



Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option: **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

Calcul de la surface d'échange actuelle de rebouilleur E-1003A aux
niveaux de complexe industriel GP1/Z de Sonatrach

Présenté par

1-Bouabdelli salima

Soutenu le 26 /05 / 2024 devant le jury composé de :

Président :	SEFIR Amina	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Encadrante :	TERKHI Sabria	Pr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

Remerciement

Ce travail n'aurait pas abouti sans la bénédiction de dieu le tout puissant, qui m'a donné le courage, la patience et la volonté pour réaliser ce projet.

Merci dieu

*Je tiens à remercier mon encadreur **Dr S. Terkhi** pour ses orientations, ses conseils et l'aide qu'elle nous apportée durant la réalisation de ce travail. Nous adressons aussi nos remerciements aux membres de jury Mme **Sefir Yamina** et **Mohamed Sghir Zahira** qui me feront l'honneur de juger mon travail.*

J'adresse un remerciement spécial à tous mes professeurs qui ont contribué à ma formation. Tous me vifs remerciements à tous ceux qui de près ou de loin ont contribué à l'élaboration de ce travail.

Je témoigne mon profonde gratitude à la direction de la SONATRACH, région Arzew, pour m'avoir bénéficié d'un stage pratique au sein du complexe GP1/Z.

*On remercie **Mr A. CHERGUIA** et **Mr KAMEL**, et toute l'équipe d'inspection de la section MCR, pour me avoir aidé et soutenu tout au long de mon stage pratique.*

Dédicace

A ma très chère mère, Setti, qu'est l'exemple de dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longévité et bonheur.

A mon cher père, Amhamed , Rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être. Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consenti pour mon éducation et ma formation.

A mes frères et sœurs : les petits anges Adam et Taim, Bisma, Ikram, Siham, Hakima, Islam, Reda et Mohamed Louaaer.

A mes enseignants de l'école primaire jusqu'à l'université dont les conseils précieux m'a guidé dans la vie; qu'ils trouvent ici l'expression de ma reconnaissance.

A mes chères amies Zitouni Lalia, Boukraa Ghizlen et à leurs familles.

Résumé

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif aux calcul de la surface d'échange actuelle de rebouilleur E-1003A du fond de la colonne V-1101 de distillation d'un train de séparation de gaz pétrole liquéfier du complexe GP1/Z de Sonatrach, la surface calculé est ensuite comparée avec la surface d'échange du design à une température de 180°C. Le rebouilleur E-1003A est de type tube-calandre, passant dont la calandre une partie de résidu de la colonne V-1101 (le gaz de butane C₄H₁₀), par contre l'huile passe dans les tubes.

Après les calculs on remarquant que la surface d'échange réel de 346 m² est inférieure à la surface de design de 419 m². Cela signifie qu'il y a un problème d'encrassement. Comme solution on propose de faire un nettoyage profonde avec l'ouverture de rebouilleur et la inspecter tous les 3 ans au moins par le service des mines.

Mots clé : Surface d'échange ; Rebouilleur ; Tube-calandre ; efficacité.

Abstract:

The work presented in this thesis relates to the calculation of the current exchange surface of reboiler E-1003A at the bottom of the V-1101 distillation column of a liquefied petroleum gas separation train at Sonatrach's GP1/Z complex. The calculated surface is then compared with the exchange surface of the design at a temperature of 180°C. The E-1003A reboiler is of the tube-calender type, with part of the residue from column V-1101 (C₄H₁₀ butane gas) passing through the calender, while the oil passes through the tubes.

After the calculations, we notice that the actual exchange surface of 346 m² is less than the design surface of 419 m². This means that there is a clogging problem. As a solution, we suggest deep cleaning the reboiler opening and having it inspected at least every 3 years by the mines department.

Keywords: Exchange surface, Reboiler; Calendar-tube; efficiency.

ملخص

ويتعلق العمل المقدم في هذه الأطروحة بحساب سطح التبادل الحالي لمبخر إعادة الغليان في أسفل عمود التقطير لقطار فصل غاز البترول المميع في مجمع سوناطراك. ثم تتم مقارنة السطح المحسوب بـ سطح التبادل للتصميم عند درجة حرارة عبر 180 درجة مئوية. يكون جهاز إعادة الغليان من نوع أنبوب-المقوم، حيث يمر جزء من بقايا العمود (غاز البوتان المقوم، بينما يمر الزيت عبر الأنابيب).

تُظهر الحسابات أن مساحة سطح التبادل الفعلية البالغة 346 م² أقل من مساحة السطح التصميمية البالغة 419 م². هذا يعني أن هناك مشكلة انسداد و كحل، نقترح إجراء تنظيف عميق لفتحة إعادة الغلاية وفحصها كل 3 سنوات على الأقل من قبل قسم المناجم.

الكلمات المفتاحية : سطح التبادل؛ مبخر؛ أنبوب التقويم؛ الكفاءة

Sommaire

Résumé

Liste des figures

Liste des tableaux

Nomenclature

Introduction générale1

Chapitre I : présentation de complexe

I.1. Introduction4

I.2. Description du complexe.....4

I.3. Organisation de complexe4

I.4. Procédés de fabrication7

I.4.1. Zone de stockage de GPL.....7

I.4.2. Zone de fabrication8

I.4.2.1. Section déshydratation.....8

I.4.2.2. Section de séparation.....9

I.4.2.2.1. Fractionnateur.....10

I.4.2.2.2. Dépentaniseur12

I.4.2.2.3. Dééthaniseur13

I.4.2.3. Section de Réfrigération14

I.4.2.4. Section d'huile chaude15

I.4.3. Zone de stockage et expédition16

I.4.3.1. Section de stockage à basse température : (marché international).....16

I.4.3.2. Section de stockage à température ambiante : (marché national)16

I.4.3.3. Section jetée16

I.4.3.4. Section Chargement par Camion (CC).....16

I.4.3.5. Section BOG (Boil- Off- Gas)16

Chapitre II: échangeur de chaleur

II. Introduction19

II.1. Les modes de transfert de chaleur19

II.1.1. La conduction.....19

II.1.2. Le rayonnement.....20

II.1.3.	La convection.....	21
II.2.	Les échangeurs de chaleur.....	21
II.2.1.	Définition de l'échangeur de chaleur.....	21
II.2.2.	Critères de classement des échangeurs de chaleur	22
II.2.2.1.	Type de contact.....	22
II.2.2.2.	Classement suivant les types d'échange	22
II.2.2.3.	Classement suivant la disposition des écoulements.....	23
II.2.2.4.	Classement suivant la compacité de l'échangeur	24
II.2.2.5.	Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange.....	24
II.2.2.6.	Classement suivant le procédé de transfert de chaleur	24
II.2.2.7.	Classement technologique.....	24
II.3.	Type d'échangeurs.....	26
II.3.1.	Les échangeurs à tubes et calandre	26
II.3.1.1.	Les types des échangeurs à tubes et calandre.....	28
II.3.2.	Les échangeurs à plaques et joints	30
II.3.3.	Problèmes de fonctionnement des échangeurs de chaleur.....	31
II.3.3.1.	Encrassement.....	31
II.3.3.2.	Les vibrations	33
II.4.	Conclusion.....	33

Chapitre III : calcul de la surface d'échange de échangeur E-1003A

III.	Introduction	35
III.1.	Les caractéristiques de rebouilleur E-1003A.....	35
III.2.	Les fluides circulant dans le rebouilleur E-1003A :.....	36
III.2.1.	Coté calandre (Gaz : C ₄ H ₁₀).....	36
III.2.1.1.	Sources de gaz (butane).....	36
III.2.1.2.	Domaine d'utilisation	37
III.2.1.3.	Stockage.....	37
III.2.1.4.	Caractéristique du butane	38
III.2.2.	Coté tube (huile-TORADA 32)	38
III.2.2.1.	Propriétés d'huile	39
III.2.2.2.	Domaine utilisation d'huile TORADA TC.....	39
III.2.2.3.	Manipulation et Stockage d'huile TORADA TC	40
III.3.	Calcul de la surface d'échange de l'échangeur E-1003A.....	40

III.3.1.	Modèle de calcule générale d'un rebouilleur tube-calandre	41
III.3.2.	Calcul de la quantité de chaleur du rebouilleur Q_{Rb}	42
III.3.2.1.	Détermination de la charge thermique de rebouilleur (Q_{Rb})	43
III.3.2.2.	Calcul de débit massique d'entré rebouiller G'	44
III.4.	Calcul.....	45
III.4.1.	Données de départ.....	45
III.4.1.1.	Coté tube « huile Torada TC »	45
III.4.1.2.	Coté calandre « butane ».....	46
III.4.2.	Calcul de ΔT_{Lm}	46
III.4.3.	Calcul de coefficient globale de transfert de chaleur K	47
III.4.3.1.	Calcul de coefficient de transmission de chaleur coté tube α_1	47
III.4.3.2.	Calcul de coefficient de transmission de chaleur coté calandre α_2	50
III.4.4.	Surface d'échange S	53
III.4.5.	Calcul de la surface d'échanges design de E-1003A	54
III.5.	Interprétation	54
IV.	Conclusion générale.....	56
	Bibliographies	59

List des figures

CHAPITRE 1

Figure 1 :	Organisation de complexe.....	5
Figure 2 :	Train de production	8
Figure 3 :	Fractionnateur.....	11
Figure 4 :	Dépentaniseur.....	12
Figure 5 :	Dééthaniseur.....	13
Figure 6 :	Section de réfrigération.....	14
Figure 7 :	Section d'huile chaude.....	15

CHAPITRE 2

Figure 9 :	Schéma du transfert de chaleur radiatif	20
Figure 8 :	Schéma du transfert de chaleur par conduction	20
Figure 10 :	Schéma du transfert de chaleur convectif	21
Figure 11 :	Différents modes de circulation des fluides	23

Figure 12 : Différents types d'échangeurs tubulaires.....	25
Figure 13 : Echangeur à tubes et calandre	26
Figure 15 : Echangeur à plaque tubulaires fixes	28
Figure 14 : Échangeur à tête flottante.....	28
Figure 16 : Échangeur à tube en U	29
Figure 17 : Les principaux composants échangeur à plaques et joints.....	30

CHAPITRE 3

Figure 19 : Mode de calcul général de la surface d'échange du rebouilleur	41
Figure 18 : Présentation de l'installation du fractionnateur avec HYSYS	42
Figure 20 : Rebouilleur E-1003A.....	54

ANNEXE

Figure 21 : Installation de la colonne v-1101 en HYSYS	60
Figure 22 : Les propriétés de la colonne v-1101	60
Figure 23 : Les conditions de stream alimentation	60
Figure 24 : Les propriétés de stream alimentation	60
Figure 25 : Les conditions de stream reflux.....	60
Figure 26 : Les conditions de stream reflux.....	60
Figure 27 : Les propriétés de stream distillat	60
Figure 28 : Les conditions de stream distillat	60
Figure 29 : Les conditions de stream résidu	60
Figure 30 : Les propriétés de stream résidu	60

List des tableaux

CHAPITRE 1

Tableau 1 : Carte d'organisation de GP1/Z	5
Tableau 2 : Carte d'identification de GP1/Z.....	6
Tableau 3 : Les étapes de régénération de colonne d'adsorption.....	9

CHAPITRE 3

Tableau 4 : Les caractéristiques du rebouilleur E-1003A	35
Tableau 5 : Caractéristique du butane	38
Tableau 6 : Propriété d'huile.....	39
Tableau 7 : Paramètres calculés d'entrée et de sortie de la colonne V-1101	42
Tableau 8 : Paramètre d'huile TORADA TC	45
Tableau 9 : Paramètres de GAZ (Butane).....	46

Nomenclature

DT_{LM} : Différence de température logarithmique moyenne, [C]

K : Coefficient d'échange global, [kcal/h.m².°C]

S : Surface d'échange, [m²]

D_{in} : Diamètre intérieur des tubes, [m]

D_{ex} : Diamètre extérieur des tubes, [m]

C_p : Chaleur spécifique, [kcal/kg.°C]

λ : Conductivité thermique, [kcal/m.h.°C]

W : La vitesse massique, [m/s]

S : section de passage [m²]

α : Coefficient de transmission de chaleur [$\frac{kcal}{h.m^2.c}$]

Q_A : la charge thermique de l'alimentation. [Kcal/h]

Q_D : la charge thermique de distillat. [Kcal/h]

Q_R : la charge thermique de résidu. [Kcal/h]

Q_L : la charge thermique de reflux. [Kcal/h]

Q_C : Quantité de chaleur cédée par le butane. [Kcal/h]

A' : le débit molaire d'alimentation. [Kmol/h]

D' : le débit molaire de distillat. [Kmol/h]

R' : le débit molaire du résidu. [Kmol/h]

L' : le débit molaire de reflux. [Kmol/h]

H_A : Enthalpie d'alimentation, [Kcal/Kg]

H_D : enthalpie de distillat. [Kcal/Kg]

H_R : enthalpie de résidu. [Kcal/Kg]

H_L : enthalpie de reflux. [Kcal/Kg]

η : rendement de rebouilleur

Introduction générale

Introduction générale

L'Algérie, un pays qui produit, consomme et exporte du gaz, a très tôt développé une industrie majeure des gaz (gaz naturel, GNL et GPL) et a joué un rôle actif dans l'expansion du commerce international du gaz, en particulier sous forme de gaz liquéfié.

Notre pays joue un rôle important dans la production mondiale d'énergie, notamment en ce qui concerne le pétrole brut (14^{ème} producteur mondial avec 1,45 million de barils/jour) [9], et le gaz naturel (3^{ème} exportateur avec 52,4 milliards de m³)[9]. Et important pour les autres produits pétroliers (étant le premier exportateur mondial de condensats et le deuxième producteur de GPL).

Chaque pays développe ses propres ressources pour mettre en place un plan de développement afin de prévoir des augmentations significatives de production, en raison de la demande croissante du GPL sur le marché national et international. Dans cette optique, SONATRACH possède déjà des grandes installations de production, de transport et de séparation de GPL (GP1/Z, GP2/Z à Arzew), ce qui lui permet de les valoriser et de les commercialiser tant sur le marché local et international. Cependant, il reste nécessaire de choisir d'exploiter pleinement cette capacité installée, avec des limites tolérables, ce qui apportera des avantages économiques (coût/revenu) et de gestion de la production (flexibilité et entretien).

Le GPL, également connu sous le nom de gaz de pétrole liquéfié, fait référence à un mélange d'hydrocarbures qui sont gazeux à des températures et pressions normales et qui ont la capacité de se déplacer de l'état liquide en diminuant la température ou la pression, ou les deux à la fois. Le GPL passe à travers une distillation, donnent deux produits essentiel le propane C₃H₈ en tête de colonne et de butane C₄H₁₀ au fond, Celui-ci a traversé un rebouilleur.

