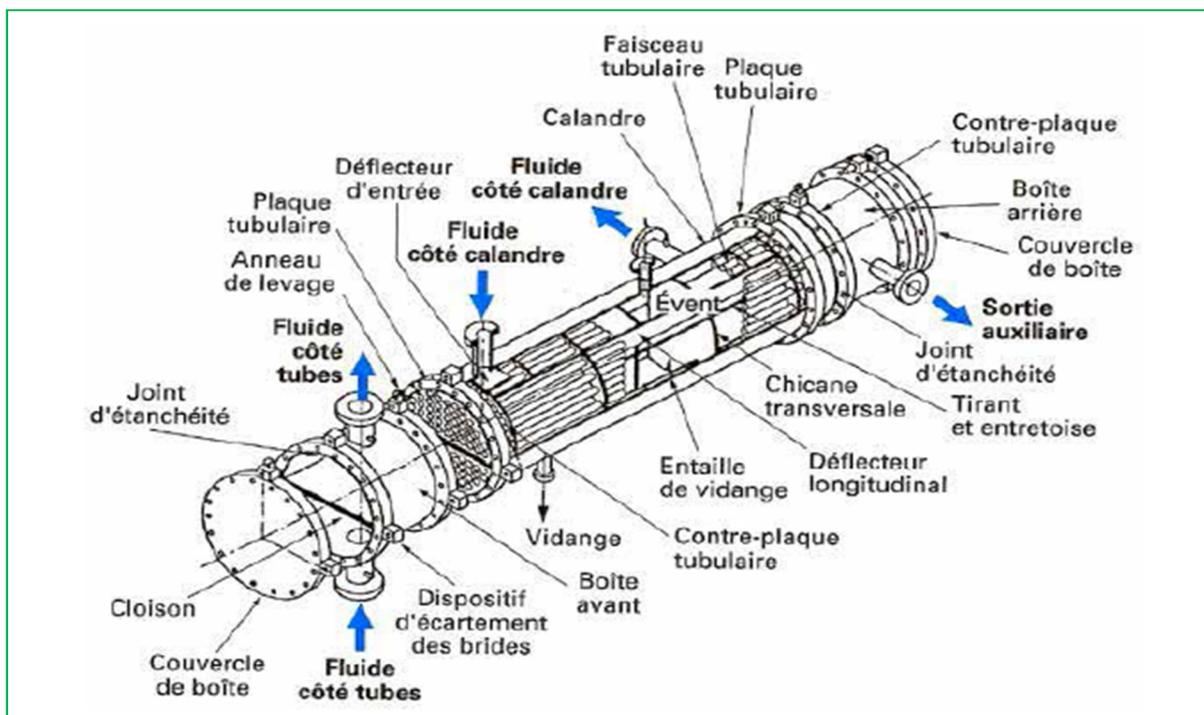


Figure 05 : Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL

Un échangeur TEMA est désigné par trois lettres représentant respectivement le type de boîte avant, de calandre et de boîte arrière de l'échangeur. À titre d'exemple, la figure 3 donne les différents éléments constitutifs d'un échangeur TEMA type AEL, que l'on va détailler ci-après.

- **Boîte d'échangeur :**

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes. Sauf pour le tube en U, il y a une boîte à chaque extrémité de l'échangeur.

La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes (**figure 6**). La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

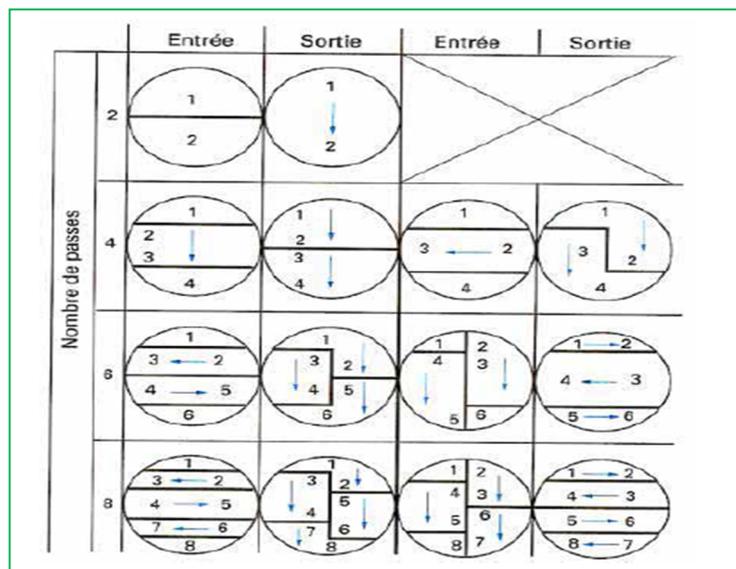


Figure 06: Configuration des boîtes de distribution

- **Calandre (ou virole):**

C'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Son matériau doit être compatible avec le fluide utilisé. Les matériaux les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre ou les matières plastiques. Il semble que la limite technologique des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 m.

- **Plaques tubulaires :**

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur (5 à 10 cm) est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.

Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Un plaquage, en acier inoxydable par exemple, peut se justifier dans le cas de plaques tubulaires déjà assez épaisses.

Les tubes peuvent être fixés à la plaque tubulaire par soudure, ces dernières sont les parties délicates des échangeurs.

- **Tubes :**

Ce sont généralement des tubes normalisés dont le diamètre annoncé correspond exactement au diamètre extérieur (à la différence des tubes utilisés en tuyauterie). Ces tubes sont généralement de longueur standard 2,44 ; 3,05 ; 3,66 ; 4,88 ou 6,10m.

Le démontage du faisceau de tubes est de plus en plus difficile au fur et à mesure que sa longueur s'accroît (problème de rigidité du faisceau). Pour tous les échangeurs démontables, il convient de laisser un espace libre suffisant dans l'axe de l'échangeur pour permettre la sortie du faisceau de tubes.

Les matériaux utilisés dépendent des fluides choisis ; les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre, le laiton, les cupronickels, le graphite, le verre ou les matières plastiques.

- **Chicanes :**

Elles ont pour rôle d'augmenter la vitesse du fluide dans la calandre et la rigidité du faisceau. Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase, il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange.

III-4.Critères de sélection :

- ✓ Pour un fluide sous forte pression (> 1 MPa par exemple) ; il faut le faire circuler de préférence à l'intérieur des tubes pour éviter une trop forte épaisseur de calandre.
- ✓ Pour un fluide encrassant (par exemple un produit risquant de polymériser), il faut :
 - Le faire circuler de préférence à l'intérieur des tubes, car il est alors possible de nettoyer l'intérieur sans démonter l'échangeur.
 - Eviter les tubes en U (difficiles à nettoyer).S'il y a risque d'encrassement à l'extérieur des tubes, il faut choisir un pas carré plutôt qu'un pas triangulaire et un faisceau tubulaire démontable pour faciliter le nettoyage.
- ✓ Pour de forts écarts de température entre les deux fluides (> 50 °C), il risque d'y avoir des problèmes de dilatations différentielles ; il faut alors :
 - Eviter d'avoir les deux plaques tubulaires soudées à la calandre ;
 - Choisir des tubes en U (s'il n'y a pas écrasement à l'intérieur des tubes et si le nombre de passes choisi est pair) ;
 - Éventuellement, utiliser des plaques soudées sur calandre, mais en munissant la calandre d'un soufflet de dilatation. Ce dernier assemblage est cependant fragile et ne doit être employé qu'à des pressions très modérées (quelque 0,1 MPa).
- ✓ Ces différents critères peuvent être contradictoires. Il appartient alors au concepteur de trouver le meilleur compromis possible. Si plusieurs solutions sont techniquement possibles, le critère de coût minimal les départagera.

IV-1. Démarche utilisée:

Dans ce chapitre on s'intéresse aux calculs des débits molaire et massique (absorbant et gaz) de la colonne d'absorption en faisant le bilan de matière. On fait le bilan thermique pour déterminer la température de sortie pour l'absorbant et le gaz.

Après avoir fait l'analyse chromatographique du mélange gazeux au niveau du laboratoire de la raffinerie, on a obtenu la composition suivante :

Tableau N°03: Composition du gaz riche(mélange gazeux):

N°	Composition	Concentration molaire
1	N ₂	0,6493
2	CO	0,0149
3	O ₂	0,0932
4	CO ₂	0,0312
5	H ₂ S	0,0149
6	COS	0,0030
7	NH ₃	0,0089
8	SO ₂	0,0032
9	CH ₃ SH	0,0232
10	HCN	0,0254
11	C ₂ H ₂ SH	0,0139
12	H ₂ O	0,1033
13	CH ₃ NO ₂	0,0066
14	C ₆ H ₅ Cl	0,0019
15	C ₆ H ₅ OH	0,0071
Σ		1,0000

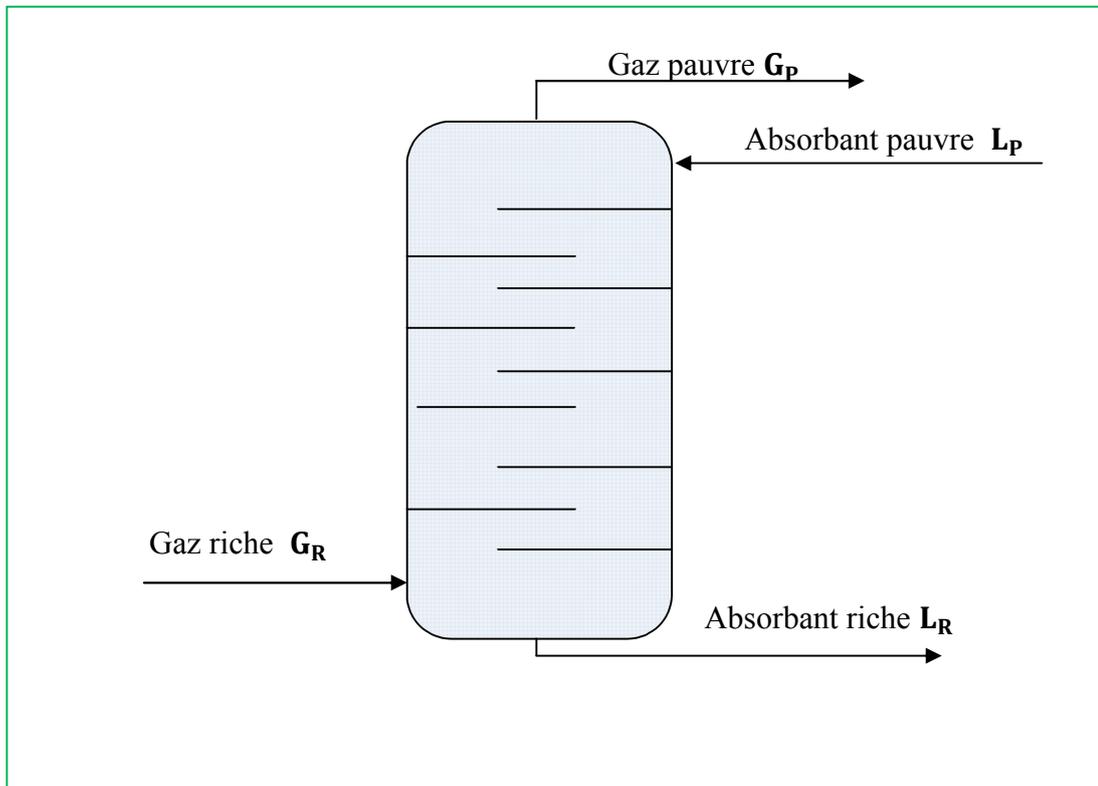
IV-2. Calculs de la colonne d'absorption :

Afin d'élaborer les bilans de matière et thermiques de la colonne d'absorption il est nécessaire de supposer certains paramètres à savoir l'espacement entre deux plateaux, efficacité de la colonne, nombre de plateaux réels, température moyenne de l'absorption, pression dans l'absorbant, sachant que la température d'entrée du gaz riche est entre 50-70 °C et le débit d'entrée du gaz riche est entre 800-1800 kg/h (spécificité de l'incérateur).

- Débit d'entrée du gaz riche: **G_R = 1500Kg/h**
- Température d'entrée du gaz riche: **T_e = 50°C**
- Température d'entrée de l'absorbant pauvre: **t_e = 30°C**
- Pression dans l'absorbant: **P_{a b s} = 1,2 atm**
- Température moyenne de l'absorption: **T_m = 40°C**
- Nombre de plateaux réels: **n = 10**
- Efficacité de la colonne **E = 0,6**
- Espacement entre deux plateaux **hp = 0,45m**

IV-3. Bilan matière:

Le gaz riche à absorber admis à la partie inférieure de la colonne d'absorption.
L'absorbant pauvre (gas-oil) injecté au sommet comme l'indique le schéma suivant:



Le bilan matière global peut s'exprimer par la formule suivante:

$$G_R + L_P = G_P + L_R \dots\dots\dots (09)$$

Où

- G_R : Débit du gaz riche.
- L_P : Débit de l'absorbant pauvre.
- G_P : Débit du gaz pauvre.
- L_R : Débit de l'absorbant riche.

A- Calcul du débit massique et molaire du gaz riche :

La composition du gaz riche est illustrée sur le tableau suivant :

Tableau N°04 : Composition du gaz riche

N°	Constituant I	Masse moléculaire M_i (Kg/kmole)	Concentration molaire y_i	$M_i \cdot y_i$ (Kg/kmole)
01	N ₂	28,013	0,6493	18,1888
02	CO	28,010	0,0149	0,4173
03	O ₂	32,000	0,0932	2,9824
04	CO ₂	44,010	0,0312	1,3731
05	H ₂ S	34,082	0,0149	0,5078
06	COS	60,076	0,0030	0,1802
07	NH ₃	17,031	0,0089	0,1516
08	SO ₂	64,066	0,0032	0,2050
09	CH ₃ SH	48,109	0,0232	1,1161
10	HCN	27,030	0,0254	0,6866
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	0,0139	0,8637
12	H ₂ O	18,015	0,1033	1,8609
13	CH ₃ NO ₂	61,000	0,0066	0,4026
14	C ₆ H ₅ Cl	112,40	0,0019	0,2136
15	C ₆ H ₅ OH	94,110	0,0071	0,6682
	Total	-	1,0000	M_{m o} = 29,82

➤ **Calcul de la masse moléculaire moyenne :**

$$M_{m o \bar{y}} = \sum_{i=1}^5 M_i y_i \dots\dots\dots(10)$$

Où :

- $M_{m o \bar{y}}$: masse moléculaire moyenne (kg/kmole) ;
- y_i : concentration molaire de chaque constituant ;
- M_i : masse moléculaire de chaque constituant (kg/kmole) .

D'après le **tableau N° 04** on obtient :

$$M_{m o} = 29,82 \text{ kg/ kmole}$$

➤ **Calcul de la concentration massique de chaque constituant:**

$$y_i M_{m o y} = y_i M_i \dots\dots\dots(11)$$

$$\Rightarrow y_i = \frac{y_i M_i}{M_{m o y}}$$

Où :

y_i : concentration massique de chaque constituant.