Le rebouilleur, situé au fond de la colonne de distillation, assure un échange de chaleur entre deux fluides, jouant un rôle crucial dans la purification l'un des fluides. Le rebouilleur permet de générer la vapeur nécessaire pour la distillation, assurant ainsi le fractionnement des composants dans la colonne. Sa présence est indispensable pour le bon fonctionnement du processus de séparation.

Notre travail vise à calcul la surface d'échange actuelle du rebouilleur E-1003A qui permet de réchauffer le fond de la colonne V-1101 à une température spécifique, tout en circulant le gaz dans le côté calandre du rebouilleur et l'huile dans le côté tube, afin de séparer deux produits de densités variable.

Après une introduction générale qui expose la problématique, le travail exposé est divisé en trois chapitres suivants :

- I. Le premier chapitre de cette mémoire présente le complexe GP1/Z ainsi que ses objectifs et ses activités.
- II. Le deuxième chapitre basé sur les échangeurs de chaleur et leur différents types, avec les notions des transferts de chaleur associé au travail de l'échangeur.
- III. Le troisième chapitre est consacré aux calculs et discussions des résultats obtenues

Enfin, une conclusion globale résumant les résultats obtenus dans cette étude sur le calcul de la surface d'échange du rebouilleur E1003A, et les suggestions pour améliorer le processus employé.

Chapitre I

Présentation de complexe

I.1. Introduction

SONATRACH dispose d'importantes installations de production, de transport et de séparation des GPL (Gaz pétrole liquéfier) permettant leur valorisation et leur commercialisation aussi bien sur le marché local qu'international.

Le sud algérien possède des richesses naturelles, parmi lesquelles nous citons les réserves en hydrocarbures d'où la présence d'une large gamme de produits relatifs aux gisements de pétrole et gaz.

Pour la séparation de ces produits et de leurs dérivés, notre pays a investis les moyens financiers nécessaires pour acquérir et installer des grands complexes de traitement, répartis en plusieurs unités comme le complexe GP1/Z.

Ce chapitre consiste à décrire **la description du complexe GP1/Z et le procédé de fabrication et d'expédition de marché national et marché international de GPL.**

I.2. Description du complexe [1]

Le complexe construit dans la zone industrielle d'Arzew pour objectif de traitement du GPL (gaz pétrolier liquéfier) venant de plusieurs sources (Hassi Messaoud, Hassi R'mel) pour la production des gaz « Propane » et « Butane » liquéfiés.

A la fin des années 70, une décision fût prise concernant une construction d'une grande usine de traitement et de séparation de GPL, et après étude de faisabilité et choix du partenaire un contrat de construction fût passé avec « IHI-C-HTOH JAPON ». Le site GP1Z est certifié ISO 14001 version 2004, ISO 9001 version 2008 et OHSAS 18001 version 2007. Le complexe GP1/Z est dénommé JUMBO-GPL (nomination japonaise) pour ces grandes capacités de production.

I.3. Organisation de complexe

Le complexe est géré selon un organigramme composé d'une direction général, de deux sous-directions et de départements de contrôle. Comme est illustré dans la figure 1, et regroupé dans les tableaux 1 et 2.

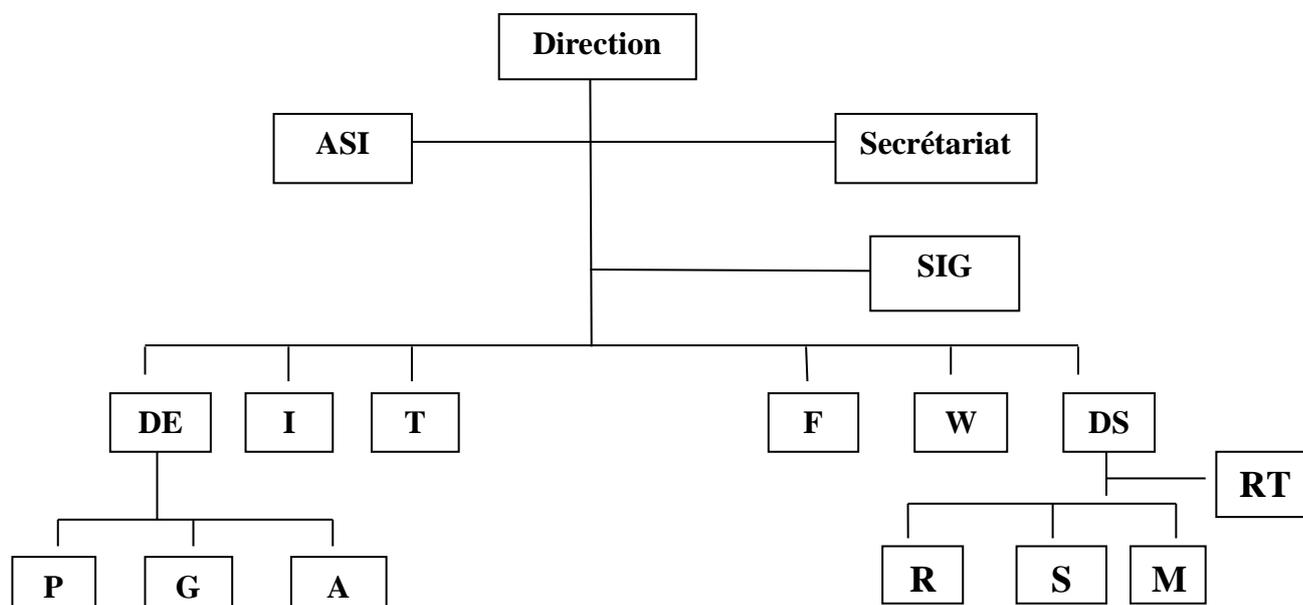


Figure 1 : Organisation de complexe

Tableau 1 : Carte d'organisation de GP1/Z

Symbole	Département	Symbole	Département
<i>D</i>	La direction	<i>T</i>	Département technique
<i>I</i>	Département sécurité	<i>W</i>	Département travaux neufs
<i>F</i>	Département finance	<i>DS</i>	Sous-direction du personnel
<i>DE</i>	Département exploitation	<i>RT</i>	Relation du travail
<i>P</i>	Département production	<i>R</i>	Département Ressources Humaines
<i>G</i>	Département Maintenance	<i>S</i>	Administration et social
<i>A</i>	Département Approvisionnement	<i>ASI</i>	Assistance sureté interne
<i>M</i>	Département Moyen Généraux	<i>SIG</i>	Système informatique et gestion

Tableau 2 : Carte d'identification de GP1/Z

Constructeur	Consortium japonais IHI (ishika wajima arima heavy industries) et C. ITOH companies.
Date de démarrage des travaux	10 Novembre 1980.
Date de Mise en Production du premier train Phase I	12 Decembre 1983.
Date de Mise en Production du premier train Phase II	24 Fevrier 1998.
Date de Mise en Production du premier train Phase III	12 Fevrier 2010.
Objectif	10.8Mt/an de GPL (pour un traitement de 120%).
Superficie	120 hectares
Nombre de Trains	Neuf (09) trains de 1.2 Mt/an chacun.
Produits	Propane commercial Butane commercial
Procédé Utilisé	Distillation sous pression
Une rampe de chargement par camions	Six(06) camions
Destination de la Production	Exportation et marché national
Source d'Approvisionnement	Gaz en provenance des champs gaziers du sud algérien

I.4. Procédés de fabrication

Le processus de fabrication dans GP1/Z passe par 3 zones :

- Zone 1 : stockage de GPL
- Zone 2 : fabrication
- Zone 3 : stockage et expédition

I.4.1. Zone de stockage de GPL [2]

Cette section est conçue pour maintenir un fonctionnement stable et d'assurer une autonomie de plus de 10 heures pour alimenter les trains en GPL brut en cas d'arrêt de pompage. Elle est destinée aussi pour recevoir soit le flux de recyclage, soit le produit hors spécification revenant des sections en aval.

La charge d'alimentation est livrée par Région Transport Ouest (RTO) au complexe GP1Z en GPL brut en provenance des différents champs du sud (Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Adrar, In Amenas, Tin-Fouye, Tabankort et Rhourde Nouss).

Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'une pipe de 24m. Avant stockage, le GPL brut passe d'abord par un collecteur équipé par un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression de service stable puis traverse des filtres chacun muni PDI ($\Delta P=0,5$) afin de signaler l'encrassement.

Ensuite le GPL traverse les dégazeurs de la charge afin de séparer et purger les vapeurs du mélange vers les sphères d'alimentation.

Une fois que la charge est filtrée et dégazée, elle passe alors à travers six (06) démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 nano-g/Nm³.

A l'issue des démercuriseurs la charge passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire afin d'avoir une lecture correcte du débit et de la densité du GPL. Le GPL brut est acheminé ensuite vers les sphères de charge sous une pression de 18 ~ 22 Kg/cm² et une température de 5 ~ 41.8° C.

La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m³ chacune à des pressions variables entre 7 et 9 bars.

Le GPL brut est acheminé par la suite vers les neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Cette opération est assurée par 14 pompes centrifuges multi étages à puisard qui aspirent à partir de ce dernier et refoulent dans le collecteur commun pour approvisionner les trains du procédé à une pression de 30 Kg/cm².

I.4.2. Zone de fabrication [4]

Cette zone contient 9 trains. Ces trains marchent par le même principe, avec 4 sections :

- Déshydratation
- Separation (fractionnateur , Déthaniseur, Dépentaniseur)
- Réfrigération
- D'huile chaude



Figure 2 : Train de production

I.4.2.1. Section déshydratation

Le but de la déshydratation est de réduire la teneur en eau dissoute dans le GPL de 100 à 5 ppm en poids pour éviter la formation de glace et de bouchons de givre dans les équipements à base température de l'installation. Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires, à tout instant on a une colonne en service (en adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée est dépassée le sécheur passe automatiquement en régénération.

- La régénération regroupée dans le tableau 3 :

<i>Etapes</i>	<i>Temps (H)</i>	<i>P (bar) (kg/cm²)</i>	<i>T °C</i>
Adsorption	624	20	30
Drainage	1	20	30
Dépressurisation	0.5	4.5	30
Réchauffage (avec GN chaud)	14	4.5	280
Refroidissement (avec GN froid)	6	4.5	45
Pressurisation	0.5	20	45
Remplissage (avec GPL)	1	20	30

Tableau 3 : Les étapes de régénération de colonne d'adsorption

I.4.2.2. Section de séparation [4]

Le débit de charge vers la section de séparation dépend de la qualité de cette même charge.

Chaque train doit produire 1 million de tonne par an de propane et butane commerciaux, le débit nécessaire en GPL brut est de 1 million de t/an, plus les sous-produits. Le débit de charge nécessaire est d'autant plus élevé que la teneur en éthane et en pentane est importante.

La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale.

A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un rebouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable.

Si un produit d'un train dérive et se trouve hors spécification, il faut recycler tous les produits de ce train, pour maintenir autant que possible, la composition de la charge dans les réservoirs sphériques. Cependant, cela n'est pas nécessairement vrai pour le pentane produit. Autrement dit, si l'acheminement du produit doit être arrêté pour une raison quelconque, il faut que toutes les colonnes soient mises sur fonctionnement à reflux total, jusqu'à ce que le fonctionnement continu puisse être repris. Il faut noter que la ligne de recyclage des produits

hors spécification permet le recyclage des produits d'un train à pleine capacité, ce qui est équivalent à la production de 2 trains fonctionnant à 50 % de leur capacité.

Lorsque le rapport $C_2/(C_2 + C_3)$ est égal ou supérieur à 4,8% mole, le déethaniseur doit être en service.

De même, lorsque le rapport de $C_5/(C_4 + C_5)$ est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service.

I.4.2.2.1. Fractionnateur

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation, comme alimentation du fractionnateur V-1101 qui est une colonne de distillation à 55 plateaux à clapets. Cette colonne est montrée dans la figure 3.

Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du déethaniseur dérive dans le préchauffeur N° 1, E-1004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, E1005 A~D, cette fois ci sur le produit du fond du fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle (71°C) dans le préchauffeur N° 3, E-1013, qui fait appel au fluide caloporteur (huile chaude) avec contrôle de la température de sortie de l'E1013. A la sortie de E-1013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

Le **GPL** ainsi préchauffé à 71°C passe directement dans le fractionnateur où il est séparé en propane et éthane en tête de colonne et en butane et pentane en fond des colonnes.

Les produits de tête de colonne sortent à une température de 55°C puis ils sont condensés et récupérés dans le ballon de reflux.

Les produits du fond de la colonne sortent à une température de 113 °C. Ils servent à réchauffer la charge GPL avant de passer dans le dépentaniseur.

Le fonctionnement du fractionnateur est réglé de manière à réaliser la séparation voulue en propane et en butane, tout en effectuant le taux de récupération recherché.

La pression en tête du fractionnateur est maintenue constante par action de la vanne placée dans la longe des vapeurs de tête vers l'aéro-condenseur E-1002.

La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de la différence de pression et un by-passe de gaz chaud E-1002. La température des condensats sortant

de E-1002 est maintenue constante par le réglage du pas des pales du ventilateur. Les vapeurs de tête du V-1101 sont complètement condensées dans E-1002.

Une partie des condensats récupéré au V-1003 est repris par la pompe de reflux P-1002 et renvoyée au V-1101 comme reflux froid, sous contrôle du débit de liquide excédentaire à la sortie de P-1002, à savoir le produit de tête, est envoyé au dérive V-1102 sous contrôle du débit piloté par le contrôleur de niveau de V-1003.

Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à faible teneur en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisation ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce qui explique le nombre faible des colonnes prévues (02) pour les neuf trains.

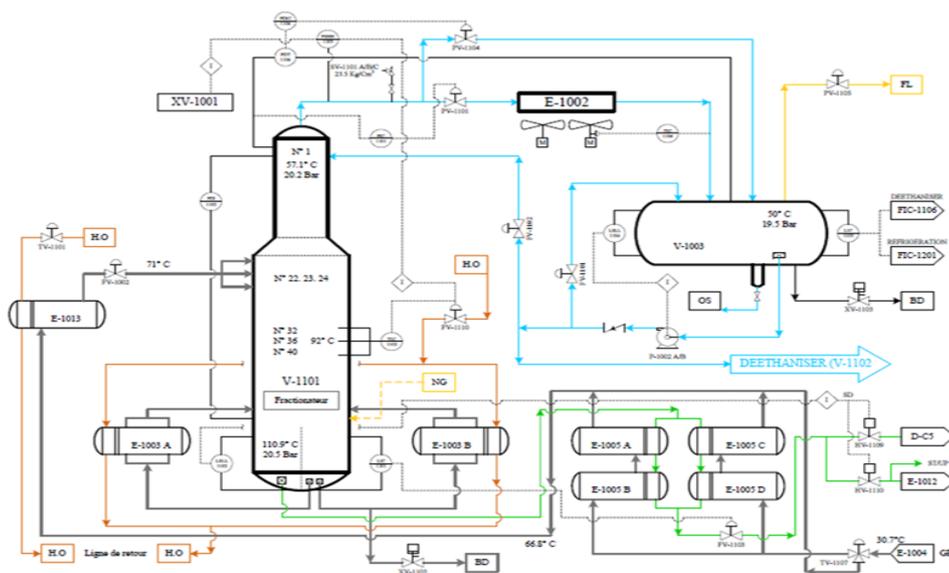


Figure 3 : Fractionnateur

I.4.2.2.2. Dépénaliseur

Il existe deux Dépénaliseurs communs pour les 09 trains.

Le rôle d'un dépénaliseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans le butane. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets (figure 4). Le butane sortant de la tête du dépénaliseur, mélangé au reste du butane non dépénalisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du Dépénaliseur sera refroidi par aéros réfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent bypassée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.

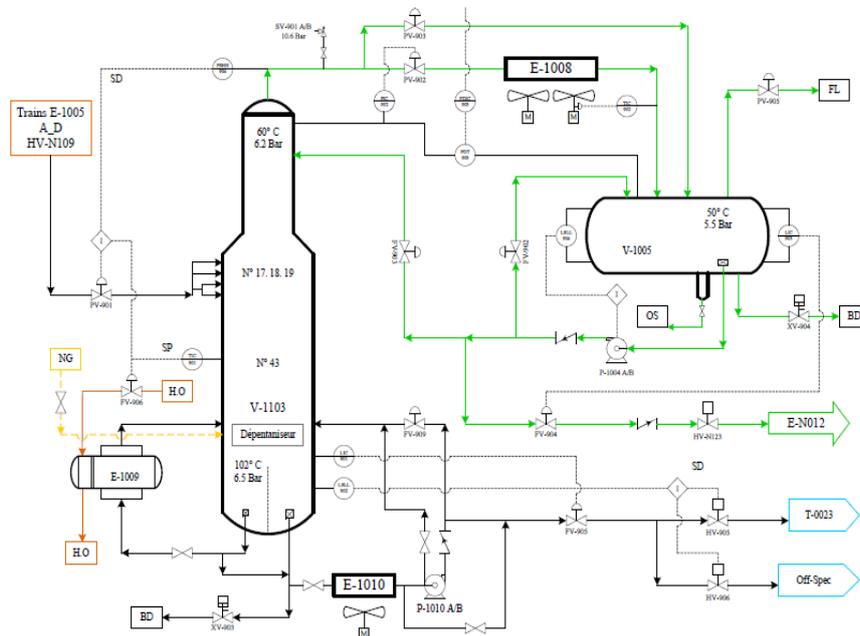


Figure 4 : Dépénaliseur

I.4.2.2.3. Dééthaniseur

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur, les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dééthaniseur (figure 5).

Ce dernier est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Le propane sort au fond de la colonne à une température de 62 °C se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur, passe ensuite vers les aéros réfrigérants E-1011 où il va être refroidit avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à - 38°C, enfin vers les sphères de stockage afin d'être expédiés sur le marché national.

Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dééthaniseur est utilisé comme combustible du four.

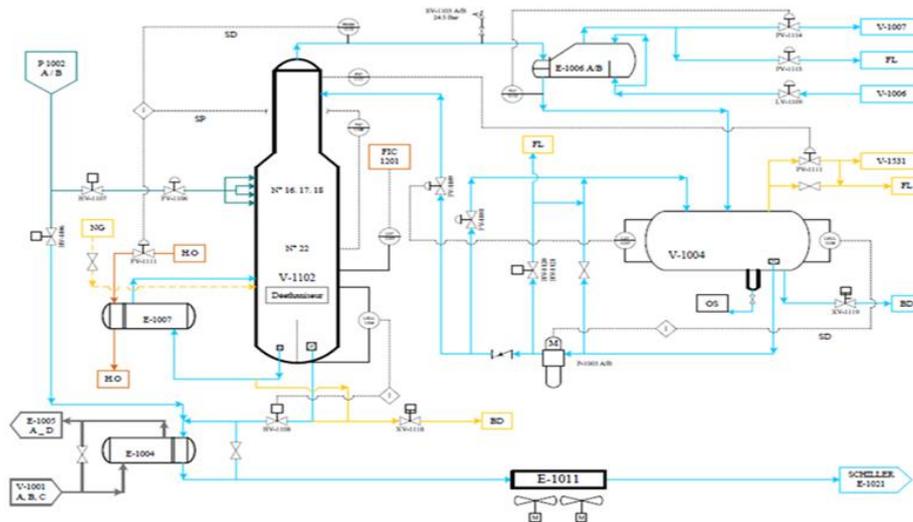


Figure 5 : Dééthaniseur

I.4.2.3. Section de Réfrigération [4]

Le but de cette section est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-38 ~ -42°C) pour le propane et (-8 ~ -10°C) pour le butane. Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm, ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur (figure 6).

Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Une partie du propane réfrigéré sera comprimée et envoyée au dééthaniseur comme réfrigérant de tête de colonne.

Les vapeurs de propane générées sont comprimées par un compresseur centrifuge à trois (03) étages entraîné par une turbine à gaz, ensuite condensées dans les condenseurs de type aéros réfrigérant.

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage.

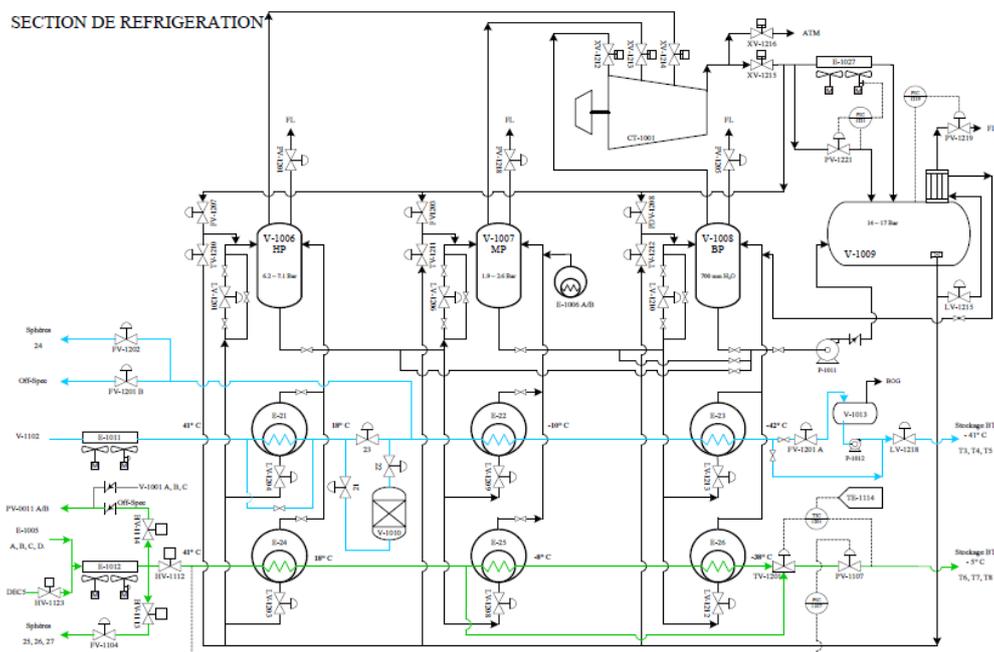


Figure 6 : Section de réfrigération

I.4.2.4. Section d'huile chaude [4]

Cette section d'huile (TORADA-TC) est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants :

- Le troisième préchauffe (E-1013)
- Les rebouilleurs de la section séparation :
E-1013A/B, E-1007, E-1009
- Le gaz naturel de régénération de la section déshydratation.

Le circuit de l'huile est aussi une boucle fermée, les pompes en circulation aspirent l'huile du ballon d'expansion et le refoulent vers le four. Au niveau du four l'huile est chauffée premièrement par convection puis radiation jusqu'à 180°C ensuite elle est dirigée vers les différents utilisateurs, à son retour l'huile est refroidie à 130°C (figure 7).

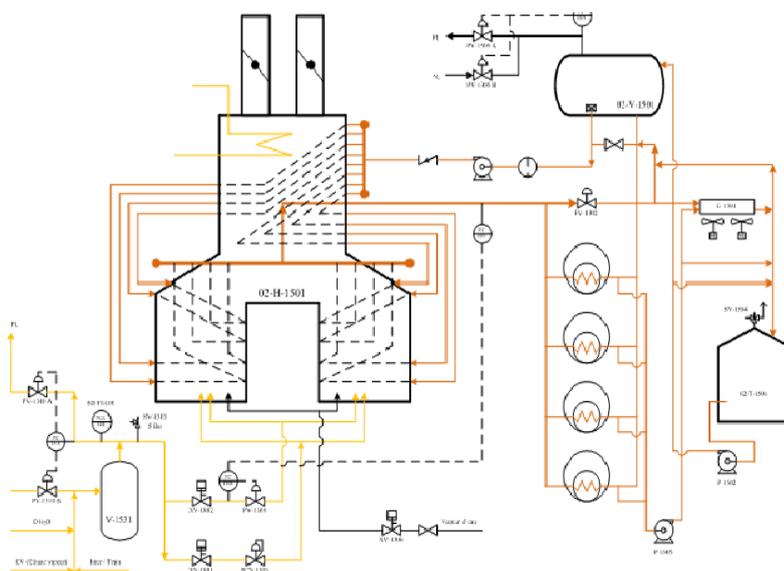


Figure 7 : Section d'huile chaude

I.4.3. Zone de stockage et expédition [3]

Elle s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions. On distingue les types de stockage :

I.4.3.1. Section de stockage à basse température : (marché international)

- Trois (4) bacs pour le Propane de **70000 m³** chacun.
- Trois (3) bacs pour le Butane de **70000 m³** chacun.
- Un (1) bac BuPro de **70000 m³**.

I.4.3.2. Section de stockage à température ambiante : (marché national)

- Une sphère (1) pour le Propane de **500 m³**.
- Trois sphères (3) pour le Butane de **500 m³** chacune.
- Une sphère (1) pour le pentane de **500 m³** chacune.

I.4.3.3. Section jetée

S'occupe des enlèvements par navire, il y'a deux jetées :

- D1 : concernant les petits navires.
- M6 : concernant les grands navires.

I.4.3.4. Section Chargement par Camion (CC)

S'occupe de la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement par camion (NAFTAL et les opérateurs privés). La section est dotée de 5 réservoirs sphériques, des pompes et des bras de chargement.

Ces installations sont conçues de manière à permettre le chargement simultané du propane, pentane et butane.

I.4.3.5. Section BOG (Boil- Off- Gas)

La section de reliquéfaction des vapeurs (BOG), a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement, les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour qu'elle puissent être reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température, le contrôle est assuré par deux salles :

- **LCR (Local Control Room)** : s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).
- **JCR (Jetty Control Room)** : s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire.

Chapitre II

Echangeur de chaleur

II. Introduction

On définit un transfert de chaleur ou transfert thermique entre 2 corps comme une interaction énergétique qui résulte d'une différence de température entre les deux corps. On distingue habituellement trois modes de transfert de chaleur :

- La conduction thermique (diffusion thermique)
- Le rayonnement thermique
- La convection (libre / forcée)

Ces trois modes sont régis par des lois spécifiques, seuls la conduction et le rayonnement sont les modes fondamentaux de transmission de la chaleur, sachant que la convection est très importante et ne fait que combiner la conduction avec un déplacement de fluide.

On mentionne dans ce chapitre : **les modes de transfert de chaleur, généralités sur les échangeurs de chaleur et leurs types.**

II.1. Les modes de transfert de chaleur [5]

II.1.1. La conduction

C'est le transfert de chaleur au sein d'un milieu opaque, sans déplacement de matière, sous l'influence d'une différence de température. La propagation de la chaleur par conduction à l'intérieur d'un corps s'effectue selon deux mécanismes distincts : une transmission par les vibrations des atomes ou molécules et une transmission par les électrons libres. La théorie de la conduction repose sur l'hypothèse de Fourier : la densité de flux est proportionnelle au gradient de température :

$$\varphi = -\lambda S \text{grad}(T)$$

Ou sous forme algébrique :

$$\varphi = -\lambda S \frac{\partial T}{\partial x}$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par conduction [W]

λ : Conductivité thermique du milieu [$\text{W m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$]

x : Variable d'espace dans la direction du flux [m]

S : Aire de la section de passage du flux de chaleur [m^2]

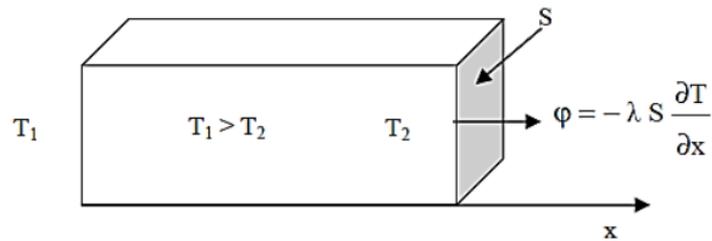


Figure 8 : Schéma du transfert de chaleur par conduction

II.1.2. Le rayonnement

C'est un transfert d'énergie électromagnétique entre deux surfaces (même dans le vide). Dans les problèmes de conduction, on prend en compte le rayonnement entre un solide et le milieu environnant et dans ce cas nous avons la relation :

$$\phi = \sigma \epsilon_p S (T_p^4 - T_\infty^4)$$

Avec :

ϕ : Flux de chaleur transmis par rayonnement [W]

σ : Constante de Stefan Boltzmann [$5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-4}$]

ϵ_p : Facteur d'émission de la surface

T_p : Température de la surface [K]

T_∞ : Température du milieu environnant la surface [K]

S : Aire de la surface [m^2]

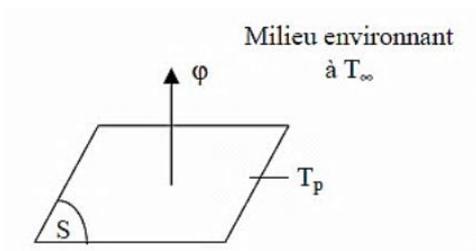


Figure 9 : Schéma du transfert de chaleur radiatif

II.1.3. La convection

C'est le transfert de chaleur entre un solide et un fluide, l'énergie étant transmise par déplacement du fluide.

Ce mécanisme de transfert est régi par la loi de Newton : $\varphi = \alpha S(T_p - T_\infty)$

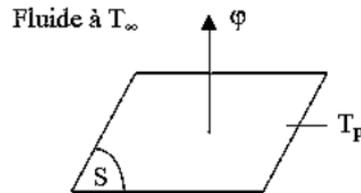


Figure 10 : Schéma du transfert de chaleur convectif

Avec

φ : Flux de chaleur transmis par convection [W]

α : Coefficient de transfert de chaleur par convection ($\text{W m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$)

T_p : Température de surface du solide [$^\circ\text{C}$]

T_∞ : Température du fluide loin de la surface du solide [$^\circ\text{C}$]

S : Aire de la surface de contact solide/fluide [m^2]

- On distingue deux types de convection :

Convection naturelle : Dans laquelle le mouvement du fluide est créé par des différences de densité et de température.