Par exemple : pour l'ammoniac : $y_7 = 0,0051$.

➤ **Calcul du débit massique de chaque constituant :**

Le débit massique total du gaz à l'entrée est : $G_R = 1500$ kg/h.

Le débit massique de chaque constituant G_{iR} :

$$G_{iR} = y_i \cdot G_R \dots \dots \dots (12)$$

Où :

y_i : La concentration massique de chaque constituant i .

G_R : Débit massique total (kg/h).

Par exemple: l'ammoniac : $G_{7R} = 7,65$ kg/h.

➤ **Calcul du débit molaire de chaque constituant :**

Le débit molaire de chaque constituant se calcule avec la formule suivante :

$$G_{iR} = \frac{G_{iR}}{M_i} \dots \dots \dots (13)$$

Où :

G_{iR} : Débit molaire de chaque constituant (kmole/h).

Par exemple : pour l'ammoniac : $G_{7R} = 0,449$ (kmole/h).

G_R : Débit molaire total du gaz riche (kmole/h).

En prenant la température moyenne de l'absorption $T_m = 40^\circ C$ et la pression absolue $P_a = 1,2$ atm, on calcule les constantes d'équilibre K_i de tous les constituants du mélange avec une bonne approximation par le tableau de tension de vapeurs (voir l'annexe VIII).

L'équilibre sous faible pression ($P < 3$ atm)

Donc :

$$K_i = \frac{\pi_i}{P}$$

Où :

K_i : Constante d'équilibre de chaque constituant.

π_i : Tension de vapeur de chaque constituant.

P : Pression absolue $P_a = 1,2$ atm.

En prenant le taux d'absorption de l'hydrogène sulfureux $\phi_5 = 0,3$; on détermine le facteur d'absorption « A_i » en utilisant le graphique « KRAIMSAIR (voir l'annexe I) » en fonction du nombre de plateaux théorique et le taux d'absorption du composant « Clef » qui est, dans notre cas, sulfure d'hydrogène H_2S .

On utilise cette formule afin de calculer le nombre de plateaux théoriques :

$$n = n \times E$$

E : efficacité de la colonne

n : nombre de plateaux réels

$$\implies n = n \times 0,6$$

$$\implies n = 6 \text{ plateaux théoriques.}$$

Pour le composant « Clef » [H_2S], le facteur de l'absorption $A_5 = 0,3$.

➤ **Calcul du débit spécifique de l'absorbant :**

$$A_i = \frac{L}{K_i \cdot G} \dots \dots \dots (14)$$

Le rapport $\frac{L}{G} = \dot{e}$ est le débit spécifique de l'absorbant en moles par du gaz alors, l'équation

$$(14) \text{ devient : } A_i = \frac{\dot{e}}{K_i}$$

D'où :

$$\dot{e} = A_i \cdot K_i$$

$$\dot{e} = A_5 \cdot K_5$$

$$\dot{e} = 7,29 \frac{\text{k m o l e}}{\text{k m o l e}}$$

K_i : Constante d'équilibre du constituant **i** du mélange.

L : Débit de l'absorbant par unité de temps.

G : Débit de gaz par unité de temps.

Par exemple le facteur d'absorption de l'anhydride carbonique **C O S**

$$A_6 = \frac{\dot{e}}{K_6}$$

$$A_6 = \mathbf{1,0296}.$$

Les facteurs d'absorption des autres constituants sont représentés dans le **tableau 03**.

En utilisant le graphique de « KRAIMSAIR » on détermine le taux d'absorption de tous les autres constituants du mélange.

Tableau N° 05 résumant les différents calculs effectués précédemment

N°	Constituants	M_i	y_i	$M_i \cdot y_i$	$y_i = \frac{y_i M_i}{M_{m o}}$	$G_i F$ [K mole/h]	$G_i F$ [Kg/h]	Constante D'équilibre K_i	Facteur D'absorption A_i	Taux d'absorption φ_i
01	N ₂	28,013	0,6493	18,1888	0,6100	32,66	915	-	-	-
02	CO	28,010	0,0149	0,4173	0,0140	0,75	21	-	-	-
03	O ₂	32	0,0932	2,9824	0,1000	4,68	150	-	-	-
04	CO ₂	44,010	0,0312	1,3731	0,0460	1,56	69	-	-	-
05	H ₂ S	34,082	0,0149	0,5078	0,0170	0,74	25,5	24,3	0,3	0,3
06	COS	60,076	0,0030	0,1802	0,0060	0,15	9	7,08	1,02	0,86
07	NH ₃	17,031	0,0089	0,1516	0,0051	0,44	7,65	12,76	0,57	0,57
08	SO ₂	64,082	0,0032	0,2050	0,0069	0,16	10,35	5,32	1,37	0,95
09	CH ₃ SH	48,109	0,0232	1,1161	0,0375	1,169	56,25	2,67	2,73	1
10	HCN	27,03	0,0254	0,6866	0,0230	1,27	34,5	1,1	6,62	1
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	0,0139	0,8637	0,0290	0,70	43,5	1,04	7	1
12	H ₂ O	18,015	0,1033	1,8609	0,0624	5,19	93,6	1	7,29	1
13	CH ₃ NO ₂	61	0,0066	0,4026	0,0135	0,33	20,25	0,98	7,43	1
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	0,0019	0,2136	0,0071	0,09	10,65	0,54	13,5	1
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	0,0071	0,6682	0,0225	0,35	33,75	0,23	31,69	1
	Total		1,0000	29,82	1,0000	50,239	1500,00			

D'après les résultats obtenus par le calcul on remarque que le taux d'absorption est à 100% pour SO₂, CH₃SH, HCN, C₂H₅SH, H₂O, CH₃NO₂ et C₆H₅OH c'est-à-dire ces composants sont absorbés complètement.

B- Calcul de la quantité de constituants absorbés et la quantité de constituants restants :

➤ **Débits molaires et massiques des constituants absorbés :**

• **Débits molaires :** $G_{i\ a\ b\ s} = G_{i\ R} \cdot \varphi_i$ (15)

Où :

$G_{i\ a\ b\ s}$: Débit molaire du constituant **i** absorbé (kmole/h).

$G_{i\ R}$: Débit molaire du constituant **i** dans le gaz riche (kmole/h).

φ_i : Taux d'absorption du constituant **i**.

Par exemple pour COS : $G_{6\ a\ b\ s} = 0,129$ (kmole/h).

• **Débits massiques :** $G_{i\ a\ b\ s} = G_{i\ a\ b\ s} \cdot M_i$ (16)

Où :

$G_{i\ a\ b\ s}$: Débit molaire du constituant **i** absorbé (kg/h).

M_i : Masse moléculaire de chaque constituant (kg/ kmole).

Par exemple pour l'ammoniac : $G_{7\ a\ b\ s} = 4,2713$ kg/h.

➤ **Débits molaires et massiques des constituants restants :**

• **Débits molaires :** $G_{i\ p} = G_{i\ R} - G_{i\ a\ b\ s}$ (17)

Où :

$G_{i\ p}$: Débit molaire du constituant **i** dans le gaz pauvre reste (kmole/h).

$G_{i\ R}$: Débit molaire du constituant **i** dans le gaz riche (kmole/h).

$G_{i\ a\ b\ s}$: Débit molaire du gaz absorbé (kmole/h).

Par exemple l'ammoniac: $G_{7\ p} = 0,1892$ kmole /h.

• **Débits massiques :** $G_{i\ p} = G_{i\ R} - G_{i\ a\ b\ s}$ (18)

Où :

$G_{i\ p}$: Débit massique du constituant **i** dans le gaz pauvre (kg/h).

$G_{i\ a\ b\ s}$: Débit massique du constituant **i** dans le gaz absorbé (kg/h).

$G_{i\ R}$: Débit massique du gaz riche (kg/h).

Par exemple pour l'ammoniac : $G_{7\ p} = 3,389$ kg/h.

C- Calcul de la composition du gaz pauvre :

$$y_{i\ p} = \frac{G_{i\ p}}{\sum_{i=1}^5 G_{i\ p}} \dots\dots\dots(19)$$

Où :

$y_{i\ p}$: concentration molaire du constituant **i** dans gaz pauvre.

$\dot{G}_{i p}$: Débit molaire du gaz pauvre (kmole/h). Tous les résultats trouvés après calculs concernant la quantité de constituants absorbés, la quantité de constituants restants et la composition du gaz pauvre sont portés sur le tableau suivant :

Tableau N°06 : Bilan donnant le débit absorbé, débit restant et la composition molaire du gaz pauvre

N°	Constituants	M_i $\frac{\text{kg}}{\text{kmole}}$	Matière Première		Φ_i	Débit de constituants Absorbés		Débit de constituants restants (le gaz pauvre)		Concentration molaire du gaz pauvre y_{i1}
			G_{iR} [kmole/h]	G_{iR} [kg/h]		$G_{i a b} = G_{i F} \cdot \Phi_i$ [kmole/h]	$G_{i a b} = G_{i a b} M_i$ [kg/h]	$G_{i p} = G_{i R} - G_{i a b}$ [kmole/h]	$G_{i p} = G_{i F} - G_{i a b}$ [kg/h]	
01	N ₂	28,013	32,66	915	-	-	-	32,6600	915,00	0,8087
02	CO	28,010	0,75	21,00	-	-	-	0,7500	21,00	0,0186
03	O ₂	32	4,68	150	-	-	-	4,6800	150,00	0,1159
04	CO ₂	44,010	1,56	69,00	-	-	-	1,5600	69,00	0,0386
05	H ₂ S	34,082	0,74	25,50	0,3	0,222	7,566	0,5181	17,934	0,0129
06	COS	60,076	0,15	9,00	0,86	0,129	7,749	0,0210	1,251	0,0005
07	NH ₃	17,031	0,44	7,65	0,57	0,2508	4,271	0,1890	3,389	0,0047
08	SO ₂	64,082	0,16	10,35	0,95	0,152	9,740	0,0080	0,61	0,0001
09	CH ₃ SH	48,109	1,169	56,25	1	1,169	56,25	0	0	0
10	HCN	27,03	1,27	34,5	1	1,27	34,328	0	0,172	0
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	0,70	43,5	1	0,7	43,495	0	0,003	0
12	H ₂ O	18,015	5,19	93,60	1	5,19	93,497	0	0,103	0
13	CH ₃ NO ₂	61	0,33	20,25	1	0,33	20,13	0	0,12	0
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	0,09	10,65	1	0,09	10,116	0	0,534	0
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	0,35	33,75	1	0,35	32,938	0	0,812	0
	Total	/	G_R = 50,239	G_R = 1500,0		9,853	320,08	40,3861	G_p = 1179,92	1,0000

$$M_{p m o} = \sum_{i=1}^{15} M_i y_{i1} = 29,13 \frac{\text{kg}}{\text{kmole}}; \text{ la masse moléculaire moyenne du gaz pauvre.}$$

D-calcul du débit d'absorbant(gas-oil) :

$$\checkmark M_{a b s} = 170 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\checkmark \rho_L = 869 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3};$$

Où :

 $M_{a b s}$: Masse moléculaire de l'absorbant. ρ_L : La masse volumique de l'absorbant.

- **Débit molaire de l'absorbant (L_p):**

$$\dot{e} = \frac{L_p}{G_R} \implies L_p = \dot{e} \cdot G_R$$

Où :

 G_R : Le débit molaire du gaz riche .

A.N :

$$L_p = 366,24 \text{ kmole/h.}$$

- **Débit massique de l'absorbant (L_p) :**

$$L_p = L_p \cdot M_{a b s} = 62260,8 \text{ kg/h.}$$

- **Débit volumique de l'absorbant (V_p) :**

$$V_p = \frac{L_p}{\rho_L} = 71,64 \text{ m}^3/\text{h.}$$

E- Caractéristiques de l'absorbant pauvre :

Caractéristiques	Valeur
Masse moléculaire M_L (kg/kmole)	170
Densité	
ρ_{15}^1	0,8789
ρ_{40}^2	0,8755
ρ_{40}^3	0,8690
Débit molaire L (kmole /h)	366,24
Débit massique L (kg/h)	62260,8
Débit volumique (m^3/h)	71,64

F-Calcul de la composition massique et la masse moléculaire de l'absorbant riche :

➤ Le débit massique de l'absorbant riche :

$$L_R = G_{a b s} \cdot L_p \quad (\text{kg/h}) \dots \dots \dots (20)$$

Où:

L_R : Le débit massique de l'absorbant riche en (kg/h).

L_p : Le débit massique de l'absorbant pauvre en (kg/h).

G_{abs} : Le débit massique du gaz absorbé en (kg/h).

A.N. $L_R = 62580,88$ kg/h.

$$L_R = 62580,88 \text{ kg/h.}$$

➤ **La concentration massique des constituants i dans l'absorbant riche x_{iR}**

Elle est calculée en utilisant la formule suivante :

$$x_{iR} = \frac{L_{iR}}{L_R} \dots\dots\dots(21)$$

Où :

L_{iR} : Le débit massique des constituants dans l'absorbant riche en (kg /h).

Les valeurs de l'application numérique sont représentés dans le tableau N°8

➤ **La masse moléculaire moyenne de l'absorbant riche M_R :**

Pour la détermination de la masse moléculaire moyenne nous avons utilisé la formule suivante :

$$M_R = \frac{1}{\sum_{i=1}^5 \frac{x_{iR}}{M_i}} \dots\dots\dots(22)$$

$$M_R = 166,3969 \text{ kg/kmole.}$$

➤ **La composition et le débit molaire de l'absorbant riche:**

Les débits molaires de l'absorbant riche sont calculées à l'aide de cette formule :

$$L_{iR}^{\cdot} = \frac{L_{iR}}{M_i} \dots\dots\dots(23)$$

Où:

L_{iR}^{\cdot} : Le débit molaire du constituant i dans l'absorbant riche en (kmole/h).

L_{iR} : Le débit massique du constituant i dans l'absorbant riche en (kg/h).

Par exemple pour l'ammoniac:

$$L_{7R} = 4,271 \text{ kg/h .}$$

$$L_{7R}^{\cdot} = 0,2507 \text{ kmole/h.}$$

➤ **La concentration molaire des constituants i l'absorbant riche x_{iR}^{\cdot}**

Elle est calculée par la formule suivante :

$$x_{iR}^{\cdot} = \frac{L_{iR}^{\cdot}}{L_R} \dots\dots\dots(24)$$

La masse moléculaire moyenne de l'absorbant riche $M_R = 166,3969$ (kg/kmole), comme elle peut être calculée par la formule suivante :

$$M_R = \sum_{i=1}^5 X_{iR} M_i \dots\dots\dots(25)$$

Tableau N°07 : Bilan de matière global de l'absorbant.