Convection forcée : Où le mouvement du fluide est provoqué par des actions mécaniques extérieures (pompe, ventilateur...).

II.2. Les échangeurs de chaleur

II.2.1. Définition de l'échangeur de chaleur [11]

L'échangeur de chaleur est un équipement permettant de transférer la chaleur entre deux fluides ou plus à des températures différentes. Le même fluide peut conserver son état physique liquide ou gazeux, ou se présenter successivement sous les deux phases, c'est le cas des : condenseurs, évaporateurs, bouilleurs ou des tours de refroidissement. Dans le domaine des échangeurs de chaleur les résistances thermiques par conduction et par rayonnement sont

souvent négligées devant la résistance convective globale des deux fluides. On distingue deux modes de transferts mis en jeu lors le fonctionnement d'un échangeur de chaleur, sont :

- Le transfert de chaleur

Dans le domaine des échangeurs de chaleur, la convection est le mode le plus important et le plus délicat à estimer en raison des fluides mis en jeu. Elle dépend fortement du type de fluide à utiliser, les vitesses mises en jeu et de la géométrie de l'échangeur.

Les résistances thermiques par conduction et par rayonnement sont souvent négligées devant la résistance convective globale des deux fluides.

- Le transfert de masse

Le transfert de masse est l'élément moteur de l'analyse technique de l'échangeur, il est dépendant aux propriétés physiques des fluides circulant dedans et la géométrie de l'échangeur de chaleur. Il est caractérisé par des grandeurs adimensionnelles comme le nombre de Reynolds qui nous donne le régime d'écoulement mis en jeu.

II.2.2. Critères de classement des échangeurs de chaleur

Il existe plusieurs critères de classement des différents types d'échangeurs. Énumérons les principaux :

II.2.2.1. Type de contact

- **Échangeurs à contact direct** : Le type le plus simple comprend un récipient ou canalisation dans lequel les deux fluides sont directement mélangés et atteignent la même température finale.
- **Échangeurs à contact indirect** : les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi.

II.2.2.2. Classement suivant les types d'échange

- **Échangeur sans changement de phase** : Les échangeurs de chaleur sans changement de phase correspondent aux échangeurs dans lesquels l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide sans qu'il y ait changement de phase.

- **Échangeur avec changement de phase**

Les échanges avec changement de phase sont caractérisés par trois cas différents:

1- l'un des fluides se condense alors que l'autre se vaporise : ces échangeurs sont rencontrés dans les machines frigorifiques.

2- le fluide secondaire se vaporise en recevant de la chaleur du fluide primaire, lequel ne subit pas de changement d'état. Ils sont appelés évaporateurs.

3- le fluide primaire se condense en cédant sa chaleur latente au fluide secondaire plus froid, lequel ne subit pas de transformation d'état.

II.2.2.3. Classement suivant la disposition des écoulements

Dans les échangeurs à fluide séparés, les modes de circulation des fluides peuvent se ranger en trois catégories (figure 11) :

- Même sens « co-courants ».
- Sens contraire « contre-courant ».
- Ou bien les vecteurs vitesses sont perpendiculaire l'un à l'autre ; il s'agit cette fois de « courant croisés »

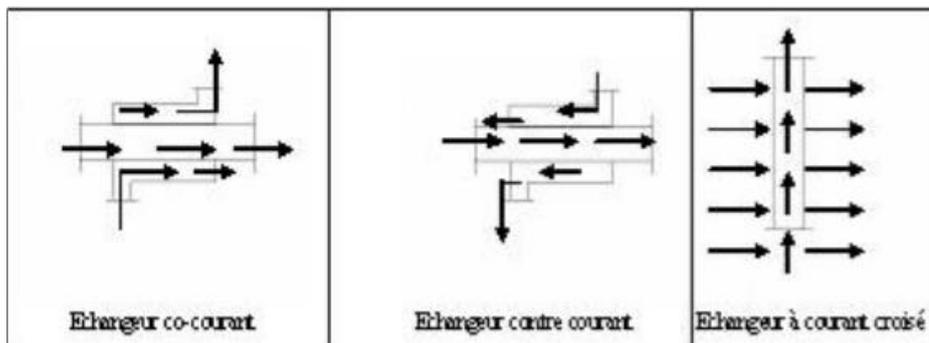


Figure 11 : Différents modes de circulation des fluides

II.2.2.4. Classement suivant la compacité de l'échangeur

La compacité est définie par le rapport de l'aire de la surface d'échange au volume de l'échangeur. Un échangeur soit considéré comme compact si sa compacité est supérieure à $700 \text{ m}^2/\text{m}^3$, cette valeur est susceptible de varier de 500 à $800 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

II.2.2.5. Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange

On retiendra deux types de paroi :

- les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires.
- les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre,...etc.

II.2.2.6. Classement suivant le procédé de transfert de chaleur

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur :

- Transfert sans stockage, donc en récupérateur avec deux ou un passage et un écoulement en général continu.
- Transfert avec stockage, donc en régénérateur avec un seul passage et un écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique.

II.2.2.7. Classement technologique [10]

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants :

Echangeurs à tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires.

Pour des raisons 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 5a), dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpent.
- **échangeur coaxial** (figure 5b), 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 5c) : à l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre maintenus écartés par des entretoises.
 - **échangeur à tubes rapprochés** (figure 5d) : 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 ailettes** (figure 5e) : ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique.
 - **échangeur à tubes et calandre** (figure 5f) : c'est l'échangeur actuellement le plus répandu.

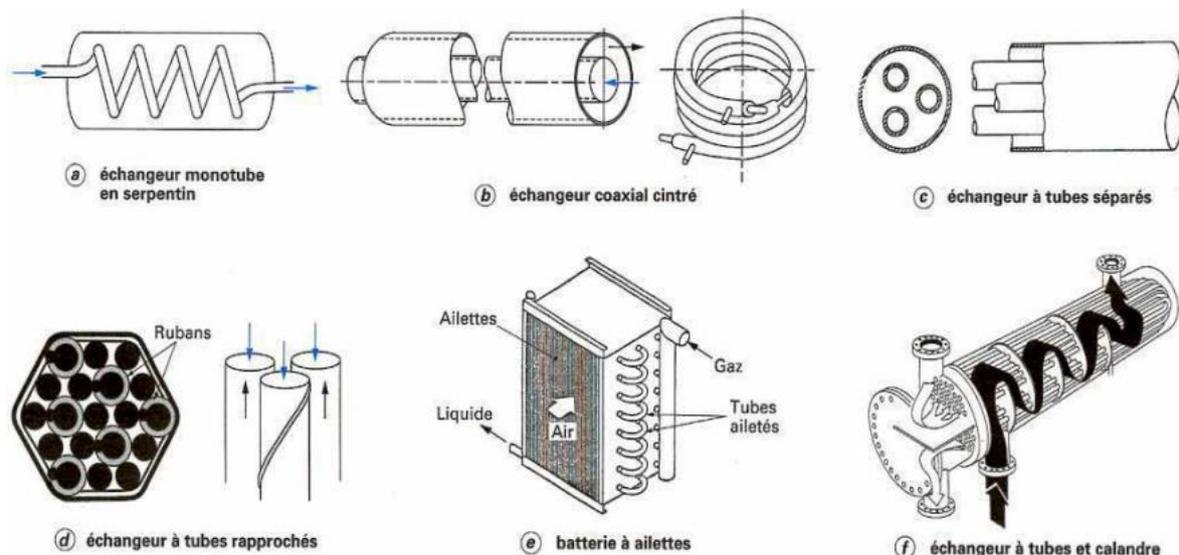


Figure 12 : Différents types d'échangeurs tubulaires

Echangeurs à plaques

À surface primaire ou à surface secondaire (avec des ailettes).

Les échangeurs à plaques ont les meilleures performances thermiques. Cependant leur efficacité importante a fait qu'ils sont actuellement largement utilisés pour des applications diverses. On les rencontre dans l'industrie du froid et de la cryogénie, dans l'industrie chimique et pétrochimique, dans l'industrie pharmaceutique, dans l'industrie alimentaire...

Leur technologie a aussi évolué tant dans la fabrication des plaques, du choix des matériaux que dans le mode d'assemblage des plaques.

Initialement ce type d'échangeur a été conçu pour des fluides très propres mais l'uniformité de l'écoulement dans l'appareil, l'inexistence de zones mortes fait que leur encrassement est bien plus faible que pour les échangeurs tubulaires, de même que la simplicité de leur nettoyage permet d'étendre leur utilisation à des fluides plus encrassant.

II.3. Type d'échangeurs [6]

II.3.1. Les échangeurs à tubes et calandre

L'échangeur sous forme d'un faisceau de tubes, disposés à l'intérieur d'une enveloppe dénommée calandre. L'un des fluides circule à l'intérieur des tubes et l'autre à l'intérieur de la calandre, autour des tubes.

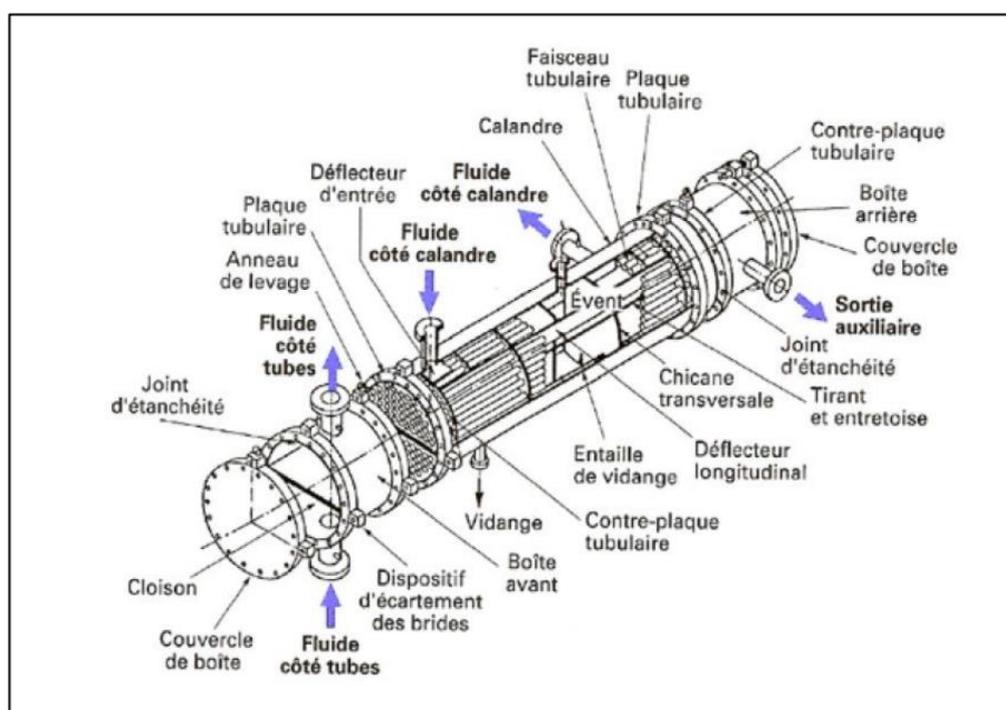


Figure 13 : Echangeur à tubes et calandre

Les éléments essentiels constituant d'un échangeur à tubes et calandre sont :

- **La boîte d'échangeur (distributeur) :** c'est l'organe qui reçoit et distribue le fluide à l'extrémité du faisceau de tubes. En général, un échangeur comporte deux distributeurs, à l'exception de la configuration de tubes en U ou en épingle.

- **La calandre (virole)** : c'est l'enveloppe cylindrique qui contient le faisceau tubulaire.
- **Les plaques tubulaires** : Ce sont des plaques percées et supportant le faisceau tubulaire aux extrémités de la calandre. Leur épaisseur est calculée de façon à tenir compte de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes ainsi que des contraintes dues aux différences de dilatation entre tubes et calandre. Les tubes sont fixés sur la plaque par dudgeon nage 2 (Opération qui consiste à assembler par refoulement de matériel extrémité d'un tube sur la plaque Tubulaire.) Ou par soudure ou par les deux, la soudure servant alors à assurer l'étanchéité.
- **Le faisceau tubulaire**

Ce sont généralement des tubes (lisses ou ailettes) normalisés disposés de deux façons possibles : le pas carré et le pas triangulaire.

- **Chicanes**

Pouvant être de forme horizontale ou transversale, elles servent à assurer une bonne rigidité du faisceau et un bon brassage du fluide, car en augmentant la vitesse d'écoulement de celui-ci, elles améliorent le coefficient d'échange. Cependant, un compromis doit être réalisé entre le coefficient d'échange et les pertes de charge.

- **Tirants et entretoises**

Assurent la liaison et l'espacement des chicanes et confèrent de la rigidité au faisceau.

- **Détecteurs**

Assurent l'orientation de l'écoulement du fluide afin d'assurer une bonne distribution de celui-ci et protègent dans certains cas, le faisceau contre l'impact direct du fluide entrant (vapeurs saturées par exemple).

- **Events et vidange**

Dans toute conception d'un échangeur destiné pour le réchauffage ou le refroidissement d'un liquide, il est impératif de prévoir des piquages de vidange et d'évents afin d'éliminer d'éventuelles poches de gaz qui en stagnant dégradent les performances de l'échangeur.

II.3.1.1. Les types des échangeurs à tubes et calandre

II.3.1.1.1. *Echangeur de chaleur à tête flottante*

L'une des plaques tubulaires est fixe, bloquée entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. La seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre.

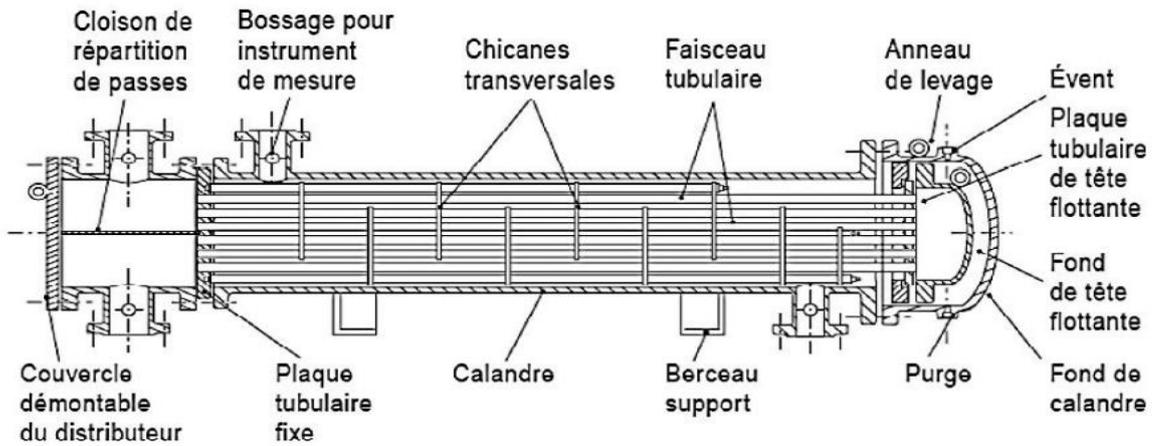


Figure 14 : Échangeur à tête flottante

II.3.1.1.2. *Echangeur à plaques tubulaires fixes*

Dans ce cas, les plaques tubulaires peuvent être directement soudées sur la calandre. La figure 15 ressemble les éléments de l'échangeur à plaques tubulaires fixes.