	Entrée	Sortie
Débit molaire de gaz riche (kmole/h)	50,239	-
Débit molaire de l'absorbant pauvre (kmole/h)	366,24	-
Débit molaire de gaz pauvre (kmole/h)	-	40,3861
Débit molaire de l'absorbant riche (kmole/h)	-	376,0929
Total	416,479	416,479

D'après les résultats de ce dernier tableau nous constatons que la somme des débits d'entrée est égale à celle des débits de sortie ou bien $L_P + G_R = L_R + G_P$ ce qui vérifie le principe de conservation de masse.

Les deux tableaux suivants regroupent les résultats de la composition massique et molaire de l'absorbant riche.

Tableau N°08 : Composition massique de l'absorbant riche

N°	Constituant	M _i (kg/kmole)	L _{i F} = G _{i a b} (kg/h)	X _{i F} = $\frac{L_{i F}}{L_R}$	$\frac{X_{i F}}{M_i}$
01	N ₂	28,013	-	-	-
02	C0	28,010	-	-	-
03	O ₂	32	-	-	-
04	CO ₂	44,010	-	-	-
05	H ₂ S	34,082	7,566	0,000120	0,000003
06	COS	60,076	7,749	0,000123	0,000002
07	NH ₃	17,031	4,271	0,000068	0,000003
08	SO ₂	64,066	9,740	0,000155	0,000002
09	CH ₃ SH	48,109	56,25	0,000898	0,000018
10	HCN	27,03	34,328	0,000548	0,000020
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	43,495	0,000696	0,000011
12	H ₂ O	18,015	93,497	0,001495	0,000082
13	CH ₃ N0 ₂	61	20,13	0,000322	0,000005
14	C ₆ H ₅ CL	112,4	10,116	0,000162	0,000001
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	32,938	0,000527	0,000005
16	L'absorbant pauvre	170	L _P = 62260,8	0,994886	0,005852
	Total	/	L _R = 62580,88	1,000000	0,006004

Tableau N°09 : Composition molaire de l'absorbant riche

N°	Constituants	M_i (kg/kmole)	$L_{iF} = G_{i a b}$ (kg/h)	$L'_{iF} = \frac{L_{iF}}{M_i}$ (kmole/h)	$x'_{iF} = \frac{L'_{iF}}{L_R}$	$x'_{iF} \cdot M_i$ kg/kmole
01	N ₂	28,013	-	-	-	-
02	CO	28,010	-	-	-	-
03	O ₂	32	-	-	-	-
04	CO ₂	44,010	-	-	-	-
05	H ₂ S	34,082	7,566	0,22199	0,000590	0,0201
06	COS	60,076	7,749	0,12898	0,000342	0,0205
07	NH ₃	17,031	4,271	0,25077	0,000666	0,0113
08	SO ₂	64,066	9,740	0,15203	0,000405	0,0259
09	CH ₃ SH	48,109	56,250	1,16921	0,003108	0,1495
10	HCN	27,03	34,328	1,26999	0,003377	0,0912
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	43,495	0,69999	0,001863	0,1157
12	H ₂ O	18,015	93,497	5,18995	0,013799	0,2485
13	CH ₃ NO ₂	61	20,130	0,33000	0,000878	0,0535
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	10,116	0,09000	0,000239	0,0268
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	32,938	0,34999	0,000931	0,0876
16	L'absorbant pauvre	170	L_P = 62260,8	L'_P = 366,240	0,973802	165,5463
	Total	-	L_R = 62580,88	L'_R = 376,0929	1,000000	M_R = 166,3969

IV.4 Bilan thermique :

En règle générale, le bilan thermique de l'absorbeur est élaboré pour déterminer la température de sortie de l'absorbant riche. En négligeant les pertes calorifiques, le bilan thermique globale s'exprime par l'équation suivante:

$$Q_1 + Q_3 + Q_{a b s} = Q_4 + Q_2 \dots\dots\dots(26)$$

Où:

- Q_1 : La quantité de chaleur apportée par l'absorbant pauvre.
- Q_3 : La quantité de chaleur apportée par le gaz riche.
- $Q_{a b s}$: La quantité de chaleur dégagée par la réaction d'absorption.
- Q_4 : La quantité de chaleur emportée par le gaz pauvre.
- Q_2 : La quantité de chaleur emportée par l'absorbant riche.

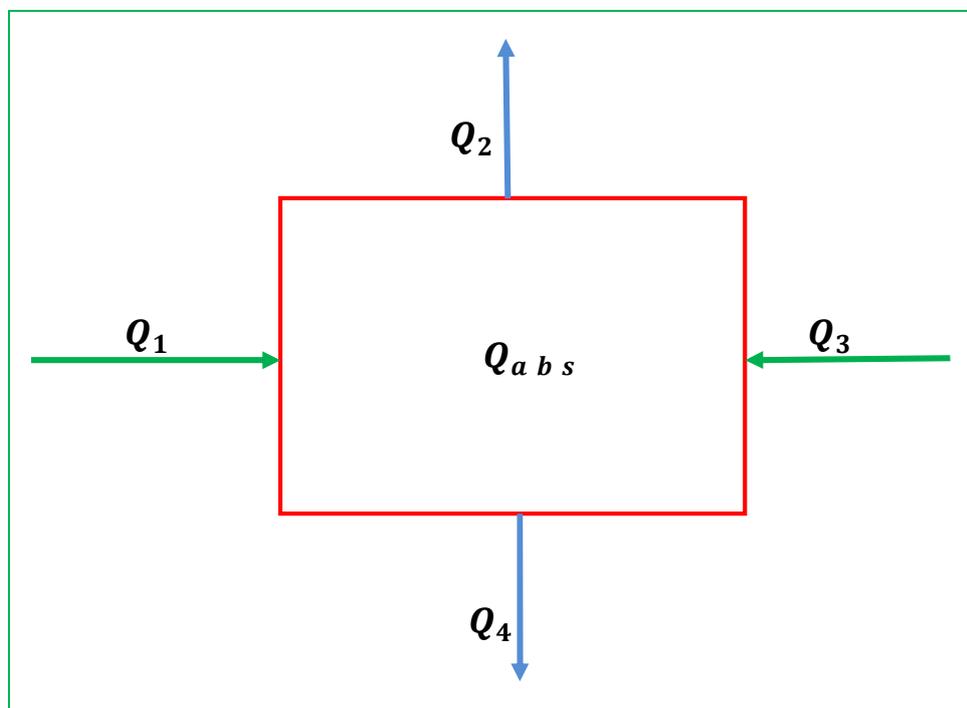


Figure 07 : Bilant thermique de l'absorbeur

1- Quantité de chaleur apportée par le gaz riche Q_3 :

$$Q_3 = G_R \cdot H_{G R} \dots\dots\dots(27)$$

Où :

- G_R : Quantité de gaz riche à l'entrée ; $G_R = 1500 \text{ Kg/h}$.
- $H_{G R}$ Enthalpie du gaz riche (kcal/kg) .

• Calcul de l'enthalpie $H_{G R}$:

$$H_{G R} = \overline{C_{P (g r)}} T_e \dots\dots\dots(28)$$

Où :

T_e : Température d'entrée du gaz riche en °K = 50 + 273,15 = 323,15

$\overline{C_{P(g r)}}$ Chaleur spécifique moyenne du gaz riche (kcal/kg.°K).

On a :

$$\overline{C_{P(g r)}} = \sum_{i=1}^5 C_{P(g r)i} \cdot Y_{i r} \dots \dots \dots (29)$$

$C_{P(g r)i}$ Chaleur spécifique de chaque constituant i dans le gaz riche à T = 50 °C .

$Y_{i r}$: Concentration massique de chaque constituant i dans le gaz riche.

• **Calcul de la chaleur spécifique $C_{P(g r)i}$**

elle est donnée par cette relation :

$$\dot{C}_{P(g) i} = a + bT_e + cT_e^2 + dT_e^3$$

en (kcal/kmole.°k).....(*)

T_e : Température d'entrée en°k ; $T = 323,15^{\circ}k$.

$\dot{C}_{P(g r)i}$ la Chaleur spécifique molaire de chaque constituant i en (kcal/kmole.°k).

a.b.c.d : c'est des constantes (voir les annexes II et III).

➤ $C_{P(g r)i} = \frac{\dot{C}_{P(g r)i}}{M_i} \dots \dots \dots (30)$

Où

$C_{P(g r)i}$ La chaleur spécifique massique de chaque constituant i dans le gaz riche en (kcal/kg.°k).

M_i : La masse moléculaire de chaque constituant (kg/kmole).

Les résultats sont représentés dans le tableau 10.

Tableau N°10 : Chaleur spécifiques des constituants du gaz riche.

N°	Constituants	M_i kg/kmol	$Y_{i r}$	$C_{P (g r) i}$ kcal/kmole°k à 323,15 °k	$C_{P (g r) i}$ kcal/kg°k à 323,15 °k	$C_{P (g r) i} Y_{i r}$
01	N ₂	28,013	0,6100	6,9596	0,2485	0,1515
02	CO	28,010	0,0140	6,971	0,2490	0,0034
03	O ₂	32	0,1000	7,0905	0,2219	0,0221
04	CO ₂	44,010	0,0460	9,1192	0,2082	0,0095
05	H ₂ S	34,082	0,0170	8,1955	0,2410	0,0040
06	COS	60,076	0,0060	10,167	0,1700	0,0010
07	NH ₃	17,031	0,0051	8,7310	0,5128	0,0026
08	SO ₂	64,066	0,0069	9,7911	0,1528	0,0010
09	CH ₃ SH	48,109	0,0375	12,6297	0,2625	0,0098
10	HCN	27,03	0,0230	8,8071	0,3258	0,0074
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	0,0290	18,5155	0,2979	0,0086
12	H ₂ O	18,015	0,0624	8,0920	0,4491	0,0280
13	CH ₃ NO ₂	61	0,0135	26,7058	0,4378	0,0059
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	0,0071	46,2031	0,4110	0,0029
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	0,0225	37,3428	0,3967	0,0089
	Total		1,0000	-	-	$\overline{C_{P(g l)}} = 0,2666$

D'après le tableau : $\overline{C_{P (g r)}} = 0,2666$ (kcal/kg °k) ;

$H_{G R} = 86,15$ (kcal/kg) ;

$Q_3 = 129227,68$ (kcal/h) ;

$$Q_3 = 129227,68 \text{ kcal/h}$$

2- Quantité de chaleur apportée par l'absorbant pauvre Q_1 :

$$Q_1 = L_P \cdot H_P \quad (\text{kcal/h}) \dots\dots\dots(31)$$

L_P : Le débit massique de l'absorbant pauvre ; $L_P = 62260,8 \text{ kg/h}$.

H_P : L'enthalpie de l'absorbant pauvre.

Elle peut être calculée par la formule suivante:

$$H_P^t = \frac{1}{\sqrt{\rho_1^{1,5}}} (0,403 t_e + 0,000405 t_e^2) \quad (\text{kcal/kg}) \dots\dots\dots(32)$$

Avec:

$$\rho_1^{1,5} = 0,8789 \text{ masse volumique relative}$$

$$t_e = 30^\circ\text{C} .$$

Donc :

$$H_P = 13,284 \text{ (kcal/kg)} .$$

On calcule : $Q_1 = 827125,21 \text{ kcal /h}$.

$$Q_1 = 827125,21 \text{ kcal/h}$$

3- Calcul de la quantité de chaleur dégagée par l'absorption $Q_{a b s}$:

L'effet thermique de l'absorbant peut être assimilé à la chaleur latente de condensation des gaz absorbés par l'absorbant (gas-oil), donc la chaleur dégagée par l'absorption $Q_{a b s}$:

$$Q_{a b s} = G_{a b s} H_{a b s} \dots\dots\dots(33)$$

$G_{a b s}$: Quantité des gaz absorbés = $320,08 \text{ (kg/h)}$.

$H_{a b s}$: L'effet thermique de l'absorption des gaz par l'absorbant.

Donc : $H_{a b s} = \overline{C_{P(c a)}} T_m \dots\dots\dots(34)$

Où :

T_m : Température moyenne de l'absorption $T_m = 40 + 273,15 = 313,15^\circ\text{k}$.

$\overline{C_{P(c a)}}$ La chaleur spécifique massique moyenne des constituants absorbés (kcal/kg.°k).

$$\overline{C_{P(c a)}} = \sum_{i=1}^5 C_{P(c a)i} \cdot Y_{i a b s} \dots\dots\dots(35)$$

$C_{P(c a)i}$ La chaleur spécifique massique de chaque constituant i absorbé à $T_m = 313,15$.

$Y_{i a b s}$ La concentration massique de chaque constituant i absorbé.

$$Y_{i a b s} = \frac{G_{i a b s}}{G_{a b s}} = \frac{G_{i a b s}}{\sum_{i=1}^5 G_{i a b s}} \dots\dots\dots(36)$$

Où :

$G_{i a b s}$ Débit massique de chaque constituant i absorbé en (kg/h).

$G_{a b s}$: Débit massique total des constituants absorbés en (kg/h).
Les résultats sont insérés dans le tableau 11.

➤ **Calcul de la chaleur spécifique $C_{P(c a)}$ à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$:**

En utilisant la même formule (*) pour calculer la chaleur spécifique de chaque constituant i , les résultats sont insérés dans le tableau 11.

D'après le tableau 11:

$$\overline{C_{P(c a)}} = 0,3448 \text{ (kcal /kg .}^{\circ}\text{k) .} \quad T = 313,15 \text{ }^{\circ}\text{k .}$$

Donc : $H_{a b s} = 107,97 \text{ kcal/kg}$

D'où:

$$Q_{a b s} = 34559,03 \text{ (kcal/h)}$$

$$\boxed{Q_{a b} = 34559,03 \text{ kcal/h}}$$

Tableau N°11 :Chaleur spécifique des constituants du gaz absorbé

N	Constituants	M_i (kg/ kmole)	$G_{i a b}$ (kg/ h)	$Y_{i a b}$	$C_{P(c \grave{a}i)}$ (kcal/kg.°k)	$C_{P(c \grave{a}i) \cdot Y_{i a b}}$ (kcal/kg.°k)
01	N ₂	28,013	-	-	-	-
02	CO	28,010	-	-	-	-
03	O ₂	32	-	-	-	-
04	CO ₂	44,010	-	-	-	-
05	H ₂ S	34,082	7,566	0,0246	0,2400	0,0059
06	COS	60,076	7,749	0,0242	0,1685	0,0040
07	NH ₃	17,031	4,271	0,0133	0,5089	0,0067
08	SO ₂	64,066	9,740	0,0304	0,1515	0,0046
09	CH ₃ SH	48,109	56,25	0,1757	0,2581	0,0453
10	HCN	27,03	34,328	0,1072	0,3234	0,0346
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	43,495	0,1358	0,2918	0,0396
12	H ₂ O	18,015	93,497	0,2921	0,4482	0,1309
13	CH ₃ NO ₂	61	20,13	0,0622	0,3871	0,0240
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	10,116	0,0316	0,3974	0,0125
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	32,938	0,1029	0,3926	0,0403
	Total	-	$G_{a b} = 320,08$	1,0000	-	$\overline{C_{P(c \grave{a}i)}} = 0,3484$

4- Quantité de chaleur emportée par le gaz pauvre Q_4 :

$$Q_4 = G_P \cdot H_{G P} \dots \dots \dots (37)$$

Où :

G_p : Quantité du gaz pauvre ; $G_p = 1179,92$ kg/h.

H_{Gp} Enthalpie du gaz pauvre (kcal/h).

➤ **Calcul de l'enthalpie H_{Gp} :**

$$H_{Gp} = \overline{C_{P(gp)}} t_f \dots \dots \dots (38)$$

Où :

t_f : Température de sortie du gaz pauvre en °k.

$\overline{C_{P(gp)}}$ Chaleur spécifique moyenne du gaz pauvre (kcal/kg.°k).

➤ **Calcul de la température de sortie du gaz pauvre t_f :**

$$t_f = t_i + \frac{Q_{abs}}{L_c} \dots \dots \dots (39)$$

t_f : Température de sortie du gaz pauvre .

t_i : Température d'entrée du gaz riche en °C . $t_i = 50$ °C .

Q_{abs} : La quantité de chaleur dégagée par l'absorption (kcal/kg).

L_c : La chaleur massique moyenne de l'absorbant à $t_e = 30$ °C.

$$L_c = L_p \cdot C_{p(ap)} \dots \dots \dots (40)$$

L_p : Le débit massique de l'absorbant pauvre en (kg/h) , $L_p = 62260,8$ kg/h.

$C_{p(ap)}$ chaleur spécifique de l'absorbant pauvre à l'entrée (kcal/kg °k).

La chaleur spécifique de l'absorbant pauvre est déterminée à partir de l'abaque (voir l'annexe VI).

$$C_{p(ap)} = 0,45 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{k}.$$

Donc :

$$L_c = 28017,36 \text{ kcal/h } ^\circ\text{k}.$$

$$Q_{abs} = 34560,35 \text{ kcal/h}.$$

$$t_f = 52,74^\circ\text{C}.$$

$$t_f = 52,74^\circ\text{C}$$

➤ **Calcul de la chaleur spécifique du gaz pauvre $\overline{C_{P(gp)}}$ à $t_f = 52,74$ °C :**

On a :

$$\overline{C_{P(gp)}} = \sum_{i=1}^5 C_{P(gp)i} y_{ip} \dots \dots \dots (41)$$

$C_{P(gp)i}$ Chaleur spécifique de chaque constituant i dans le gaz pauvre à T_f .

y_{ip} : Concentration massique de chaque constituant i dans le gaz pauvre.

$$y_{ip} = \frac{G_{ip}}{G_p} \dots \dots \dots (42)$$

Où :

$G_{i p}$; Débit massique de chaque constituant du gaz pauvre en (kg/h).

En utilisant la formule (*) on peut calculer $C_{p (g p)}$ à $t_f = 325,89$ °k .

Après calcul, on a inséré toutes les valeurs dans le tableau 12

Tableau N° 12 : Chaleur spécifique des constituants du gaz pauvre

N°	Constituants	M _i [kg/kmole]	G _{i p} [kg/h]	y _{i p}	C _{P(g i)} [kcal/kg.° k]	C _{P(g i)} · y _{i p} [kcal/kg.°k]
01	N ₂	28,013	915,00	0,77547	0.2488	0,1929
02	CO	28,010	21,00	0,01779	0.2493	0,0044
03	O ₂	32	150,00	0,12713	0.2221	0,0282
04	CO ₂	44,010	69,00	0,05847	0.2088	0,0122
05	H ₂ S	34,082	17,934	0,01529	0.2414	0,0036
06	COS	60,076	1,251	0,00107	0.1703	0,0001
07	NH ₃	17,031	3,389	0,00287	0.5129	0,0014
08	SO ₂	64,082	0,61	0,00054	0.1527	0,00008
09	CH ₃ SH	48,109	0	0	0.2629	0
10	HCN	27,03	0,172	0	0.3259	0
11	C ₂ H ₅ SH	62,136	0,003	0	0.2990	0
12	H ₂ O	18,015	0,103	0	0.4498	0
13	CH ₃ NO ₂	61	0,12	0	0.4379	0
14	C ₆ H ₅ Cl	112,4	0,534	0	0.4123	0
15	C ₆ H ₅ OH	94,11	0,812	0	0.3970	0
Σ	Total	/	G_p=1179,92	1,00000	/	$\overline{C_{P(g p)}}=0,24$

D'après le tableau 12 :

$$\overline{C_{P(g p)}} = 0,24 \text{ kcal/kg.°k}$$

donc :

$$Q_4 = 94541,06 \text{ kcal/h}$$

5- Quantité de chaleur emportée par l'absorbant riche Q₂ :

D'après l'équation globale du bilan thermique:

$$Q_1 + Q_3 + Q_{a b s} = Q_4 + Q_2 ;$$

$$\Rightarrow Q_2 = Q_1 + Q_3 + Q_{a b s} - Q_4 ;$$

$$Q_2 = 896370,86 \text{ (kcal/h)}$$

6- Calcul de la température de sortie de l'absorbant riche t_s :

La température de sortie de l'absorbant riche est donnée par :

$$t_s = t_e + \frac{Q_{a b}}{L_R \cdot \overline{C_{p(ar)}}} \quad (43)$$

Où :

t_e : La température d'entrée de l'absorbant pauvre = 30°C.

$Q_{a b}$: La quantité de chaleur dégagée par la réaction d'absorption = 34559,03 kcal / h.

L_R : Le débit massique de l'absorbant riche = 62580,88 kg/h.

$\overline{C_{p(ar)}}$: Chaleur spécifique moyenne de l'absorbant riche.

Connaissant la quantité de chaleur éliminée par l'absorbant riche $H_{A R}$, on calcule sa température.

$$H_{A R} = \frac{Q_2}{L_R} = 14,32 \text{ kcal / kg.}$$

La température correspondante à cette enthalpie est déterminée graphiquement sur l'abaque général d'enthalpie (voir l'annexe V), $t = 42^\circ\text{C}$ dont la chaleur spécifique moyenne égale à :

$$\overline{C_{p(ar)}} \frac{H_{A R}}{t} = 0,34 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C.}$$

On trouve finalement la température de l'absorbant riche à la sortie:

$$t_s = 31,62^\circ\text{C}$$

7- Bilan thermique global:

Tableau N °13 : Quantités de chaleur pour le gaz et l'absorbant (riche et pauvre)

Produit		Quantité de chaleur (kcal / h)
Entrée	Gaz riche « Q_3 »	129227,68
	Absorbant pauvre « Q_1 »	827125,21
	Effet thermique « $Q_{a b}$ »	34559,03
Totale		990911,92
Sortie	Gaz pauvre « Q_4 »	94541,06
	Absorbant riche « Q_2 »	896370,86
Total		990911,92

IV-5. Dimensionnement de l'absorbeur :

L'absorbeur à calculer est un absorbeur à plateaux.

Le dimensionnement de l'absorbeur comprend le calcul du diamètre et la hauteur de la colonne.

1-calculation du diamètre de l'absorbeur :

Le diamètre de l'absorbeur « D_a » est calculé en fonction du débit massique du gaz et de sa vitesse dans la section libre entre les plateaux.

La section de l'absorbeur au-dessous du plateau inférieur est plus chargée en gaz, le diamètre de l'absorbeur à cet endroit est donné par :

$$D_a = \sqrt{\frac{4 V_{e c}}{\pi w_a}} \quad (\text{m}) \dots\dots\dots(44)$$

Où :

$V_{s e c}$: Débit volumique du gaz (m³/s) ;

w_a : vitesse admissible du gaz dans la section de la colonne (m/s) ;

2-Calcul de w_a la vitesse linéaire admissible :

La vitesse admissible des vapeurs est déterminée à l'aide de la formule de SOUDRES et BROWN :

$$w_a = k'_v \sqrt{\frac{\rho_{a r} - \rho_{g r}}{\rho_{g r}}} \quad (\text{m/s}) \dots\dots\dots(45)$$

Où :

k'_v : Facteur de « brown » déterminé en fonction de l'espacement entre deux plateaux (voir l'annexe VI), $k'_v = 0,052$ (Espacement entre deux plateaux = 0,45 m).

$\rho_{a r}$: Masse volumique de l'absorbant riche à $t_s = 31,62$ °C (c'est la masse volumique de la phase liquide sur le premier plateau).

$$\rho_{4(a r)}^2 = 0,8755 \quad \Longrightarrow \quad \rho_{4(a r)}^{31,62} ?$$

La masse volumique relative est donnée par la relation suivante :

$$\rho_{4(a r)}^t = \rho_{4(a r)}^2 \alpha (t - 20)$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \rho_{4(a r)}^2 = 0,00067 ;$$

Donc :

$$\rho_{4(a r)}^{31,62} = 0,8755 - 0,00067(31,62 - 20) = 0,8678$$

La masse volumique de l'absorbant riche à $t = 31,62$ °C, est $\rho_{4(a r)}^{31,62} = 0,8678$ kg / l

Avec α est le coefficient de correction.

$\rho_{g r}$: Masse volumique du gaz riche. Elle est donnée par la formule suivante :

$$\rho_{g r} = \frac{M_{m o y} P_{a b} T_0}{22,4 P T_e} \dots\dots\dots(46)$$

Avec :

T_e : Température d'entrée du gaz, $T_e = 50^\circ\text{C} = 323,15^\circ\text{K}$.

$M_{m o y}$: Masse moléculaire du gaz = 29,82 g / mole.

P_0, T_0 : Température et pression aux conditions normales.

$P_{a b}$: Pression dans l'absorbeur = 1,2 atm.

$$\rho_{g r} = 1,35 \text{ g/l.}$$

On trouve la vitesse admissible $w_a = 1,31$ m/s.

➤ **Calcul du débit volumique des vapeurs (m³/s):**

Il est donné par la relation suivante :

$$V_{sec} = (22,4 \cdot G_R \cdot T_m \cdot P_0) / (3600 \cdot T_0 \cdot P \cdot M_{moy})$$

G_R : Débit de gaz riche (m³ /h).

T_m : Température moyenne de l'absorption.

T_0 et P_0 : Température et pression dans les conditions normales.

P : Pression de service

M_{moy} : masse molaire moyenne du gaz riche.

$$V_{sec} = 0,29 \text{ m}^3/\text{s}$$

On trouve la section : $S = V_{sec} / W_a$

$$S = 0,22 \text{ m}^2$$

$$D = 0,54 \text{ m}$$

Le diamètre normalisé est 0,54 m, le diamètre réel est de 1m

La colonne est surdimensionnée, elle peut donc traiter un débit de gaz élevé

3-Calcul de la hauteur de la colonne :

L'absorbeur est principalement constitué de 03 parties :

- la zone garnie de plateaux (h_a) ;
- la zone au-dessous de cette zone (h_2) ;
- la zone au dessus de la première zone (h_1).

$$H = h_1 + h_2 + h_a .$$

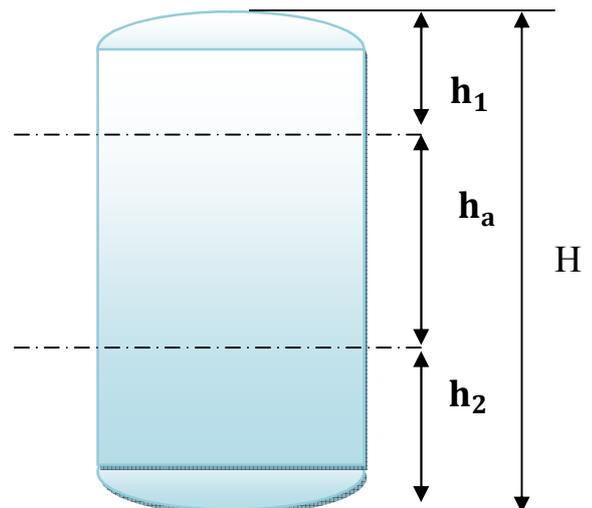


Figure 08:Schéma explicatif de la hauteur de la colonne

➤ **Détermination de la hauteur h_a :**

Elle est déterminée par la formule suivante:

$$h_a = (N_r - 1) h_p \dots\dots\dots(47)$$

Où:

h_p : Distance entre deux plateaux $h_p = 0,45\text{m}$;

N_r : Nombre de plateaux réels = 10 plateaux ;

$$h_a = 4,05 \text{ m}$$

➤ **Détermination de la hauteur h_2 :**

Cette hauteur peut être divisée en trois parties:

- **Hauteur du fond elliptique h_2' :**

Elle est déterminée en fonction du diamètre de la colonne, telle que : $\frac{h_2'}{D_a} = 0,35$.

$$h_2' = 0,35 \times D_a$$

$$h_2' = 0,35 \text{ m.}$$

- **Hauteur du tronçon rempli du liquide (h_2'') :**

Elle peut être calculée en fonction du temps de séjour « τ » du liquide au fond de la colonne.

$$V_{a r} = \frac{L_R \tau}{\rho_{a r} \cdot 60} \dots \dots \dots (48)$$

Où:

$V_{a r}$: Volume de l'absorbant riche en (m³).

τ : Temps en minutes égale à 1,00 min.

L_R : Le débit massique de l'absorbant riche en (kg/h).

$\rho_{a r}$: La masse volumique de l'absorbant riche.

$$V_{a r} = 1,201 \text{ m}^3.$$

La section :

$$S = \frac{\pi D_a^2}{4} = 0,78 \text{ m}^2.$$

$$h_2'' = \frac{V_{a r}}{S} = 1,53 \text{ m}.$$

$$h_2'' = 1,53 \text{ m}.$$

- **Hauteur de sécurité h_s :**

C'est la hauteur entre le plateau inférieur et le niveau du liquide qui est égale à ($h_s=0,8$ m).

Donc :

$$h_2 = h_2' + h_2'' + h_s$$

$$h_2 = 2,68 \text{ m}$$

➤ **Détermination de la hauteur h_1 :**

La hauteur de la zone situant au dessus du plateau supérieur et qui remplace en général un piège à gouttelettes (filtre), cette hauteur est comprise entre 0,9 et 1,2m on prend **$h_1=1,1$ m.**

La hauteur de la colonne H:

$$H = h_1 + h_2 + h_a = 7,83 \text{ m.}$$

$$H = 7,83 \text{ m.}$$

V-1. Introduction :

Le problème de dimensionnement thermique dans une installation industrielle consiste d'abord, à sélectionner le type d'échangeur adopté au problème posé, puis vient la phase dimensionnement thermique proprement dite. Elle est destinée à fixer par calcul la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance sur les fluides considérés.