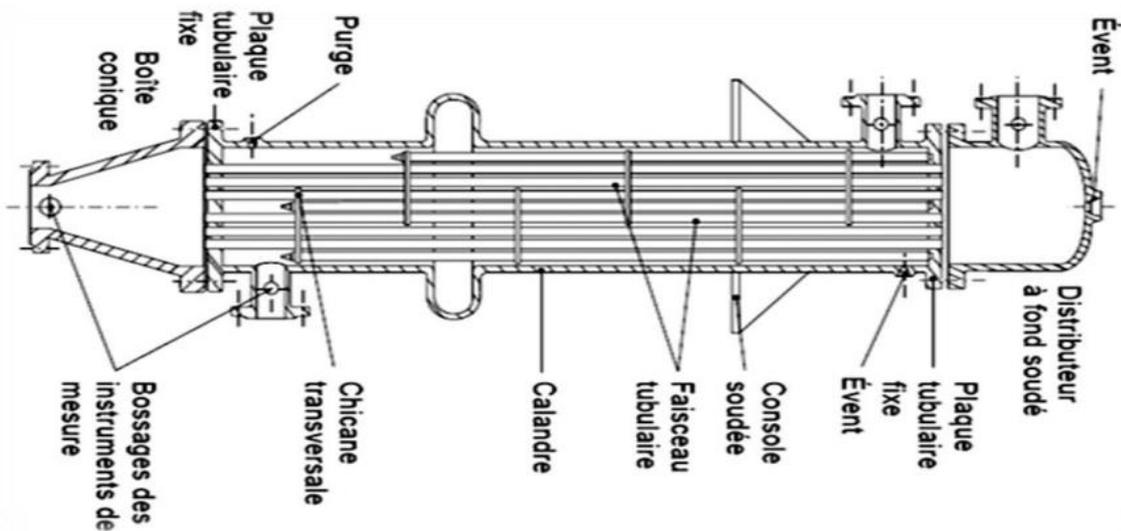


Figure 15 : Echangeur à plaque tubulaires fixes

II.3.1.1.3. Echangeur à tubes en U

Comme est illustré dans la figure 16 de l'échangeur à tube en U, le faisceau est constitué de tubes coudés en forme d'épingle, il n'est donc porté que par une seule plaque tubulaire. Ce système permet la libre dilatation du faisceau. En revanche, le nettoyage des tubes est difficilement réalisable autrement que par voie chimique.

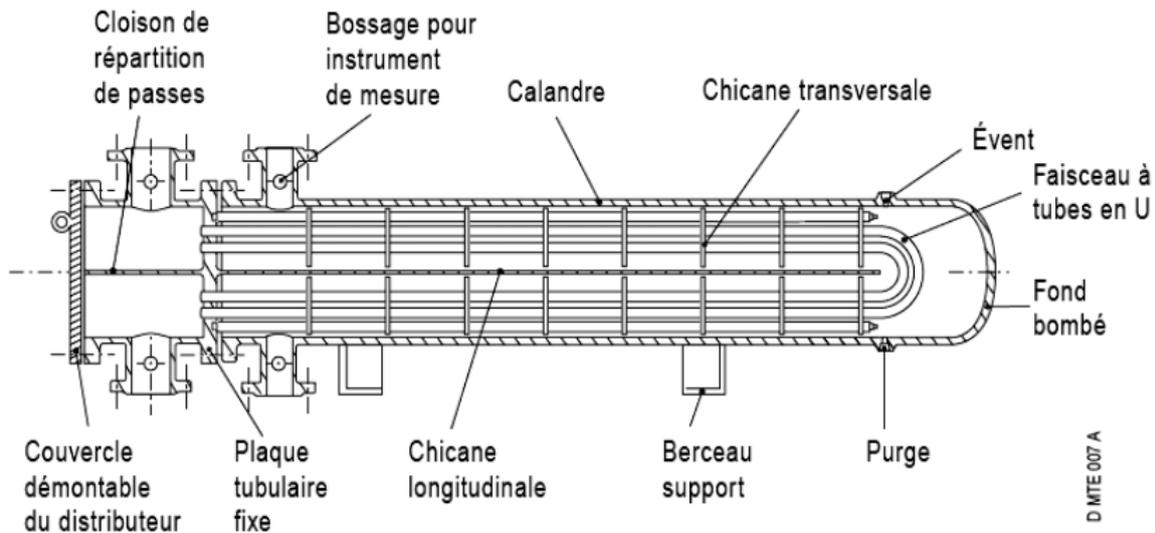


Figure 16 : Échangeur à tube en U

Critères du choix de l'ordre de passage des fluides

Côté tube :

- L'eau de refroidissement (pour gagner éventuellement la quantité évacuée par convection naturelle).
- Le fluide le plus corrosif (le remplacement des tubes coûte moins cher que celui de la calandre).
- Le fluide le plus sale (il est plus simple de nettoyer l'intérieur des tubes que le faisceau à l'extérieur).
- Le fluide le moins visqueux (il est plus simple d'améliorer le coefficient d'échange de ce côté-ci des tubes).
- Le fluide sous haute pression (l'épaisseur des tubes et les dégâts seraient moindres).
- Le liquide de moindre débit volumique (On améliore mieux les coefficients de ce côté-ci).

- Le fluide soumis au moindre écart de température (Pour des écarts importants $> 100^\circ$, tout le faisceau devrait pouvoir se dilater, par conséquent le fluide changera de côté).

II.3.2. Les échangeurs à plaques et joints

On les trouve aujourd'hui dans divers secteurs de l'industrie. Ils sont constitués par un empilement de plaques métalliques embouties qui servent de surfaces d'échanges à deux fluides ou plus. Les plaques positionnées dans un bâti constitué par un flasque fixe et un flasque mobile sont serrées entre elles au moyen de tirants latéraux. Dans d'autres configurations, les plaques peuvent aussi être brasées ou soudées entre elles. Les éléments de l'échangeur à plaques et joints sont montrée dans la figure 17.

Le joint par plaque assure l'étanchéité de l'échangeur ainsi que la répartition des fluides dans les canaux formés par deux plaques. Des cannelures droites ou en chevrons favorisent la turbulence des fluides (même pour des liquides visqueux) et assurent une bonne tenue à la pression du fait du grand nombre de contact métal/métal. On distingue les échangeurs à surface primaire (les plus communs) et les échangeurs à surface secondaire (on ajoute des ailettes plissées ou ondulées entre les plaques).

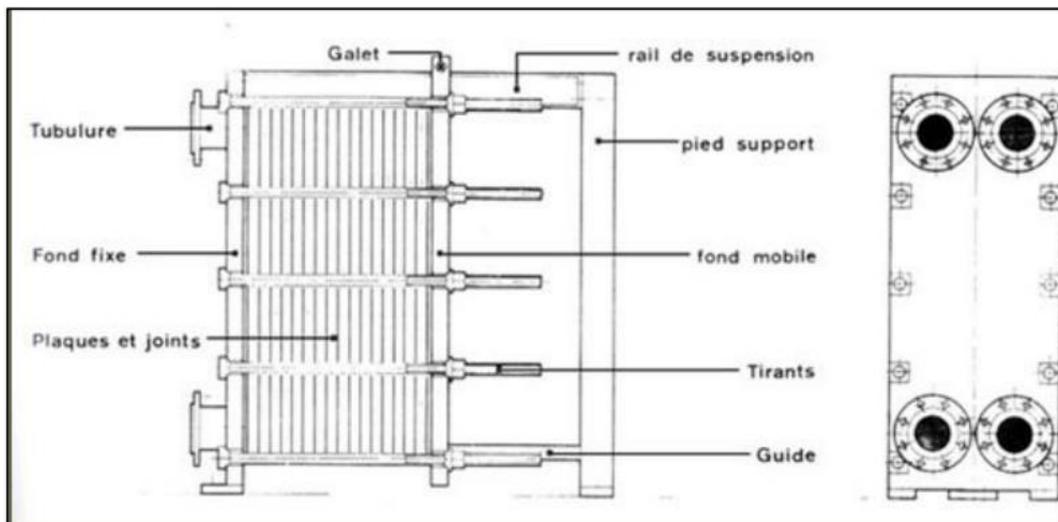


Figure 17 : Les principaux composants échangeur à plaques et joints

Par ailleurs, le domaine d'application des échangeurs à plaques est limité par la tenue des joints. On admet cependant, comme marges d'utilisation 0 à 250°C en température et une pression voisine de 20 bars. L'utilisation de plaques soudées ou brasées a pour effet

d'augmenter le niveau de température et de pression par rapport aux échangeurs à plaques et joints (de -40 à 500 °C en température et jusqu'à 30 bars en pression). L'emploi de ce type d'échangeur a tendance à se généraliser de plus en plus car il est très efficace thermiquement et permet par ailleurs, en augmentant ou en réduisant le nombre de plaques, de répondre à un service thermique pouvant être variable.

II.3.3. Problèmes de fonctionnement des échangeurs de chaleur [6]

Lors de l'exploitation des échangeurs de chaleur, les industriels sont le plus souvent confrontés aux phénomènes liés à l'encrassement, la corrosion et les vibrations, voir la tenue mécanique des appareils. La tenue mécanique des échangeurs peut être considérée comme un problème à part, dans la mesure où pour les échangeurs de géométrie classique, elle est réglementée par des textes spécifiques et est en phase d'être régie par une normalisation européenne.

II.3.3.1. Encrassement

L'encrassement englobe tout processus d'accumulation de particules solides contenues dans un fluide en circulation, soit par dépôt de tartre, soit par apparition de micro-organismes d'origine biologique.

II.3.3.1.1. Types d'encrassement

Selon le mécanisme de dépôt, on convient de classer les différents types d'encrassement en six catégories :

- encrassement particulaire
- corrosion
- entartrage
- encrassement biologique
- encrassement par réaction chimique
- encrassement par solidification

- Encrassement particulaire

Ce type d'encrassement concerne les phénomènes de dépôt, puis d'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange, charriées par un fluide en écoulement. Ainsi, l'eau d'une chaudière (produits de corrosion), ou d'une tour de refroidissement (Poussières,

oxydes et hydroxydes de fer) ou encore les fumées industrielles qui déposent un résidu solide de combustion sont considérés comme des systèmes provoquant de l'encrassement particulaire.

- **Corrosion**

Il s'agit ici du résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement influencée par plusieurs paramètres dont : la nature du métal, son état de surface, la nature de l'agent agressif et les conditions physico-chimiques (température, vitesse d'écoulement, ...). Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange (on parle alors de corrosion in situ). En revanche, les produits de corrosion créés ailleurs, entraînent un encrassement particulaire (corrosion ex situ).

- **Entartrage**

Il intervient généralement quand on est en présence d'une production de solution solide à partir d'une solution liquide. Ce phénomène est rencontré surtout dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières et les systèmes géothermiques.

- **Encrassement biologique**

Le développement de micro-organismes tels que les bactéries, les algues,...., crée un film au contact de la surface thermique. Ce type d'encrassement bien qu'apparaissant comme un processus naturel (les bactéries sont omniprésentes dans l'eau) peut être particulièrement favorisé par les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs.

- **Encrassement par réaction chimique**

Il apparaît quand une réaction chimique se déroule près de la surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Ce phénomène se traduit souvent par une polymérisation. En général, les domaines concernés sont l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les systèmes de chauffage utilisant des fluides organiques.

- Encrassement par solidification

La solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie se traduit parfois par la formation d'une couche de glace ou givre entraînant l'encrassement par solidification des conduites. On peut tout simplement observer le dépôt d'hydrocarbures paraffiniques (possédant un point de congélation élevé) au contact d'une surface d'échange froide. Enfin, on peut assister en réalité plutôt à un mode combiné, car la plupart des dépôts sont le résultat d'au moins deux types d'encrassement. Ainsi, un échangeur refroidi par eau peut être sujet à l'entartrage, à l'encrassement particulaire et à l'encrassement biologique par exemple.

II.3.3.2. Les vibrations

L'importance des vibrations doit amener le concepteur d'un échangeur à prendre en considération ce volet au même titre que le transfert de chaleur et les pertes de charges. Les échangeurs de chaleur sont soumis à leurs propres vibrations générées par l'écoulement des fluides circulant dans la calandre (sans oublier les vibrations classiques induites par les chocs,...). Il s'agira pour nous d'introduire les vibrations d'un système et de voir les caractéristiques vibratoires des tubes telles que fréquence propre et amortissement, ainsi que les caractéristiques hydrauliques (écoulement, instabilité,...).

II.4. Conclusion

Etant donné l'importance économique des échangeurs de chaleur, il y a une variété de différents types qui ont de multiples applications. De plus, leur champ d'étude est étendu, citons : la transmission de chaleur, la mécanique des fluides, mécanique des matériaux, encrassement.

Il n'y a aucune pièce mécanique mobile dans l'échangeur de chaleur, ce qui peut entraîner divers problèmes techniques, il est donc essentiel de réaliser une maintenance préventive afin d'éviter ces problèmes, car leurs réparations sont coûteuses.

Chapitre III

Calcul de la surface d'échange de l'échangeur E-1003A

III. Introduction

La section de séparation présente la 2^{ém} étape dans le processus de fabrication de GPL, avec un fractionnateur de 55 plateaux alimenté par GPL démercurisé et déshydraté où il est séparé en distillat (le propane et éthane) et en résidu (le butane C_4H_{10} et pentane).

Le rebouilleur E-1003A se placé au fond de la colonne, **alimenté** par une partie du **résidu** (C_4H_{10}) par la circulation de butane coté calandre et d'huile TORADA coté tube.

Le chauffage de rebouilleur permette de vaporisé les trace de propane et de purifier le butane en plus.

Ce chapitre présente des **généralités** et des **caractéristiques des fluides** utilisées dans le rebouilleur E1003A et les **calculs** de détermination de la **surface d'échange** actuelle et de design.

III.1. Les caractéristiques de rebouilleur E-1003A

Les caractéristiques du rebouilleur E-1003A sont données dans le tableau suivant

Tableau 4 : Les caractéristiques du rebouilleur E-1003A

Caractéristiques	valeurs
Diamètre intérieur des tubes	$d_{in} = 22.63 \text{ mm}$
Diamètre extérieur des tubes	$d_{ex} = 25.4 \text{ mm}$
Epaisseur des parois des tubes	$\delta = 2.77 \text{ mm}$
Pas de tube	$P_b = 32 \text{ mm}$
Nombre de passes	$n = 3$
Nombre de tubes	$N = 1050 \text{ tubes}$
La longueur des tubes	$L = 5000 \text{ mm}$
Diamètre intérieur de la calandre	$D_i = 1800 \text{ mm}$
Espace entre les chicanes	1185 mm
Diamètre équivalent de la calandre	$51,30 \text{ mm}$

III.2. Les fluides circulant dans le rebouilleur E-1003A :

III.2.1. Coté calandre (Gaz : C₄H₁₀) [8]

Le gaz butane communément appelé « gaz » par les ménages est un composé de plusieurs éléments de la famille des alcanes notamment le butane et le propane. Les alcanes font parti de la famille des hydrocarbures essentiellement composés de molécules de carbones et de 10 molécules d'hydrogène. Sa formule chimique est la suivante : C₄H₁₀

Le gaz butane a la propriété d'être gazeux à la température ambiante et à la pression atmosphérique, mais il se liquéfie dès qu'il est soumis à une pression relativement faible. Il est donc d'un transport facile, soit dans des bouteilles « conditionné » soit dans des camions ou des wagons citernes « vrac ». Ces propriétés physiques importantes, sont son point d'ébullition et sa masse volumique. Sous la pression atmosphérique normale, le butane bout à zéro degré celcius (0°C). Donc pour toute température inférieure à 0°C, le butane est liquide et à toute température supérieure il est gazeux. A l'état liquide sa masse volumique est de 585Kg/m³ et de 2,50Kg/m³ lorsqu'il est à l'état gazeux à 15°C. Un litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (à une température ambiante de 15°C et une pression de 1 bar).

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vu du stockage et du transport. Par contre une grande différence existe entre le butane caractérisé ci-dessus et le gaz butane affecté à des fins de cuisson et utilisé par les ménages. Le gaz butane commercialisé sur le marché n'est pas un produit chimiquement pur, mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies.

III.2.1.1. Sources de gaz (butane)

Le gaz butane peut être obtenu de deux manières différentes :

Il peut s'obtenir directement par la transformation sur les plates-formes du gaz naturel ou le pétrole brut léger **GPL**, plus le pétrole brut est léger plus l'on obtiendra de gaz (Méthane, Butane, Propane etc. ...) contenu dans le gisement à travers une simple distillation.

Mais la méthode la plus ancienne et généralement la plus utilisée dans le secteur pétrolier, est le raffinage.

III.2.1.2. Domaine d'utilisation [8]

- Le gaz butane généralement utilisé comme combustibles à des fins de cuisson par les ménages.
- Le gaz butane est essentiellement utilisé pour faire fonctionner des appareils domestiques, en grande partie pour la cuisson. Il va ainsi pouvoir alimenter des fours, des plaques de cuisson et autres gazinières. Il peut également être utilisé avec des appareils extérieurs comme un parasol chauffant, un barbecue à gaz, un désherber thermique, ou encore une plancha, à condition qu'ils ne soient pas trop gourmands en énergie.

III.2.1.3. Stockage

Contrairement au propane, le butane est très sensible au froid. Pour qu'il soit efficace, y compris quand les températures sont basses, on le stocke habituellement à l'intérieur. En-dessous de 0° C, le butane ne gèle pas à proprement parler, mais il ne peut plus être vaporisé, alors que le propane peut résister à des températures jusqu'à - 44° C. À l'inverse, le propane doit, lui, être stocké en dehors du domicile pour des raisons de sécurité. Si une bouteille de butane venait à séjourner en extérieur pendant trop longtemps, il devient impératif d'attendre plusieurs dizaines de minutes avant de l'utiliser, afin de permettre au gaz qu'elle contient de retrouver une température éloignée de tout risque d'implosion.

III.2.1.4. Caractéristique du butane [7]

Pour en savoir plus sur le butane, nous mentionnons certaines de ses propriétés dans le tableau 5.

Tableau 5 : Caractéristique du butane

Formule brut	C ₄ H ₁₀
Point d'ébullition (°C)	320
Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15°C	585
Masse volumique du gaz (kg/m ³) à 15°C	2.50
Point de congélation	-138
Densité (kg/m ³) à 15°C	2.48
Masse molaire (g.mol ⁻¹)	58.124

III.2.2. Coté tube (huile-TORADA 32)

Huile-TORADA 32 est une huile minérale pure, spécialement raffinée qui possède une stabilité exceptionnelle à l'oxydation et une très grande résistance à la dégradation thermique du fait de sa fluidité, l'huile TORADA TC 32 présente d'excellentes caractéristiques thermodynamiques, les principaux avantages obtenus par l'emploi de cette qualité par rapport à des huiles plus visqueuse sont :

- Meilleure résistance au craquage.
- Régime turbulent atteint beaucoup plus rapidement.
- Plus faible énergie nécessaire à sa circulation dans les circuits.

TORADA TC est utilisée dans les dispositifs de transfert de chaleur par circulation ou la température maximale de l'huile ne dépasse pas 320°C dans les systèmes clos. Elle est recommandée aussi pour rinçage des carters et canalisations.

III.2.2.1. Propriétés d'huile [13]

Pour en savoir plus sur l'huile TORADA TC, nous mentionnons certaines de ses propriétés dans le tableau 6.

Tableau 6 : Propriété d'huile

Propriété	TORADA TC
Point d'ébullition initial °C	367
Point fin d'ébullition °C	>462
Point d'écoulement °C	-9
Densité	0,860 – 0,875
Point d'éclair °C	207
Odeur	Douce
Apparence	Couleur sombre
Pression de vapeur (mmHg)	<0.1 mbar
Viscosité	à 40°C 28,8 – 35,2

III.2.2.2. Domaine utilisation d'huile TORADA TC

- L'huile diathermique est également utilisée pour le chauffage et le refroidissement des équipements de traitement dans les industries pharmaceutique, chimique et pétrochimique.
- Dans l'industrie textile, il est souvent utilisé pour fournir de la chaleur aux serpentins d'eau chaude/froide et aux échangeurs de chaleur.
- dans l'industrie sidérurgique, il est utilisé pour chauffer les bains chauds pour le traitement de l'acier.
- les industries du verre, du plastique et du papier utilisent également ce fluide pour leurs processus industriels.

III.2.2.3. Manipulation et Stockage d'huile TORADA TC [13]

- Tenir à l'écart des matières combustibles ; conserver à l'écart des aliments et boissons.
- Les contacts prolongés et répétés avec l'épiderme peuvent provoquer des affections cutanées favorisées par des petites blessures ou des frottements avec des vêtements souillés.
- Eviter les projections.
- Après contact avec la peau, se laver immédiatement et abondamment à l'eau et aux savons détergents agréés.
- Ne pas utiliser des produits irritants ou des solvants.
- Enlever immédiatement tout vêtement souillé ou éclaboussé, y compris les chaussures.
- Stocker dans des endroits appropriés.
- Ne pas respirer les vapeurs, fumées, brouillards.
- Ne pas manger, ne pas boire et ne pas fumer pendant l'utilisation.
- Respecter les recommandations de l'étiquetage, même lors de la manipulation d'emballages vides.
- Utiliser une aspiration d'air locale pour assurer le contrôle des brouillards ou des vapeurs.

III.3. Calcul de la surface d'échange de l'échangeur E-1003A

La surface d'échange de rebouilleur est déterminée par la relation suivante :

$$S = \frac{Q_{Rb}}{K * \Delta T_{Lm}}$$

Où :

Q_{Rb} : la quantité de chaleur du rebouilleur.

K : coefficient globale de transfert de chaleur.

ΔT_{Lm} : Différence de température logarithmique moyenne.

Les paramètres Q_{Rb} , K et ΔT_{Lm} sont calculés selon l'organigramme de la figure 19.

III.3.1. Modèle de calcul générale d'un rebouilleur tube-calandre

Le mode de calcul est regroupé dans l'organigramme suivant

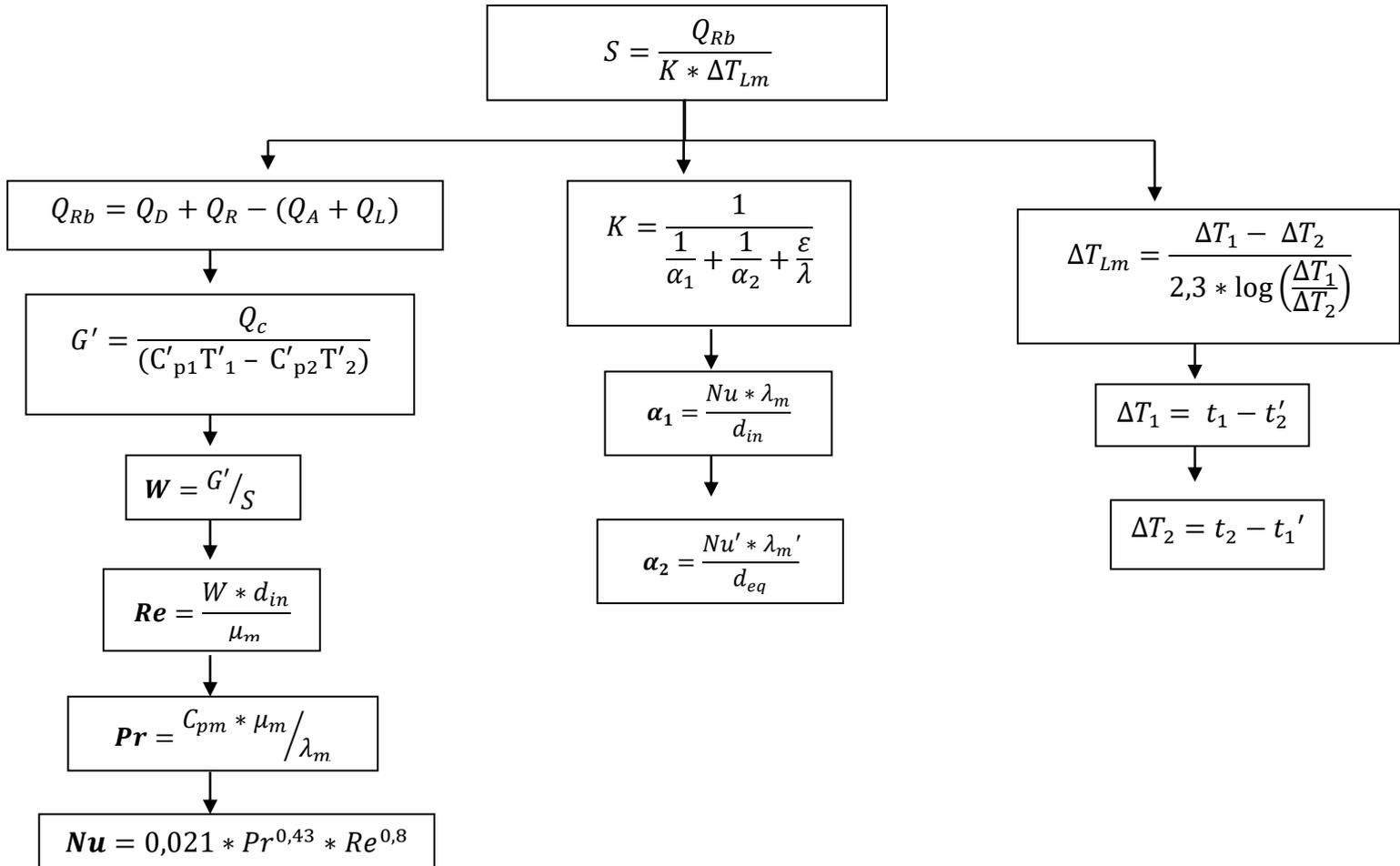


Figure 18 : Mode de calcul général de la surface d'échange du rebouilleur

III.3.2. Calcul de la quantité de chaleur du rebouilleur Q_{Rb}

On calcule la quantité de chaleur du rebouilleur E-1003A Q_{Rb} pour déterminer le débit d'entrée du rebouilleur G' . Dans ce but le calcul est effectué par l'appel de simulateur HYSYS.

Le logiciel « HYSYS » a été développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et s'assurer que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites, ainsi d'évaluer et d'améliorer les procédés existants.[12]

La figure 18 représente la simulation du fractionnateur de la section séparation.

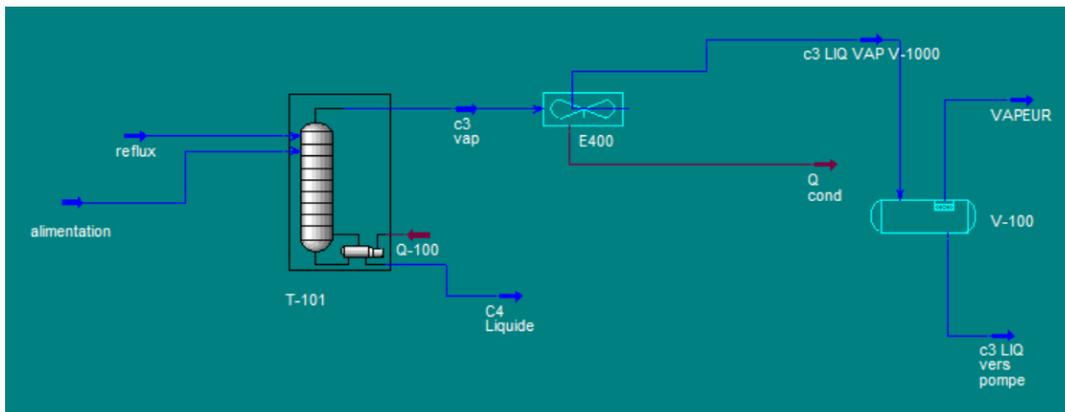


Figure 19 : Présentation de l'installation du fractionnateur avec HYSYS

Utilisant les paramètres actuellement pour l'alimenté de la colonne V-1101 dans le simulateur HYSYS, on obtient les résultats présentés dans le tableau 7 (les détails de calculs sont regroupés dans l'ANNEX)

Tableau 7 : Paramètres calculés d'entrée et de sortie de la colonne V-1101

	Alimentation	Reflux	Distillat	Résidu
Débit molaire [Kmol/h]	2194	1509	2909	793,21
Enthalpie H [Kcal/Kg]	-603,1	-636,84	-562,07	-559,58

Chapitre 3 : calcul de la surface d'échange de l'échangeur E-1003A

Pour déterminer la charge thermique du rebouilleur Q_{Rb} , l'établissement du bilan thermique est nécessaire :

$$Q_A + Q_{Rb} + Q_L = Q_D + Q_R \quad (1) \quad \text{D'où} \quad Q_{Rb} = Q_D + Q_R - (Q_A + Q_L)$$

Avec :

$$Q_A = A' * H_A \quad (2)$$

$$Q_D = D' * H_D \quad (3)$$

$$Q_R = R' * H_R \quad (4)$$

$$Q_L = L' * H_L \quad (5)$$

Q_A : la charge thermique de l'alimentation.