V-2. Etude du problème de recyclage de l'absorbant riche :

Afin de maintenir la température de l'absorbant à recycler, qui sort du fond de l'absorbeur à une température $T_e = 31,62^\circ\text{C}$, on doit installer un échangeur intermédiaire à eau (Echangeur à contre courant), l'eau entre à une température $t_e = 10^\circ\text{C}$ avec un débit de 2370kg/h et une chaleur spécifique de 4202 J/kg.°C.

Le but est de déterminer la surface d'échange nécessaire et la température de sortie de l'eau.

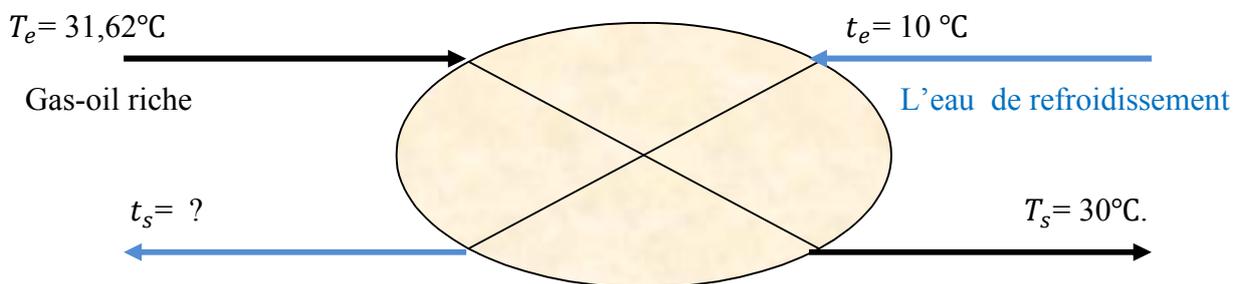


Figure 09 : schéma explicatif de l'échangeur de chaleur

Pour déterminer la température de sortie de l'eau on a besoin de calculer la puissance thermique échangée, on peut immédiatement faire le bilan enthalpique de l'absorbant riche, entre l'entrée et la sortie. La puissance thermique cédée par l'absorbant est : $P_u = L_R \cdot C_{pg} \cdot (T_s - T_e)$

Avec : L_R : débit de l'absorbant riche.

C_{pg} : chaleur spécifique de l'absorbant

On ne peut pas calculer la puissance thermique, car on n'a pas la chaleur spécifique donc on est obligé de la calculer.

V-2-1. Courant chaud:

Tableau N°14 : caractéristiques de l'absorbant riche :

Débit massique	G= 62580,88 kg/h
Masse volumique	$\rho = 875,5 \text{ Kg/m}^3$
Température d'entrée	$T_e = 31,62^\circ\text{C}$
Température de sortie	$T_s = 30^\circ\text{C}$.
La viscosité cinématique $\nu(310,93^\circ\text{K})$	$7,21 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
La viscosité cinématique $\nu(372,04^\circ\text{K})$	$2,7939 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
Température moyenne	$T_m = (31,62 + 30) / 2 = 30,81^\circ\text{C}$

1-Calcul de la chaleur spécifique :

➤ **Courant chaud $\overline{C_p^{g0}}$:**

$T_m = 30,81^\circ\text{C}$.

$\rho_1^{1.5} = \rho_4^2 + 5\alpha = \rho_4^2 + 5(0,001828 - 0,00132\rho_4^2)$.

$\rho_1^{1.5} = 0,8755 + 5(0,001828 - 0,00132 \cdot 0,8755) = 0,8788$.

$\rho_1^{1.5} = 0,8788$.

$\overline{C_p^{g0}} = \frac{1}{\sqrt{\rho_1^{1.5}}} (0,403 + 0,00081 T_m) = 0,4564 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$;

$\overline{C_p^{g0}} = 0,4564 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$.

A.N:

Pu=53,72 kw

On admet que cette puissance est intégralement cédée par le solvant riche (hypothèse de l'échangeur sans pertes).

2-Calcul de la température de sortie de l'eau:

A partir de cette relation : **Pu=m_{eau}.C_{Peau}(t_s-t_e)** qu'on peut déduire t_s, Donc t_s=29,41°C

V-3. Bilan thermique:

Q_{reçu} = m_{eau} $\overline{C_p^{ea}}$ (t_e - t_s)(49).

Q_{reçu}: La quantité de chaleur reçue par le courant froid (kcal/h).

$\overline{C_p^{ea}}$: La chaleur spécifique du courant froid (l'eau) en (kcal/kg.°C).

$\rho_1^{1.5} = 0,99946$.

$\overline{C_p^{ea}} = 0,4202 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$.

Q_{reçu}=19329,91 kcal/h

Q_{éd} = L_R $\overline{C_p^{g0}}$ (T_e - T_s)(50).

Q_{éd}: La quantité de chaleur cédée par le courant chaud (kcal/h).

$\overline{C_p^{g0}}$: La chaleur spécifique du courant chaud (le gas-oil) calculer en (kcal/kg.°C).

Q_{éd}=46270,30 kcal/h

1- Calcul de la différence de température logarithmique moyenne:

On peut alors calculer la différence de température logarithmique moyenne ΔT_{LM} entre les deux fluides.

$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{max} \Delta T_{min}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}}$ (51)

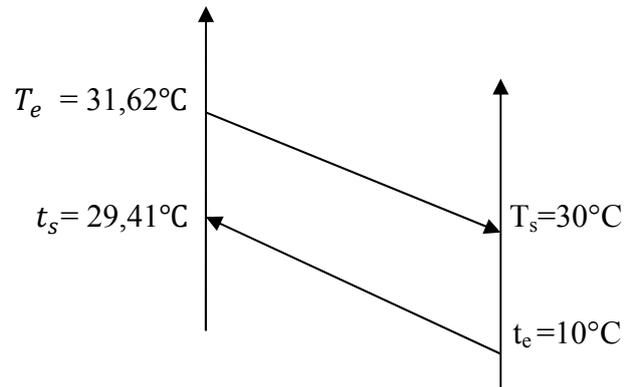
$$\Delta T_1 = T_e - t_s = 31,62 - 29,41 = 2,21^\circ\text{C}.$$

$$\Delta T_2 = T_s - t_e = 30 - 10 = 20^\circ\text{C}.$$

Donc :

$$\Delta T_{m \text{ a } \bar{x}} = 20^\circ\text{C}.$$

$$\Delta T_{m \text{ i } \bar{n}} = 2,21^\circ\text{C}.$$



$$\frac{\Delta T_{m \text{ a } \bar{x}}}{\Delta T_{m \text{ i } \bar{n}}} > 2.$$

On obtient donc :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{m \text{ a } \bar{x}} \Delta T_{m \text{ i } \bar{n}}}{2,31 \frac{\Delta T_{m \text{ a } \bar{x}}}{\Delta T_{m \text{ i } \bar{n}}}} = 8,08^\circ\text{C}$$

➤ Correction de la ΔT_{LM} :

$$\Delta T_{LM \text{ r } \bar{e} \bar{e} \bar{t}} = F \cdot \Delta T_{LM \text{ e } \bar{e}} \dots \dots \dots (52).$$

Où :

F : Facteur de correction. $F = f(R, P)$;

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = 0,08.$$

$$E = \frac{t_s - t_e}{T_e - T_s} = 0,89.$$

A partir de l'abaque de référence (voir l'annexeVII), on trouve $F = 0,99$.

$$\Delta T_{LM \text{ r } \bar{e} \bar{e} \bar{t}} = 7,99^\circ\text{C}.$$

La puissance thermique **Pu** de l'échangeur est liée à ΔT_{LM} par la relation : $Pu = U.S.\Delta T_{LM}$

Seul le produit U.S est donc connu : $U.S = 53720/7,99 = 6723,40 \text{ w/c}$

V-4. Détermination des paramètres physiques de l'absorbant (ρ, C_p, μ, λ) :

➤ Courant chaud :

➤ $\rho_4^{T_m}$:

$$T_m = 30,81^\circ\text{C}.$$

$$\rho_4^{20} = 0,8755.$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 (0,8755) = 0,00067.$$

$$\rho_4^{T_m} = 0,8683.$$

➤ $C_p^{20} = 0,4564 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}.$

➤ la viscosité dynamique μ : $\mu = \rho \cdot \nu$

$$\log \frac{\nu_{T_1}}{\nu_{T_2}} = k \log \frac{T_2}{T_1} \quad \text{Formule de Grosse.....(53).}$$

• Calcul de K :

$$k = \frac{10^{\frac{\nu_{T_1}}{T_2}}}{10^{\frac{\nu_{T_2}}{T_1}}} = 5,28.$$

$$T_m = 30,81 \text{ °C} = 303,96 \text{ °K.}$$

$$\log \frac{\nu_{T_1}}{\nu_{T_m}} = k \log \frac{T_m}{T_1}$$

On obtient la viscosité cinématique à T_m : $\nu_{T_m} = 10^{\left(10^{\frac{\nu_{T_1}}{T_1}} - 1\right) \cdot 10^{\frac{T_m}{T_1}}} = 7,378 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}.$

Ensuite, on calcule la viscosité dynamique :

$$\mu_{T_m} = \rho_{T_m} \nu_{T_m} = 64,06 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m \cdot s}$$

$$\mu_{T_m} = 64,06 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s .$$

➤ La conductibilité thermique λ :

La conductibilité thermique est calculée par la formule suivante :

$$\lambda_{T_m} = \frac{0,10}{\rho_{T_m}^{1/5}} (1 - 0,00054 T_m) \quad \text{.....(54).}$$

$$\rho_{T_m}^{1/5} = 0,8789.$$

$$T_m = 30,81 \text{ °C.}$$

$$\lambda_{T_m} = 0,1130 \text{ kcal/m.h.°C .}$$

Tableau N°15 : caractéristiques physiques du fluide chaud

Paramètres	Valeur à (T_m)	Unité
Masse volumique ρ	868,3	kg/m ³
Chaleur spécifique $\overline{C_p}^g$	0,4564	kcal / kg . °c
Viscosité cinématique ν_{T_m}	$7,378 \cdot 10^{-6}$	m ² / s
Viscosité dynamique μ_{T_m}	$64,06 \cdot 10^{-4}$	Pa . s
Conductibilité thermique λ_{T_m}	0,1130	kcal / m .h.°c

V-5.Calculs des caractéristiques physiques de l'eau :

Dans ce tableau ci-dessous on trouve quelques valeurs utiles pour le calcul des caractéristiques physiques de l'eau :

Tableau N°16 : valeurs utiles pour le calcul des caractéristiques physiques de l'eau

Masse volumique	$\rho = 996,9 \text{ Kg/m}^3$
Température d'entrée	$t_e = 10 \text{ °C}$
Température de sortie	$t_s = 29,41 \text{ °C}$
La viscosité cinématique ν (310,93°K)	$0,6811 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
La viscosité cinématique ν (372,04 °K)	$0,2867 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

➤ **Courant froid :**

- $\rho_4^{t_m}$:

$$t_m = 19,70 \text{ °C.}$$

$$\rho_4^{20} = 0,9969.$$

$$\alpha = 0,00051.$$

$$\rho_4^{t_m} = 0,9964.$$

- $\overline{C_p^{eau}} = 0,4202 \text{ kcal/kg.°C.}$

- **la viscosité dynamique μ :** $\mu = \rho \cdot \nu$

$$\log \frac{\nu_{T_1}}{\nu_{T_2}} = k \log \frac{T_2}{T_1} \Rightarrow k = \frac{\log \frac{\nu_{T_1}}{\nu_{T_2}}}{\log \frac{T_2}{T_1}}$$

$$\implies k = 4,82.$$

$$t_m = 19,70 \text{ °C} = 292,85 \text{ °K.}$$

$$\log \frac{\nu_{T_1}}{\nu_{t_m}} = k \log \frac{t_m}{T_1}$$

De la même manière, on calcule la viscosité cinématique à t_m

$$\nu_{t_m} = 10^{\left(\log \nu_{T_1} - 1 \cdot \log \frac{t_m}{T_1} \right)} = 0,721 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

Ensuite on trouve la viscosité dynamique en utilisant la formule suivante :

$$\mu_{t_m} = \rho_4^{t_m} \nu_{t_m} = 8,866 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

$$\mu_{t_m} = 7,185 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

➤ **La conductibilité thermique λ :**

$$\lambda_{t_m} = \frac{0,10}{\rho_1^{1/5}} (1 - 0,00054 t_m) \dots\dots\dots(55).$$

$$\rho_1^{1/5} = 0,99946.$$

$$t_m = 19,70 \text{ °C.}$$

$$\lambda_{t_m} = 0,0999 \text{ kcal/m .h .}^\circ\text{c.}$$

Tableau N°17: Valeurs des caractéristiques physiques de l'eau

Paramètres	Valeur à (t _m)	Unité
Masse volumique ρ	996,4	kg/m ³
Chaleur spécifique $\overline{C_p^e}$	0,4201	kcal / kg .°C
Viscosité cinématique v _{t_m}	0,721 . 10 ⁻⁶	m ² /s
Viscosité dynamique μ _{t_m}	7,185 . 10 ⁻⁴	Pa. S
Conductibilité thermique λ _{t_m}	0,0999	kcal / m .h. °c

V-6.Calculs des coefficients de transmission thermique :

➤ **Coté tube :**

- 1-on évalue le nombre de PRANDTL de l'absorbant à partir de ses propriétés physiques :

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} = 107,71$$

Avec k : conductivité thermique

On fait à priori le choix de la disposition constructive la plus simple : un échangeur « double tube » à contre courant.

2-Le débit volumique a pour valeur $L_R = G/\rho = 0,020 \text{ m}^3/\text{s}$.

3-Etudions la variation du nombre de REYNOLDS de l'écoulement dans le tube central en fonction du diamètre intérieur D_i de ce tube :

$$R_e = \frac{\rho U D_h}{\mu}$$

On choisit un tube normalisé à partir de l'annexe VIII

Di m	S m ²	U m/s	Re
0,0355	9,93.10 ⁻⁴	20,14	97074

L'écoulement est turbulent, avec un nombre de Reynolds :R_e=97074

4-La connaissance des nombre de PRANDTL et de REYNOLDS permet alors de calculer le nombre de NUSSELT :

$$Nu = \frac{h_c D_h}{\lambda}$$

De l'écoulement dans ce tube, à partir de la formule de COLBURN :

$$Nu = 0,023 P_r^{1/3} R_e^{0,8} = 1068,63$$

Le coefficient d'échange par convection entre l'absorbant et la paroi du tube dans laquelle cet absorbant s'écoule est donc :

$$h_c = \frac{\lambda N_u}{D_h} = 3401,55 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

➤ **Côté calandre(eau) :**

Tableau N°18 : Propriétés physiques de l'eau

Température moyenne T_m °C	Masse volumique ρ kg/m ³	Viscosité dynamique μ kg/(m.s)	Chaleur massique C_p J/ (kg. °C)	Conductivité thermique λ W/(m ² .°C)
19,70	996,4	8,86.10 ⁻⁴	4202	0,099

5-On évalue le nombre de PRANDTL, de l'eau, à partir de ses propriétés physiques :

$$Pr = \frac{\mu C_{p_{\text{Eau}}}}{\lambda} = 3,76$$

Le débit volumique d'eau a pour valeur :

$$Q_{\text{Eau}} = \frac{\dot{m}_{\text{Eau}}}{\rho} = 0,00066 \text{ m}^3/\text{s}$$

Etudions la variation du Nombre de REYNOLDS de l'écoulement d'eau dans l'espace annulaire, en fonction du diamètre intérieur D_e du tube extérieur.

$$Re = \frac{\rho U D_h}{\mu} \quad D_h = 4 R_H = 4 \cdot \frac{\text{section de passage}}{\text{périmètre mouillé}} = 4 \cdot \frac{\pi/4 (D_i^2 - d_e^2)}{2\pi(D_i + d_e)} = \frac{1}{2} (D_i - d_e)$$

D_h : est le diamètre hydraulique de la section droite.