Q_D : la charge thermique de distillat.

Q_R : la charge thermique de résidu.

Q_L : la charge thermique de reflux.

A' : le débit molaire d'alimentation.

D' : le débit molaire de distillat.

R' : le débit molaire du résidu.

L' : le débit molaire de reflux.

III.3.2.1. Détermination de la charge thermique de rebouilleur (Q_{Rb})

Les débits et les enthalpies sont déterminés à partir de HYSYS.

$$Q_A = A' * H_A \quad (6)$$

$$Q_A = -1323201,1 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_D = D' * H_D \quad (7)$$

$$Q_D = -1635061,63 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_R = R' * H_R \quad (8)$$

$$Q_R = -443864,45 \text{ Kmol/h}$$

$$Q_L = L' * H_L \quad (9)$$

$$Q_L = -960991,56 \text{ Kcal/h}$$

Utilisent le bilan thermique de la colonne on obtient l'équation (10)

$$Q_{Rb} = Q_D + Q_R - (Q_A + Q_L) \quad (10)$$

$$\text{D'où} \quad Q_{Rb} = 204724 \text{ Kcal/h}$$

III.3.2.2. Calcul de débit massique d'entré rebouiller G'

D'après la quantité de chaleur Q_{Rb} précédent calculé, on utilise le bilan thermique pour calcul G' avec l'équation (11)

$$G' = \frac{Q_c}{(C'_{p1}T'_{1} - C'_{p2}T'_{2})} \quad (11)$$

Avec

$$Q_{Rb} = \eta Q_C$$

Q_{Rb} : Quantité de chaleur reçue par l'huile.

Q_C : Quantité de chaleur cédée par le butane donné par $Q_c = \frac{Q_{Rb}}{\eta}$.

η : rendement de rebouilleur $\eta = 0,95$.

$$Q_c = \frac{Q_{Rb}}{\eta}$$

$$Q_c = 215499 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_c = G' (C'_{p1}T'_{1} - C'_{p2}T'_{2}) \quad (12)$$

Les paramètres utilisés dans ce calcul sont mentionné dans le tableau 9

$$G' = \frac{215499}{(0,922 * 113 - 0,618 * 121)}$$

$$G' = 7328 \text{ Kg/h}$$

$$G'_{1/2} = \frac{G'}{2} \text{ Alimenté les deux rebouilleurs E1003A/B}$$

$$G'_{1/2} = 3664 \text{ Kg/h}$$

III.4. Calcul

Une partie du résidu est chauffée dans le rebouilleur E-1003 A et B par la circulation du butane coté calandre et de l'huile cotée tube. Ainsi elle revient dans le fractoinnateur sous forme d'un reflux chaud pour permettre l'évaporation du propane et du butane entraîné par le liquide.

III.4.1. Données de départ

Pour assurer le calcul de surface d'échange il faut établir ces calcul

III.4.1.1. Coté tube « huile Torada TC »

Les informations actuelles sur l'huile qui pénètre dans le tube sont regroupées dans le tableau ci-dessous.

Tableau 8 : Paramètre d'huile TORADA TC

Température d'entrée $t_1 = 180 \text{ }^\circ\text{C}$	
Densité ρ_1 (Kg/m ³)	804
Viscosité μ_1 (Kg/h.m)	0.0486
Chaleur spécifique C_{p1} (Kcal/Kg $^\circ\text{C}$)	0.544
Conductivité thermique λ_1 (Kcal/ m h $^\circ\text{C}$)	0.1076
Température de sortie $t_2 = 125 \text{ }^\circ\text{C}$	
Densité ρ_2 (Kg/m ³)	770
Viscosité μ_2 (Kg/h.m)	0.0972
Chaleur spécifique C_{p2} (Kcal/Kg $^\circ\text{C}$)	0.59
Conductivité thermique λ_2 (Kcal/ m h $^\circ\text{C}$)	0.1044

III.4.1.2. Coté calandre « butane »

Les informations de butane qui pénètre dans la calandre sont regroupées dans le tableau ci-dessous.

Tableau 9 : Paramètres de GAZ (Butane)

Température d'entrée $t'_1 = 113\text{ °C}$	
Densité ρ'_1 (Kg/m ³)	434
Viscosité μ'_1 (Kg/ h.m)	0.278
Chaleur spécifique Cp'_1 (Kcal/Kg°C)	0.922
Conductivité thermique λ'_1 (Kcal/ m h °C)	0.041
Température de sortie $t'_2 = 121\text{ °C}$	
Densité ρ'_2 (Kg/m ³)	51.52
Viscosité μ'_2 (Kg/ h.m)	0.041
Chaleur spécifique Cp'_2 (Kcal/Kg°C)	0.618
Conductivité thermique λ'_2 (Kcal/ m h °C)	0.031

III.4.2. Calcul de ΔT_{Lm}

On calcul de la différence de température logarithmique moyenne avec l'équation (13) suivante

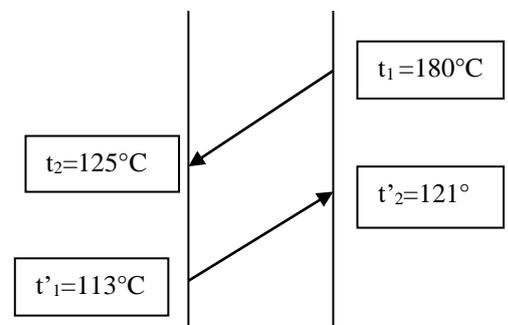
$$\Delta T_{Lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2,3 \cdot \log\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (11)$$

$$= \frac{59 - 12}{2,3 \cdot \log\frac{59}{12}}$$

$\Delta T_{Lm} = 29,54\text{ °C}$

$$\Delta T_1 = t_1 - t'_2$$

$$= 180 - 121$$



$$\Delta T_1 = 59^\circ C$$

$$\Delta T_2 = t_2 - t'_1$$

$$= 125 - 113$$

$$\Delta T_2 = 12^\circ C$$

III.4.3. Calcul de coefficient globale de transfert de chaleur K

Pour déterminer la surface d'échange de rebouilleur E1003A S, il faut calculer le coefficient global de transfert de chaleur K avec l'équation suivante

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\varepsilon}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Où :

α_1 : Coefficient de transmission de chaleur coté tube

α_2 : Coefficient de transmission de chaleur coté calandre

ε : Epaisseur de la paroi 2.77 mm

λ : Conductivité thermique de la paroi 46 Kcal/mh°C

III.4.3.1. Calcul de coefficient de transmission de chaleur coté tube α_1

Détermination de coefficient de transmission de chaleur coté tube avec cette équation

$$\alpha_1 = \frac{Nu * \lambda_m}{d_{in}}$$

Pour déterminer α_1 il faut établir ces calculs

III.4.3.1.1. Section de passage

Pour déterminer la vitesse massique, il faut calculer premièrement la section de passage avec l'équation (14)

$$Sc = \frac{N * \pi * d_{in}^2}{4 * n} \quad (12)$$

Où :

N : nombre de tube 1050 ;

d_{in}: diamètre intérieur des tubes 22.63 mm ;

n : nombre de passage 3 ;

$$Sc = \frac{1050 * 3,14 * (22,63 * 10^{-3})^2}{4 * 3}$$

$$Sc = 0,1407 \text{ m}^2$$

III.4.3.1.2. La vitesse massique

Pour calculer le **Re** il faut d'abord calculer la vitesse massique à l'aide de l'équation (15)

$$W = G'_{1/2} / Sc \quad (13)$$

$$W = \frac{3664}{0,1407}$$

$$W = 26041,22 \text{ Kg/h.m}^2$$

III.4.3.1.3. Calcul du nombre de Reynolds « Re »

Pour calcul le **NU**, il faut d'abord calcul le nombre de Reynolds, à l'aide de l'équation suivante

$$Re = \frac{W * d_{in}}{\mu_m} \quad (14)$$

Où :

μ_m : viscosité moyenne

W : la vitesse massique

$$Re = \frac{26041,22 * 22,63 * 10^{-3}}{0,072}$$

$$Re = 8185$$

$$\mu_m = \frac{0,0486 + 0,0972}{2}$$

$$\mu_m = 0,072 \text{ Kg/h.m}$$

III.4.3.1.4. Calcul du critère de Prandt « Pr »

Pour calcul le nombre NU, il faut ensuite calcul le nombre de Prandt, à l'aide de l'équation suivante

$$Pr = \frac{C_{pm} * \mu_m}{\lambda_m} \quad (15)$$

Où :

C_{pm} : Chaleur spécifique moyenne

λ_m : Conductivité thermique moyenne

$$Pr = \frac{0,493 * 0,072}{0,105}$$

$$Pr = 0,301$$

Les paramètres utilisés sont mentionnés dans le tableau 8

$$C_{Pm} = \frac{C_{p1}T_1 - C_{p2}T_2}{T_1 - T_2} \quad (16)$$

$$C_{Pm} = \frac{0,544 * 180 - 0,59 * 125}{180 - 125}$$

$$C_{Pm} = 0,439 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\lambda_m = \frac{0,107 + 0,104}{2}$$

$$\lambda_m = 0,105 \text{ [Kcal/ m h } ^\circ\text{C]}$$

λ_m : Conductivité thermique moyenne.

III.4.3.1.5. Calcul de critère de Nusselt Nu

On détermine le critère de Nusselt avec l'équation 19

$$Nu = 0,021 * Pr^{0,43} * Re^{0,8} \quad (17)$$

$$Nu = 0,021 * 0,301^{0,43} * 8185^{0,8}$$

$$Nu = 17$$

Détermination de coefficient de transmission de chaleur coté tube avec l'équation (20)

$$\alpha_1 = \frac{Nu * \lambda_m}{d_{in}} \quad (18)$$

$$\alpha_1 = \frac{17 * 0,105}{25,4 * 10^{-3}}$$

$$\alpha_1 = 70,3 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

III.4.3.2. Calcul de coefficient de transmission de chaleur coté calandre α_2

Détermination de coefficient de transmission de chaleur coté calandre par cette équation

$$\alpha_2 = \frac{Nu' * \lambda_m}{d_{eq}}$$

Pour déterminer α_2 il faut établir ces calculs

III.4.3.2.1. Section de passage

La section de passage est calculé par

$$Sc' = \frac{D_c * (P_b - d_{ex}) * B}{P_b} \quad (19)$$

Où :

D_c : Diamètre intérieur de la calandre $D_c = 1.8 \text{ m}$;

B : Espace entre les chicanes $B = 1.85 \text{ m}$;

P_b : pas de tube $P_b = 0.032 \text{ m}$.

D_{ex} : diamètre extérieur de calandre $= 0,0254 \text{ m}$

$$Sc' = 0,439 \text{ m}^2$$

III.4.3.2.2. La vitesse massique

Pour calculer le Re' il faut d'abord calculer la vitesse massique à l'aide de l'équation suivante

$$W' = \frac{G'}{Sc'} \quad (20)$$

$$W' = \frac{3664}{0,439}$$

$$W' = 8346 \text{ Kg/h.m}^2$$

III.4.3.2.3. Calcul du nombre de Reynolds « Re' »

Pour calcul le NU' , il faut d'abord calcul le nombre de Reynolds, à l'aide de l'équation suivante

$$Re' = \frac{W * d_{eq}}{\mu'_m} \quad (21)$$

$$Re' = \frac{8346 * 0,0513}{0,1595}$$

$$Re' = 2684$$

Les paramètres utilisés sont mentionné dans le tableau 9

$$\mu'_m = \frac{0,278 + 0,041}{2}$$

$$\mu'_m = 0,1595 \frac{\text{kg}}{\text{h.m}}$$

$$D_{eq} = \frac{4P_b^2}{\pi d_{ex}}$$

Où :

P_b : Pas de tube 32mm

d_{ex} : Diamètre extérieur des tubes 25.4mm

$$D_{eq} = 0,0513 \text{ m}$$

III.4.3.2.4. Calcul du critère de Prandtl « Pr »

Pour calcul le critère NU' , il faut ensuite calcul le critère de Prandtl, à l'aide de l'équation suivante

$$Pr' = \frac{C'_{pm} * \mu'_m}{\lambda'_m} \quad (22)$$

$$Pr' = \frac{0,1595 * 3,767}{0,036}$$

$$Pr' = 16,29$$

Les paramètres utilisés sont mentionné dans le tableau 9

$$C'_{pm} = \frac{C'_{p1}T'_1 - C'_{p2}T'_2}{T'_1 - T'_2} \quad (23)$$

$$= \frac{0,922 * 113 - 0,618 * 121}{121 - 113}$$

$$C'_{pm} = 3,676 \frac{kcal}{kg. ^\circ C}$$

$$\lambda_m = \frac{0,041 + 0,031}{2}$$

$$\lambda_m = 0,036 \frac{Kcal}{m. h^\circ C}$$

λ_m : Conductivité thermique moyenne.

III.4.3.2.5. Calcul de critère de Nusselt Nu'

Après le calcul du Re' et Pr' on peut déterminer Nu' a l'aide de l'équation suivante

$$Nu' = 0,021 * Pr^{0,43} * Re^{0,8} \quad (24)$$

$$Nu' = 0,021 * 16,29^{0,43} * 2684^{0,8}$$

$$Nu' = 38,5$$

Calcul le coefficient de transmission de chaleur coté calandre α_2

$$\alpha_2 = \frac{Nu' * \lambda_m}{d_{eq}} \quad (25)$$

$$\alpha_2 = \frac{38,5 * 0,036}{0,0513}$$

$$\alpha_2 = 27,1 \frac{kcal}{h.m^2^\circ C}$$

III.4.4. Surface d'échange S

Pour déterminer la surface d'échange il faut calcul d'abord le coefficient globale d'échange **K** avec cette équation

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\varepsilon}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (26)$$

ε : Epaisseur de la paroi 2.77 mm

λ : Conductivité thermique de la paroi 46 Kcal/mh°C

$$K = \frac{1}{\frac{1}{70,3} + \frac{1}{27,1} + \frac{2,77 \cdot 10^{-3}}{46}}$$

$$K = 20 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

A l'aide des calculs précédent on détermine la surface d'échange **S**

$$Q_{Rb} = k * \Delta T_{Lm} * S \quad (27)$$

$$S = \frac{Q_{Rb}}{K * \Delta T_{Lm}} \quad (28)$$

$$S = \frac{204724}{20 * 29,54}$$

$$S = 346 \text{ m}^2$$

III.4.5. Calcul de la surface d'échanges design de E-1003A

On calcul la surface d'échange de design pour faire la comparaison avec la surface d'échange actuels calculée

$$S = \pi \cdot d_{ex} \cdot L \cdot N \quad (29)$$

$$= 3,14 * 0,0254 * 5 * 1050$$

$$S = 419 \text{ m}^2$$



Figure 20 : Rebouilleur E-1003A

III.5. Interprétation

D'après ses résultats on remarque que la surface d'échange actuel est diminué par 18 % par rapport à la surface installée, cela signifie qu'il y a un problème d'encrassement particulaire,

Une solution possible pour résoudre ce problème consiste à effectuer des inspections et un nettoyage profond du rebouilleur **E-1003A** tous les 3 ans au moins, selon les recommandations du service des mines.