D_i : est le diamètre intérieur du gros tube (extérieur).

d_e : le diamètre extérieur du petit tube (intérieur).

Comme on a choisi pour le tube central : $d_i=0,035 \text{ m}$, on aura $d_{ex}=0,038 \text{ m}$

Un tube externe de 60 mm de diamètre conduit aux valeurs suivantes :

$$\text{Section de passage} = \frac{\pi}{4} (D_i^2 - d_e^2) = 0,0016 \text{ m}^2$$

$$\text{Vitesse moyenne de l'eau} = Q_{\text{Eau}} / \text{Section de passage} = 0,37 \text{ m/s}$$

$$\text{Diamètre hydraulique} = \frac{1}{2} (D_i - d_e) = 0,011 \text{ m}$$

$$\text{Nombre de Reynolds} = \frac{\rho_{\text{Eau}} U_{\text{Eau}} D_h}{\mu_{\text{Eau}}} = 4618,75$$

L'écoulement est turbulent, avec un nombre de $R_e=4618,75$

La connaissance des nombres de PRANDTL et de REYNOLDS permet alors de calculer le

$$\text{nombre de NUSSELT} : Nu = \frac{h_f D_h}{k}$$

A partir de la formule de COLBURN, concernant les écoulements dans un tube:

$$Nu = 0,023 P_r^{1/3} R_e^{0,8} = 30,55$$

Le coefficient d'échange par convection entre l'eau et la paroi du tube dans laquelle l'absorbant s'écoule est donc :

$$h_{\text{eau}} = \frac{\lambda_E \cdot \text{Nu}}{D_h} = 274,95 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

La paroi du tube central (38,1 mm/35,6 mm) a une épaisseur $e = 1,24$ mm. Ce tube est en Aluminium de conductivité thermique $\lambda = 238 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, d'où un coefficient de conduction :

$$\frac{e}{k_t} = 5,21 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$$

V-7. Calcul du coefficient global d'échange U :

La surface d'échange S est unique, que l'on regarde côté absorbant ou côté eau. C'est la surface latérale du tube interne.

Il faut tenir compte aussi des résistances d'encrassement sur chacune des deux parois du tube intérieur. Nous prendrons :

$$R_{\text{eau}} = R_{\text{gasoil}} = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Le coefficient global d'échange U est alors donné par la relation :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_e} + R_{\text{eau}} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_g} + R_{\text{gasoil}}}$$

On obtient :

$$U = 943,39 \text{ w}/(\text{m}^2 \cdot \text{c})$$

V-8. Calcul de la surface d'échange :

On peut maintenant déduire la surface d'échange S nécessaire :

$$S = \frac{U \cdot S}{U}$$

$$S = 7,12 \text{ m}^2$$

V-9. Description de l'échangeur utilisé :

Les échangeurs de chaleur à faisceau tubulaire et calandre sont des modèles largement répandus. Ils sont utilisés dans l'industrie chimique et pharmaceutique, dans les raffineries et dans les installations techniques de processus. Les échangeurs de chaleur à faisceau tubulaire présentent l'avantage de :

- Proposer une grande surface de transfert de chaleur et un design compact.
- Le nettoyage de l'échangeur tubulaire peut se faire très simplement, soit par des procédés chimiques particulièrement efficaces. Soit par démontage des faisceaux et calandre lorsqu'un nettoyage manuel est nécessaire.
- La maintenance des échangeurs à faisceaux et calandre est facile et moins coûteuse, par rapport aux autres types d'échangeurs.

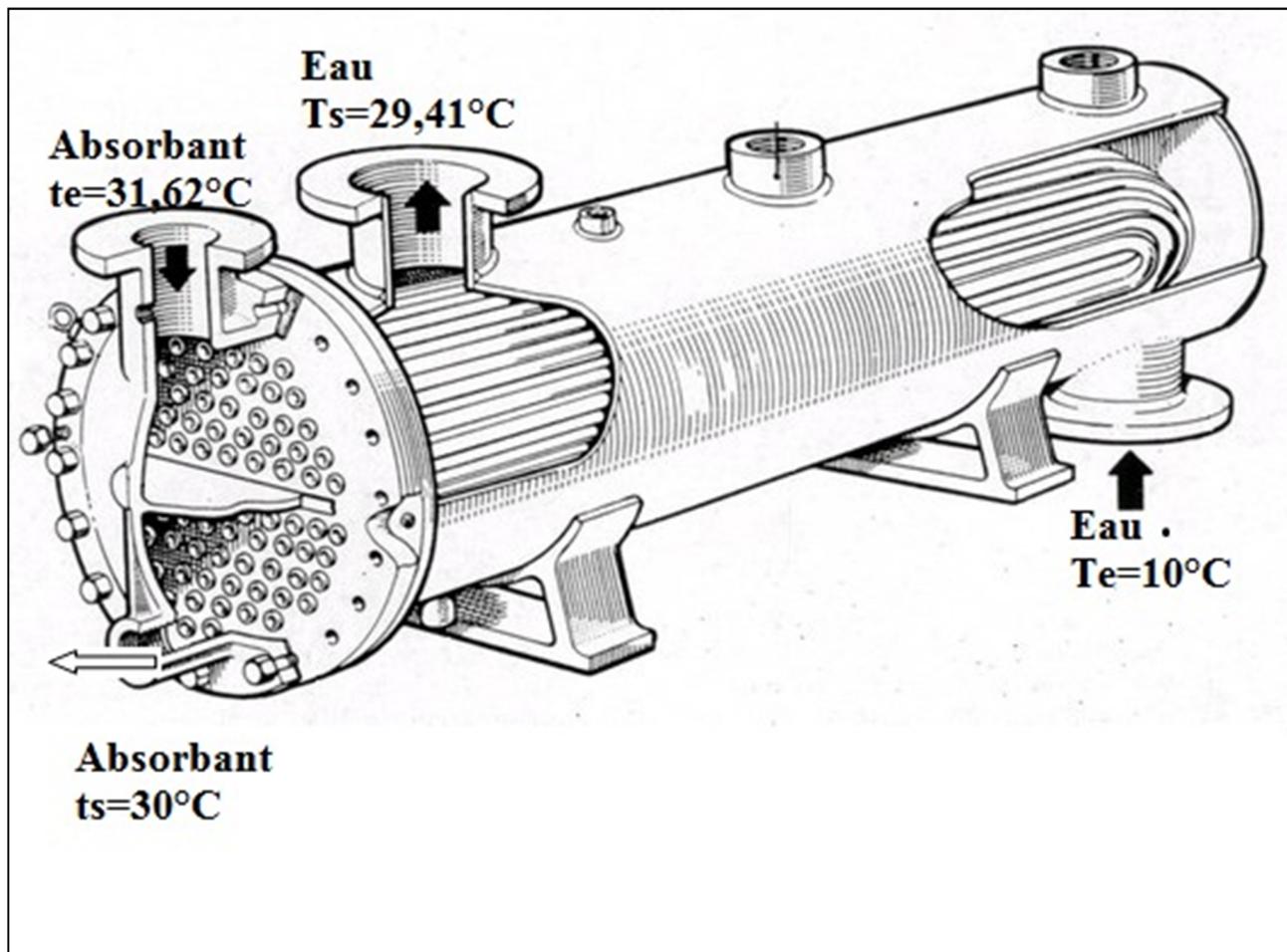


Figure 10 : Echangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre

Conclusion :

Le stage que nous avons pu décrocher au niveau de la raffinerie de Skikda nous a été très bénéfique. Nous avons pu prendre conscience des conditions de travail du personnel et de l'encadrement, des problèmes rencontrés et des contraintes liées au fonctionnement des unités.

Ce stage nous a permis de nous rendre compte encore plus sur les nécessités de maîtriser le côté théorique pour comprendre et analyser les problèmes rencontrés afin d'apporter les solutions adéquates.

On s'est intéressé à l'unité 70 (unité de bitume), où en concertation avec les responsables de l'unité, on nous a demandé de prendre en charge le problème posé par l'incinérateur.

Après étude de la problématique, il s'est avéré que le problème se trouve au niveau des gaz provenant de l'oxydateur du bitume.

La solution idéale serait de minimiser au maximum l'entraînement des composants (sulfurés, azotés,...) dans les gaz destinés à l'incinération.

On a proposé un traitement composant : une colonne d'absorption à plateaux, un échangeur (réfrigérant), une pompe pour recycler l'absorbant, instrumentation adéquate, utilisation du gas-oil de l'unité comme agent absorbant et utilisation de l'eau comme agent réfrigérant.

On a pu dimensionner les différents éléments composant le système de traitement des gaz avant leur incinération dont la proposition est la suivante :

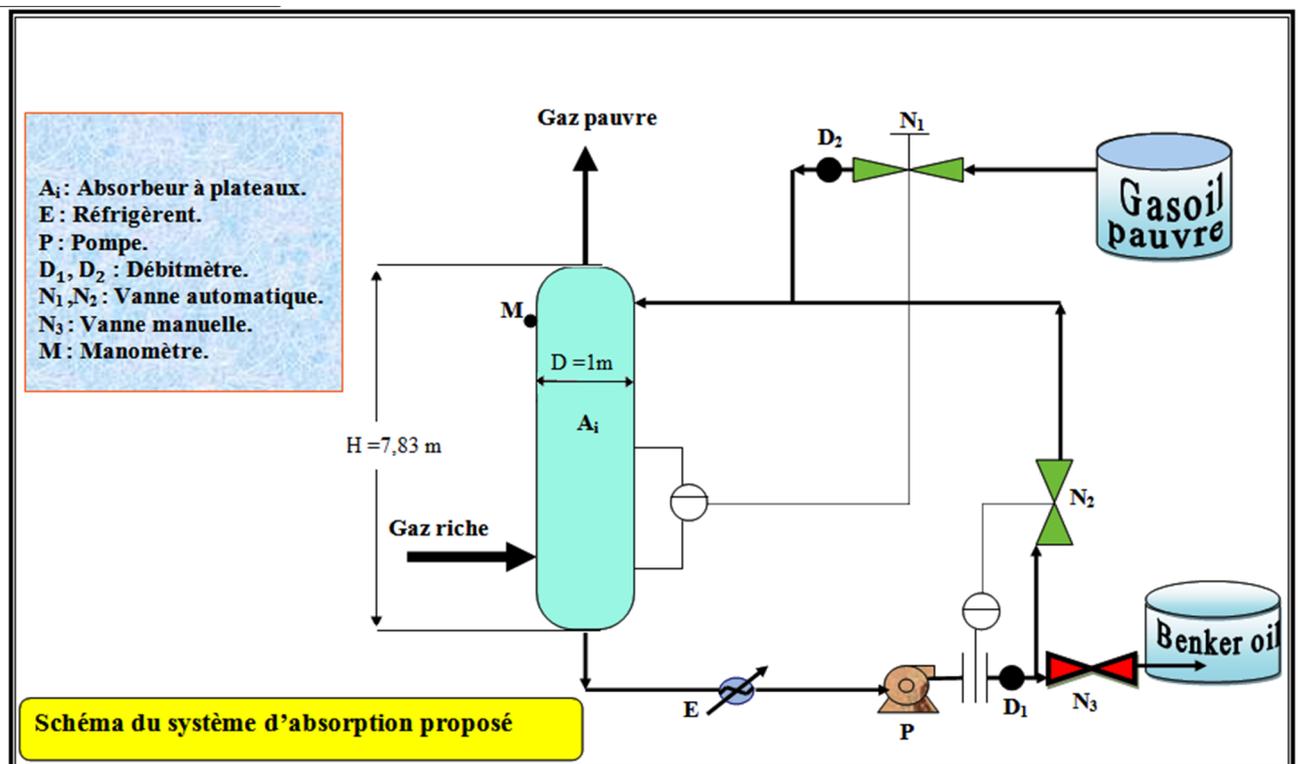


Figure 11 : schéma du système d'absorption traité

[1] :L'industrie du raffinage du pétrole Tome I, Edition Technip , Xavier NORMAND et Albin TREIL « 1994 »

[2] : Revue SONATRACH SAHARA BLEND et produits dérivés « 2eme Edition 2007 »

[3] : Mémoire de fin d'études d'ingénieur d'état (université de Bejaia), option: Génie chimique, thème : étude et recalcul de l'unité Magnaforming de la raffinerie de Skikda en vue d'augmenter sa capacité de 10%, présenté par Mrs Y.OUALI et R.TAGHERBIT, encadrés par Mr H.ATEK « JUIN 1994 »

[4] : Mémoire de fin d'études d'ingénieur d'application (IAP de Skikda), option : Pétrochimie et raffinage, thème : Etude de bouchage de l'oxydateur, présenté par Mr M.BOUGUEDAH, encadré par M.T AKERDIDA « promotion 1997 »

[5] : Manuel opératoire de l'unité 70 « Septembre 2004 »

[6] : Le génie chimique applique au traitement des effluents industriels gazeux, éditions CEBEDOC Liege Belgique « 1977 »

[7] : TOUTOU Samir, BOURDIH Mebrouk, Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en génie mécanique, thème ' Etude comparative entre deux types d'échangeur ' « Juin 2006 ».

[8] : « Généralités sur le transport et le transfert de l'énergie thermique », Université Technologique de Compiègne – UTC, Polycopie de cours de transfert thermique à l'université A.MIRA de Bejaia, Master 1 (génie mécanique) « 2010»

[9] : Raffinage et génie chimique P.WUITHIER Tome I « Edition Technip 1972 Paris»

Documents personnels de Mr S.GUEMOUNI 1977

[10] : Techniques de l'ingénieur « absorption avec réaction chimique »

[11] : Raffinage et génie chimique P.WUITHIER Tome II « Edition Technip 1972 Paris»

[12] : Standard HANDBOOK of pétroleum and natural gas engineering william C.LYONS and Gary J.PLISGA « second edition »

[13] : Heat Transfert Text book, third edition, John H. Lienhard IV «January 2004»

Annexe II [10]

Tableau 19 : Chaleurs spécifiques à pression constante

$$\hat{C}_{P(g)} = a + bT + cT^2 + dT^3 \text{ (kcal/kmole.}^\circ\text{K)}$$

Hydrocarbures:

	a	b.10 ²	c.10 ⁵	d.10 ⁹	INTERVALLE DE TEMPÉRATURE
Méthane	4,75	1,2	0,303	— 2,63	273-1500°K
Ethane	1,648	4,124	— 1,53	1,74	
Propane	— 0,966	7,279	— 3,755	7,58	
<i>n</i> -Butane	0,945	8,873	— 4,38	8,36	
Isobutane	— 1,89	9,936	— 5,495	11,92	
<i>n</i> -Pentane	1,618	10,85	— 5,365	10,10	
Isopentane	— 2,273	12,434	— 7,097	15,86	
Néopentane	— 3,865	13,305	— 8,018	18,83	
<i>n</i> -Hexane	1,657	13,19	— 6,844	13,78	
Ethylène	0,944	3,735	— 1,993	4,22	
Propylène	0,753	5,691	— 2,91	5,88	
1-Butène	— 0,24	8,65	— 5,11	12,07	
Isobutène	1,65	7,702	— 3,981	8,02	
Butène-2- <i>cis</i>	— 1,778	8,078	— 4,074	7,89	
Butène-2- <i>trans</i>	2,34	7,22	— 3,403	6,07	
Cyclopropane	— 6,481	8,206	— 5,577	15,61	
Cyclopentane	— 12,957	13,087	— 7,447	16,41	
Méthylcyclopentane	— 12,114	15,38	— 8,915	20,03	
Cyclohexane	— 15,935	16,454	— 9,203	19,27	
Méthylcyclohexane	— 15,07	18,972	— 10,989	24,09	
Benzène	— 8,65	11,578	— 7,54	18,54	
Toluène	— 8,213	13,357	— 8,23	19,2	
Ethylbenzène	— 8,398	15,935	— 10,003	23,95	
Styrène	— 5,968	14,354	— 9,15	22,03	
Cumène	— 9,452	18,686	— 11,869	28,8	
<i>o</i> -Xylène	— 3,789	14,291	— 8,354	18,8	
<i>m</i> -Xylène	— 6,533	14,905	— 8,831	20,05	
<i>p</i> -Xylène	— 5,334	14,22	— 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2008	— 1,559	4,349	
Méthylacétylène	4,21	4,073	— 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	3,54	5,838	— 2,76	4,974	
Propadiène	2,43	4,693	— 2,781	6,484	
Butadiène-1-3	— 1,29	8,35	— 5,582	14,24	
Isoprène	— 0,44	10,418	— 6,762	16,93	

Annexe III [10]

Tableau 20 : Substances minérales

	a	b.10 ⁴	c.10 ⁷	d.10 ¹⁰	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Azote	6,903	— 3,753	19,3	— 6,861	273-1800°K
Oxygène	6,085	36,31	— 17,09	— 3,133	273-1800°K
Air	6,713	4,697	11,47	— 4,696	273-1800°K
Hydrogène	6,952	— 4,576	9,563	— 2,079	273-1800°K
Oxyde de carbone	6,726	4,001	12,83	— 5,307	273-1800°K
Gaz carbonique	5,316	142,85	— 83,62	17,84	273-1800°K
Vapeur d'eau	7,7	4,594	25,21	— 8,587	273-1800°K
Soufre biatomique S ₂	6,499	52,98	— 38,88	9,52	273-1800°K
Anhydride sulfureux SO ₂	6,157	138,4	— 91,03	20,57	273-1800°K
Anhydride sulfurique SO ₃	3,918	348,3	— 267,5	77,44	273-1500°K
H ₂ S	7,07	31,28	13,64	— 7,867	273-1800°K
Sulfure de carbone	7,39	148,9	— 109,6	27,6	273-1800°K
Oxysulfure de carbone	6,222	153,6	— 105,8	25,6	273-1800°K
Fluor	6,115	58,64	— 41,86	9,797	273-2000°K
Chlore	6,8214	57,095	— 51,07	115,47	273-1500°K
Brome	8,051	24,62	— 21,28	6,406	273-1500°K
Iode	8,504	13,135	— 10,684	3,125	273-1800°K
HF	7,201	— 11,78	15,76	— 3,76	273-2000°K
HCl	7,244	— 18,2	31,7	— 10,36	273-1500°K
HBr	7,169	— 16,04	33,14	11,61	273-1500°K
HI	6,702	4,546	12,16	— 4,813	273-1900°K
NO	6,461	23,58	— 7,705	0,8729	
N ₂ O	5,758	140,04	— 85,08	25,26	
NO ₂	5,48	136,5	— 84,1	18,8	
N ₂ O ₄	7,9	446	— 271	0	
Cyanogène	9,82	148,58	— 65,71		273-1500°K
Acide cyanhydrique	6,34	83,75	— 26,11		273-1000°K

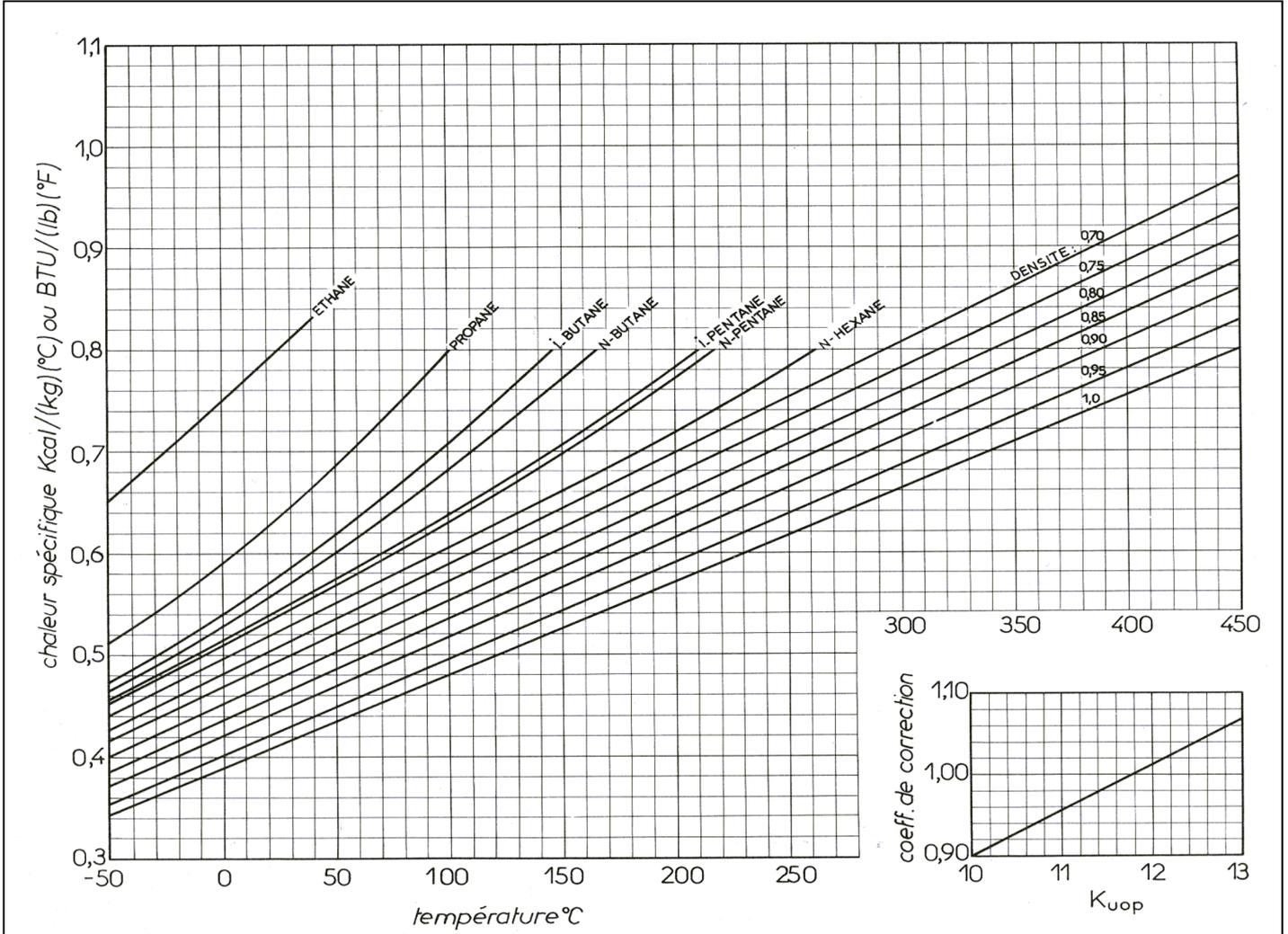
Tableau 21

Composés organiques :

	a	b.10 ²	c.10 ⁵	d.10 ⁹	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Méthanol	4,55	2,186	— 0,291	— 1,92	273-1000°K
Ethanol	4,75	5,006	— 2,479	4,790	273-1500°K
n-propanol	— 1,307	9,235	— 5,8	14,14	273-1500°K
Isopropanol	0,7936	8,502	— 5,016	11,56	273-1500°K
Alcool allylique	0,5203	7,122	— 4,259	9,948	273-1500°K
Formol	5,447	0,9739	0,1703	— 2,078	273-1500°K
Acétaldéhyde	4,19	3,164	— 0,515	— 3,8	273-1000°K
Oxyde d'éthylène	— 1,12	4,925	— 2,389	3,149	273-1000°K
Cétène	4,11	2,966	— 1,793	4,22	273-1500°K
Acétone	1,625	6,661	— 3,737	8,307	273-1500°K
Chlorure de méthyle	3,05	2,596	— 1,244	2,3	273-1500°K
Chlorure de méthylène	4,2	3,419	— 2,35	6,068	
Chloroforme	7,61	3,461	— 2,668	7,344	
CCl ₄	12,24	3,4	— 2,995	8,828	
Nitrile acétique	5,09	2,7634	— 9 111,0		273-1200°K
Nitrile acrylique	4,55	4,1039	— 16 939,0		273-1000°K

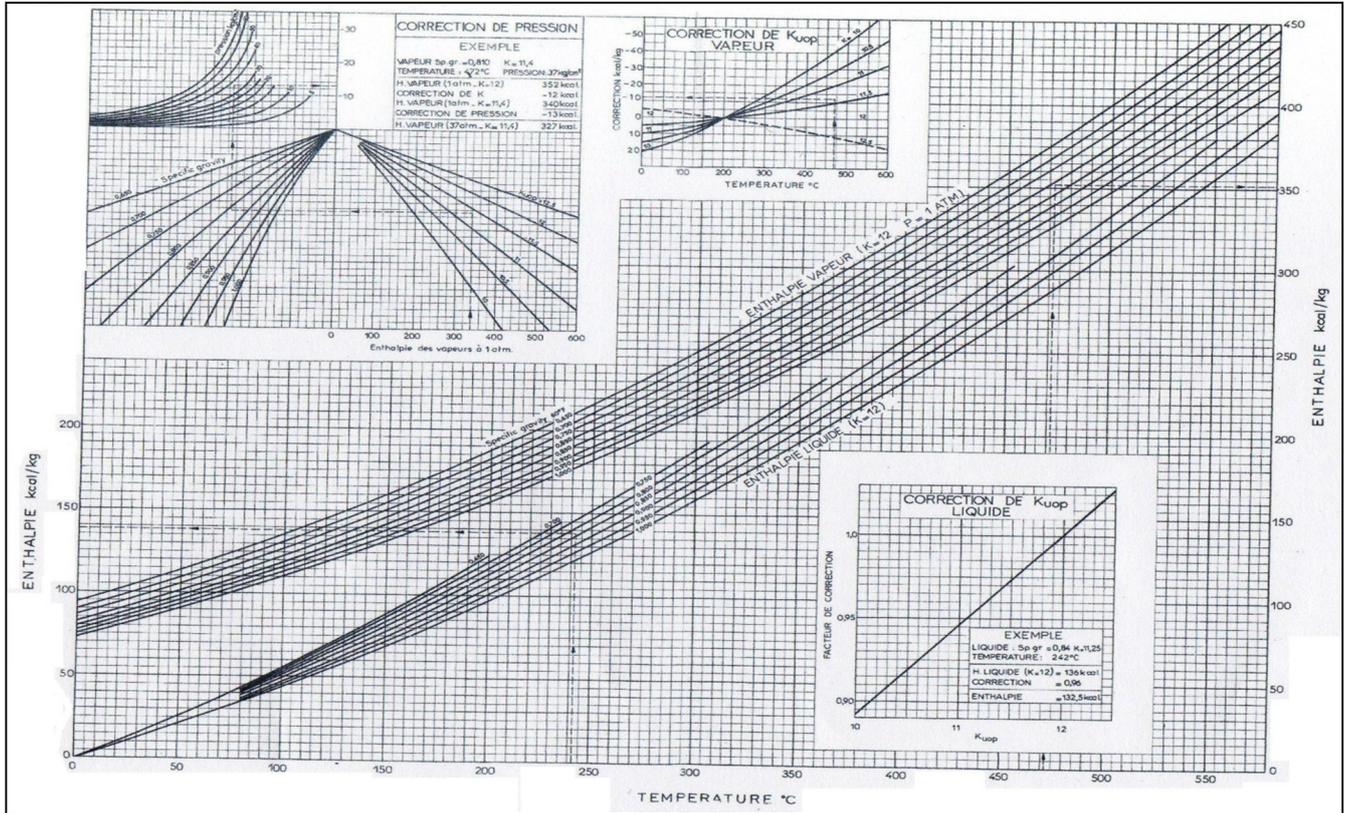
Annexe IV [9]

Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides



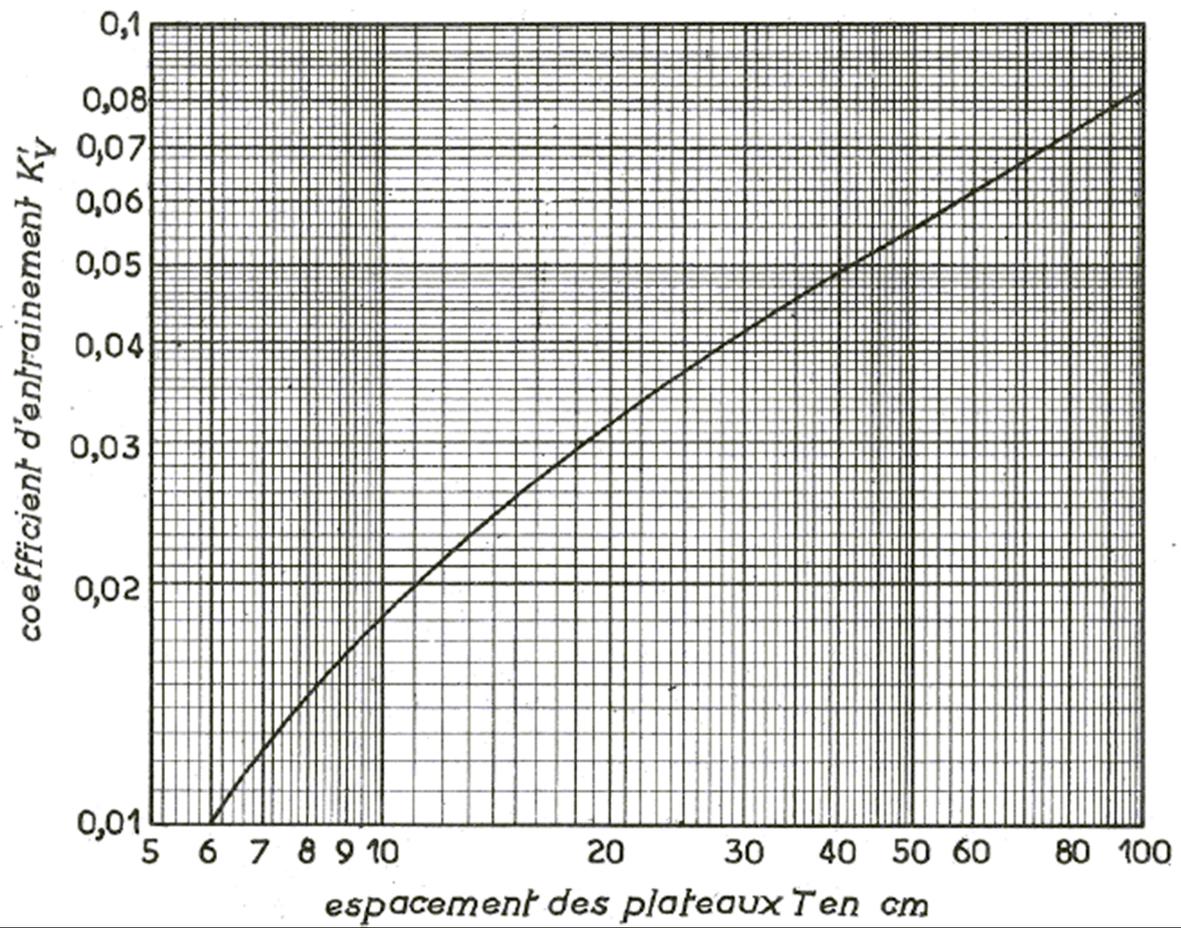
Annexe V [9]

Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières liquides



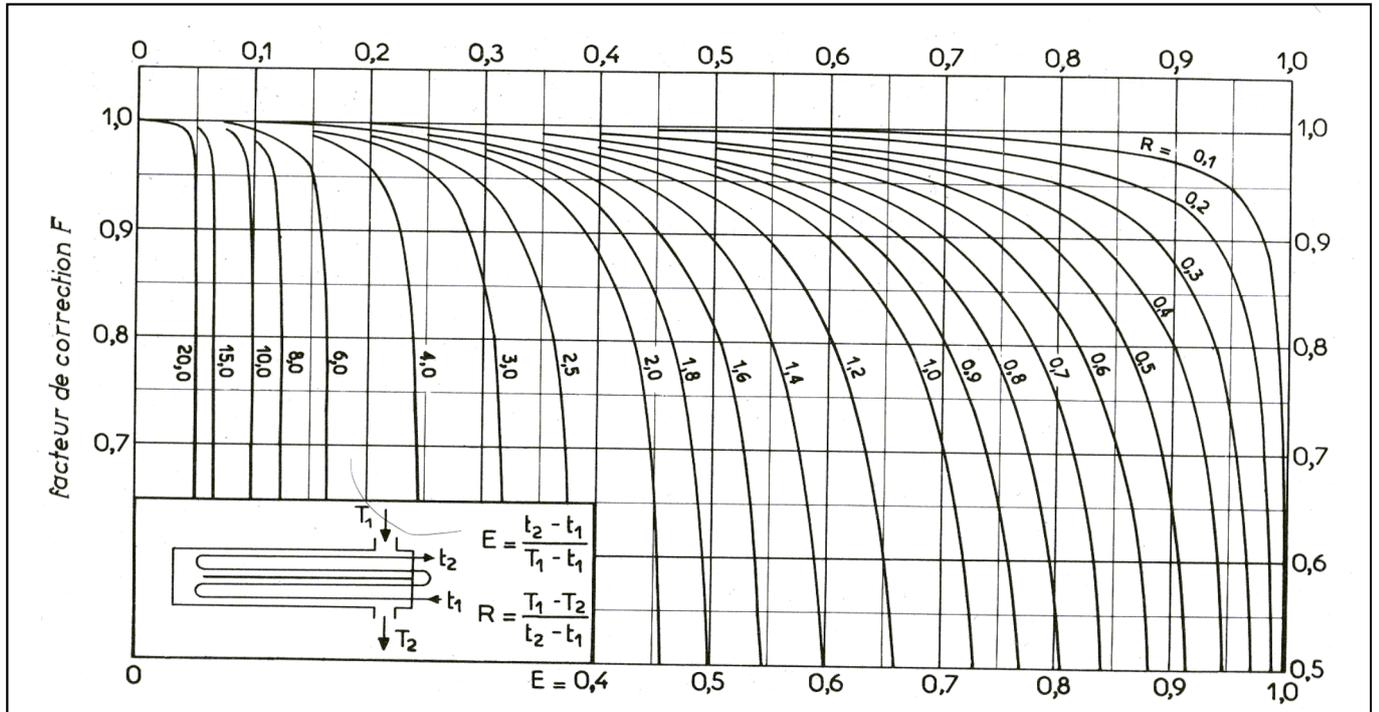
Annexe VI [11]

Corrélation de Souders-Brown



Annexe VII [11]

Détermination du facteur de correction



Annexe VIII [12]

Tableau 22 : constantes physiques des hydrocarbures
Table 6.1.1 Physical Constants of Hydrocarbons

No.	Compound	Formula	1. Molecular Mass	2. Boiling point, °C 101.3250 kPa (abs)	Vapor pressure, kPa (abs) 40°C	3. Freezing point, °C 101.3250 kPa (abs)	Critical constants		
							Pressure, kPa (abs)	Temperature, K	Volume, m ³ /kg
1	Methane	CH ₄	16.043	-161.52(28)	(35,000.0)	-182.47 ^d	4604.0	190.55	0.00617
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-88.58	(6000.0)	-182.80 ^d	4880.0	305.43	0.00492
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-42.07	1341.0	-187.68 ^d	4249.0	369.82	0.00460
4	<i>n</i> -Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	-0.49	377.0	-138.36	3797.0	425.16	0.00439
5	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.124	-11.81	528.0	-159.60	3648.0	408.13	0.00452
6	<i>n</i> -Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	36.06	115.66	-129.73	3369.0	469.6	0.00421
7	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	27.84	151.3	-159.90	3381.0	460.39	0.00424
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	9.50	269.0	-16.55	3199.0	433.75	0.00420
9	<i>n</i> -Hexane	C ₆ H ₁₄	86.178	68.74	37.28	-95.32	3012.0	507.4	0.00429
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.178	60.26	50.68	-153.66	3010.0	497.45	0.00426
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.178	63.27	45.73	—	3124.0	504.4	0.00426
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.178	49.73	73.41	-99.870	3081.0	488.73	0.00417
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.178	57.98	55.34	-128.54	3127.0	499.93	0.00415
14	<i>n</i> -Heptane	C ₇ H ₁₆	100.205	98.42	12.34	-90.582	2736.0	540.2	0.00431
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.205	90.05	17.22	-118.27	2734.0	530.31	0.00420
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.205	91.85	16.16	—	2814.0	535.19	0.00403
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	93.48	15.27	-118.60	2891.0	540.57	0.00415
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	79.19	26.32	-123.81	2773.0	520.44	0.00415
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	80.49	24.84	-119.24	2737.0	519.73	0.00417
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	86.06	20.93	-134.46	2945.0	536.34	0.00413
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.205	80.88	25.40	-24.91	2954.0	531.11	0.00397
22	<i>n</i> -Octane	C ₈ H ₁₈	114.232	125.67	4.143	-56.76	2486.0	568.76	0.00431
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.232	109.11	8.417	-91.200	2486.0	549.99	0.00422
24	Isotane	C ₈ H ₁₈	114.232	99.24	12.96	-107.38	2568.0	543.89	0.00410
25	<i>n</i> -Nonane	C ₉ H ₂₀	128.259	150.82	1.40	-53.49	2288.0	594.56	0.00427
26	<i>n</i> -Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.286	174.16	0.4732	-29.64	2099.0	617.4	0.00424
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.135	49.25	73.97	-93.866	4502.0	511.6	0.00371
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.162	71.81	33.85	-142.46	3785.0	532.73	0.00379
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.162	80.73	24.63	6.554	4074.0	553.5	0.00368
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	96.189	100.93	12.213	-126.59	3472.0	572.12	0.00375
31	Ethene (Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-103.77(29)	—	-169.15 ^d	5041.0	282.35	0.00467
32	Propene (Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-47.72	1596.0	-185.25 ^d	4600.0	364.85	0.00430
33	1-Butene (Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	-6.23	451.9	-185.35 ^d	4023.0	419.53	0.00428
34	<i>cis</i> -2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	3.72	337.6	-138.91	4220.0	435.58	0.00417
35	<i>trans</i> -2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	0.88	365.8	-105.55	4047.0	428.63	0.00424
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	-6.91	452.3	-140.35	3999.0	417.90	0.00426
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.135	29.96	141.65	-165.22	3529.0	464.78	0.00422
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	10.85	269.0	-136.19	(4502.0)	(444.0)	(0.00405)
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	-4.41	434.0	-108.91	4330.0	425.0	0.00409
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	34.07	123.77	-145.95	(3850.0)	(484.0)	(0.00406)
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-84.88 ^e	—	-80.8 ^d	6139.0	306.33	0.00434
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	80.09	24.38	5.533	4898.0	562.16	0.00328
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	110.63	7.895	-94.991	4106.0	591.80	0.00343
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.168	136.20	2.87	-94.975	3609.0	617.20	0.00353
45	<i>o</i> -Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	144.43	2.05	-25.18	3734.0	630.33	0.00348
46	<i>m</i> -Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	139.12	2.53	-47.87	3536.0	617.05	0.00354
47	<i>p</i> -Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	138.36	2.65	13.26	3511.0	616.23	0.00356
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	145.14	1.85	-30.61	3999.0	647.6	0.00338
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.195	152.41	1.47	-96.035	3209.0	631.1	0.00357
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	64.54	35.43	-97.68	8096.0	512.64	0.00368
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.089	78.29	17.70	-114.1	6383.0	513.92	0.00362
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-191.49	—	-205.0 ^d	3499.0(33)	132.92(33)	0.00332(33)
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-78.51 ^e	—	-56.57 ^d	7382.0(33)	304.19(33)	0.00214(33)
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.076	-60.31	2881.0	-85.53 ^d	9005.0	373.5	0.00287
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.069	-10.02	630.8	-75.48 ^d	7894.0	430.8	0.00190
56	Ammonia	NH ₃	17.031	-33.33(30)	1513.0	-77.74 ^d	11,280.0	405.6	0.00425
57	Air	N ₂ +O ₂	28.964	-194.2(2)	—	—	3771.0(2)	132.4(2)	0.00323(3)
58	Hydrogen	H ₂	2.016	-252.87 ^e	—	-259.2 ^d	1297.0	33.2	0.03224
59	Oxygen	O ₂	31.999	-182.962 ^e	—	-218.8 ^d	5061.0	154.7(33)	0.00229
60	Nitrogen	N ₂	28.013	-195.80(31)	—	-210.0 ^d	3399.0	126.1	0.00322
61	Chlorine	Cl ₂	70.906	-34.03	1134.0	-101.0 ^d	7711.0	417.0	0.00175
62	Water	H ₂ O	18.015	100.00 ^e	7.377	0.00	22,118.0	647.3	0.00318
63	Helium	He	4.003	-268.93(32)	—	—	227.5(32)	5.2(32)	0.01436(32)
64	Hydrogen chloride	HCl	36.461	-85.00	6304.0	-114.18 ^d	8309.0	324.7	0.00222

Annexe VIII [13]

Tableau 23 : caractéristiques des tubes d'échangeurs

CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,291	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

BWG (Birmingham Wire Gauge) : Norme caractérisant l'épaisseur des tubes selon le diamètre et correspondant à une pression maximale d'utilisation.

Introduction

Chapitre I

Généralités sur le raffinage du pétrole et

Présentation du complexe de Skikda

Chapitre II

Théorie de l'absorption

Chapitre III

Théorie des échangeurs de chaleur

Chapitre IV

Calculs de la colonne d'absorption

Chapitre V

Calculs de l'échangeur de chaleur

Conclusion

Annexes

Références bibliographiques

Résumer :

La raffinerie de pétrole de skikda de plus en plus grandissante, cause beaucoup de problèmes environnementaux, notamment dans certaines unités générant des dégagements de gaz dans l'atmosphère comme c'est le cas de la section d'oxydation des bitumes du complexe de raffinage du pétrole de Skikda.

Le rejet dans l'atmosphère des produits lourds du pétrole entraînés par les composés (azotés, oxygénés, sulfurés...etc) après incinération des gaz issus de l'oxydation des bitumes routiers au niveau de l'unité de bitume de la raffinerie (unité 70) constitue l'une des préoccupations de l'entreprise.

L'unité 70 est conçue pour l'obtention du bitume routier et du bitume oxydé, ce dernier est obtenu à partir de la réaction d'oxydation (soufflage par l'air dans le réacteur), on soutire du fond du réacteur le bitume oxydé et au sommet un mélange gazeux.

Le problème se situe dans ce dernier où il y a entrainement des lourds (composés azotés, oxygénés et sulfurés...), ce qui mène à la **mauvaise combustion** de ce mélange dans l'incinérateur et à **l'étouffement** de ses brûleurs ce qui provoque un dégagement des gaz **toxiques** et des fumées à une teneur hors normes influant négativement sur **l'environnement**.

Dans le but de préserver l'environnement, l'entreprise a projeté de prendre en charge ce volet en proposant l'étude d'un système d'absorption qui permettra de récupérer ces produits lourds toxiques et polluants avant l'étape d'incinération. Cette étude fait l'objet de notre thème de projet de fin d'études.

Après étude de la problématique, il s'est avéré que le problème se trouve au niveau des gaz provenant de l'oxydateur du bitume.

La solution idéale serait de minimiser au maximum l'entrainement des composants (sulfurés, azotés,...) dans les gaz destinés à l'incinération.

On a proposé un traitement composant : une colonne d'absorption à plateaux, un échangeur (réfrigèrent), une pompe pour recycler l'absorbant, instrumentation

RESUMER

adéquate, utilisation du gas-oil de l'unité comme agent absorbant et utilisation de l'eau comme agent réfrigérant

On a pu dimensionner les différents éléments composant le système de traitement des gaz avant leur incinération dont la proposition est la suivante :