Conclusion

IV. Conclusion générale

Ce travail de recherche a été entrepris dans le cadre d'une convention entre le département de génie des procédés de l'université de Mostaganem et le complexe GP1/Z. L'objectif principal étant calcul de la surface d'échange réel du rebouilleur **E-1003A**, ce calcul est réalisé par la méthode de ΔT_{Lm} . Pour déterminer les différents débits et enthalpies nécessaires dans ce calcul, on fait appel à HYSYS.

En ce qui concerne la surface d'échange calculé de rebouilleur **E-1003A** est de **346 m²**, cette valeur est inférieure à la surface installée **419 m²**. Cela est dû au fait que le rebouilleur et le même depuis sa première installation on 1983. Il est surdimensionné de 18 % par rapport à sa capacité de service. Selon ces résultats on peut rappeler comme un des problèmes : l'encrassement particulaire de l'équipement.

Sachant ce type d'encrassement concerne les phénomènes de dépôt, puis d'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange.

Formation de dépôts : Lorsque des huiles circulent à travers les tubes du rebouilleur, **E-1003A** des dépôts peuvent se former sur les parois internes des tubes.

Ces dépôts peuvent être dus à des impuretés présentes dans l'huile, ou dégradation huile TORADA par une mauvaise exploitation.

Les dépôts réduisent l'efficacité de transfert de chaleur et entraînent une perte de performance globale.

Formation de dépôts de corrosion : les huiles en circulation sont corrosives, ils entraînent la formation de dépôts de corrosion sur les surfaces internes des tubes du rebouilleur.

Ces dépôts peuvent être composés de produits de corrosion entre les fluides et les matériaux des tubes.

Les matériaux couramment utilisés pour les tubes de rebouilleurs comprennent l'acier inoxydable, et divers alliages.

Effets de l'encrassement particulaire à l'échange de chaleur :

- Diminution du taux de transfert de chaleur : La couche de dépôts réduit le flux de chaleur à travers l'échangeur.
- Augmentation de la température du côté chaud : L'encrassement entraîne une élévation de la température du fluide chaud.
- Diminution de la température du côté froid : La chaleur transférée au fluide froid est également réduite.
- Corrosion sous le dépôt : Les dépôts peuvent favoriser la corrosion.

L'une des solutions est d'effectuées des inspections et nettoyage profonde de toute la capacité de rebouilleur tous les 3 ans ou moins s'il est possible, par le service des mines. Pour assuré le bonne fonctionnement des équipements.

Bibliographies

Bibliographies

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [2] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.
- [3] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3.
- [4] Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.
- [5] A.ZIOUCHI -Echangeurs de chaleur- Département maintenance industrielle-2007
- [6] BERNARD-Echangeurs de chaleur- Chapitre 9 (La deuxième partie) 2014
- [7] <https://www.francegazliquides.fr/energie-butane-propane/caracteristiques/caracteristiques-generales/> le 27-04-2024
- [8] <https://www.antargaz.fr/guide-pratique/bouteilles-de-gaz/gaz-butane> le 29-04-2024
- [9] <https://www.elkhabar.com/press/article/221290/> le 01-05-2024
- [10] ALPEMA-The standards of the brazed aluminum plate-fin heat exchanger manufacturer's association- Third Edition 2010
- [11] Polycopie des échangeurs de chaleur-Ecole IAP de Boumerdès Département Maintenance industrielle
- [12] Support technique HYSYS.
- [13] Fiche de données, NAFTEC-SPA, Raffinerie ARZEW

ANNEXE

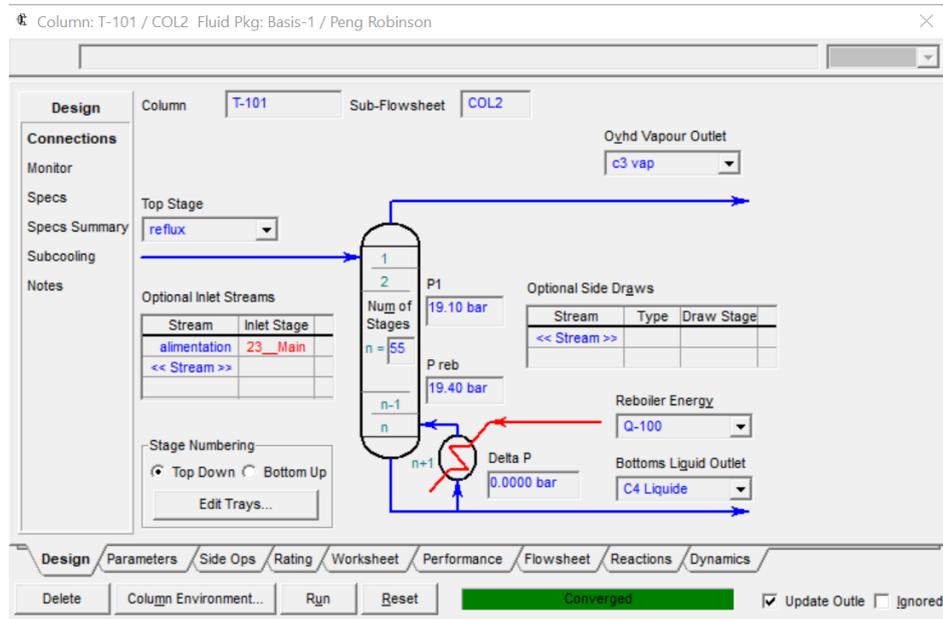


Figure 21 : Installation de la colonne v-1101 en HYSYS

Column: T-101 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng Robinson

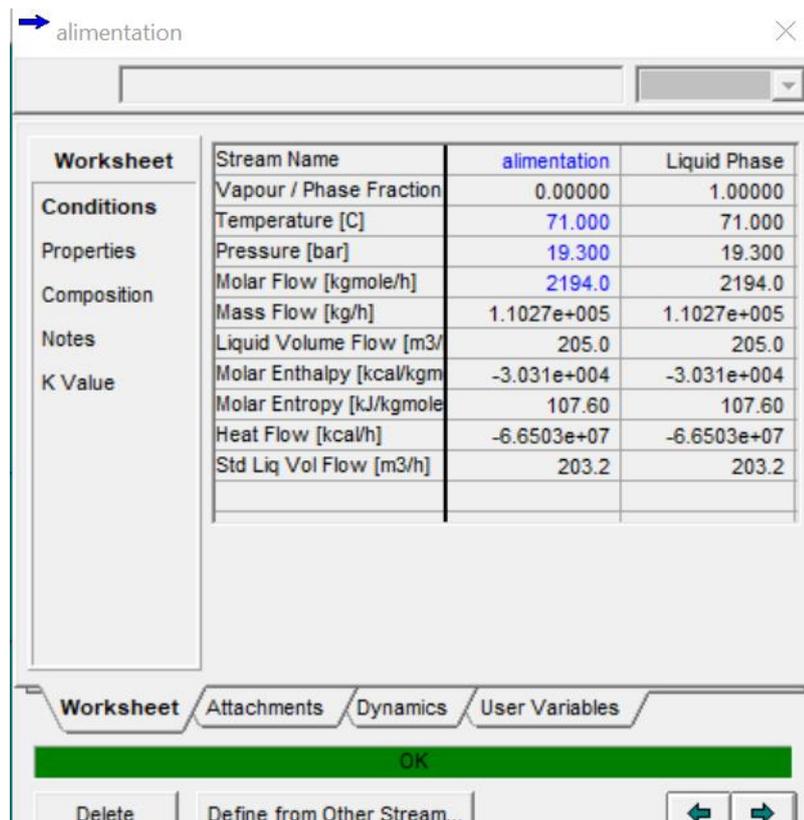
Worksheet

Name	reflux	alimentation	c3 vap	C4 Liquide
Vapour Fraction	0.00000	0.00000	1.00000	0.00000
Temperature [C]	48.000	71.000	58.486	108.12
Pressure [bar]	24.000	19.300	19.100	19.400
Actual Vol. Flow [m3/h]	145.30	241.92	2965.1	105.02
Mass Enthalpy [kcal/kg]	-636.84	-603.10	-562.07	-559.58
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.3565	2.1409	3.2418	1.8192
Molecular Weight	43.594	50.259	44.611	58.298
Molar Density [kgmole/m3]	10.385	9.0693	0.98134	7.5530
Mass Density [kg/m3]	452.75	455.81	43.779	440.33
Std. Liquid Mass Density	504.36	542.73	510.55	578.35
Molar Heat Capacity [kJ/kg-C]	143.03	166.63	104.32	213.99
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2808	3.3153	2.3385	3.6707
Thermal Conductivity [W/m-K]	8.0630e-002	7.0410e-002	2.3796e-002	5.6266e-002
Viscosity [cP]	7.8158e-002	8.3249e-002	1.0359e-002	7.9098e-002
Surface Tension [dyne/cm]	4.1475	3.8896	<empty>	2.8249
Specific Heat [kJ/kgmo]	143.03	166.63	104.32	213.99
Z Factor	8.6547e-002	7.4372e-002	0.70587	8.1024e-002
Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000
Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000

Design | Parameters | Side Ops | Rating | Worksheet | Performance | Flowsheet | Reactions | Dynamics

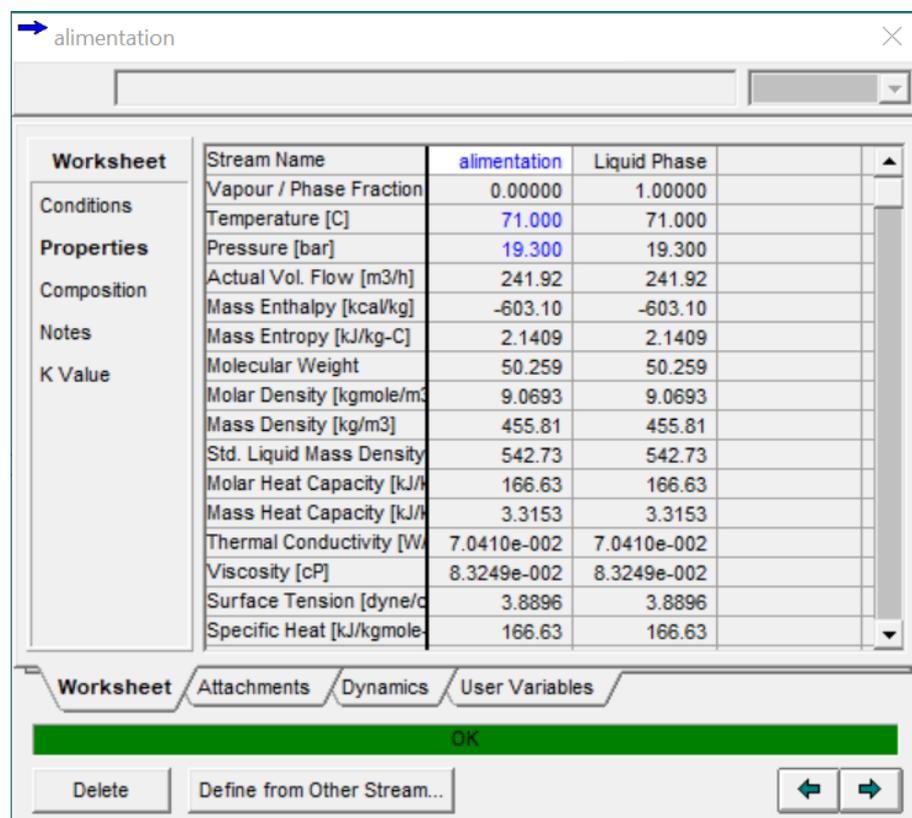
Delete | Column Environment... | Run | Reset | Converged | Update Outle | Ignored

Figure 22 : Les propriétés de la colonne v-1101



Worksheet	Stream Name	alimentation	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	71.000	71.000
Properties	Pressure [bar]	19.300	19.300
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	2194.0	2194.0
Notes	Mass Flow [kg/h]	1.1027e+005	1.1027e+005
K Value	Liquid Volume Flow [m3/h]	205.0	205.0
	Molar Enthalpy [kcal/kgm]	-3.031e+004	-3.031e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole]	107.60	107.60
	Heat Flow [kcal/h]	-6.6503e+07	-6.6503e+07
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	203.2	203.2

Figure 23 : Les conditions de stream alimentation



Worksheet	Stream Name	alimentation	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	71.000	71.000
Properties	Pressure [bar]	19.300	19.300
Composition	Actual Vol. Flow [m3/h]	241.92	241.92
Notes	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-603.10	-603.10
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.1409	2.1409
	Molecular Weight	50.259	50.259
	Molar Density [kgmole/m3]	9.0693	9.0693
	Mass Density [kg/m3]	455.81	455.81
	Std. Liquid Mass Density	542.73	542.73
	Molar Heat Capacity [kJ/K]	166.63	166.63
	Mass Heat Capacity [kJ/K]	3.3153	3.3153
	Thermal Conductivity [W/m-K]	7.0410e-002	7.0410e-002
	Viscosity [cP]	8.3249e-002	8.3249e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	3.8896	3.8896
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	166.63	166.63

Figure 24 : Les propriétés de stream alimentation

Worksheet	Stream Name	reflux	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	1.00000
Properties	Temperature [C]	48.000	48.000
Composition	Pressure [bar]	24.000	24.000
Notes	Molar Flow [kgmole/h]	1509.0	1509.0
K Value	Mass Flow [kg/h]	65784	65784
	Liquid Volume Flow [m3/h]	131.2	131.2
	Molar Enthalpy [kcal/kgm]	-2.776e+004	-2.776e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole]	102.73	102.73
	Heat Flow [kcal/h]	-4.1894e+07	-4.1894e+07
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	130.4	130.4

Figure 25 : Les conditions de stream reflux

Worksheet	Stream Name	reflux	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	1.00000
Properties	Temperature [C]	48.000	48.000
Composition	Pressure [bar]	24.000	24.000
Notes	Actual Vol. Flow [m3/h]	145.30	145.30
K Value	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-636.84	-636.84
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.3565	2.3565
	Molecular Weight	43.594	43.594
	Molar Density [kgmole/m3]	10.385	10.385
	Mass Density [kg/m3]	452.75	452.75
	Std. Liquid Mass Density	504.36	504.36
	Molar Heat Capacity [kJ/K]	143.03	143.03
	Mass Heat Capacity [kJ/K]	3.2808	3.2808
	Thermal Conductivity [W/m-K]	8.0630e-002	8.0630e-002
	Viscosity [cP]	7.8158e-002	7.8158e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	4.1475	4.1475
	Specific Heat [kJ/kgmole]	143.03	143.03

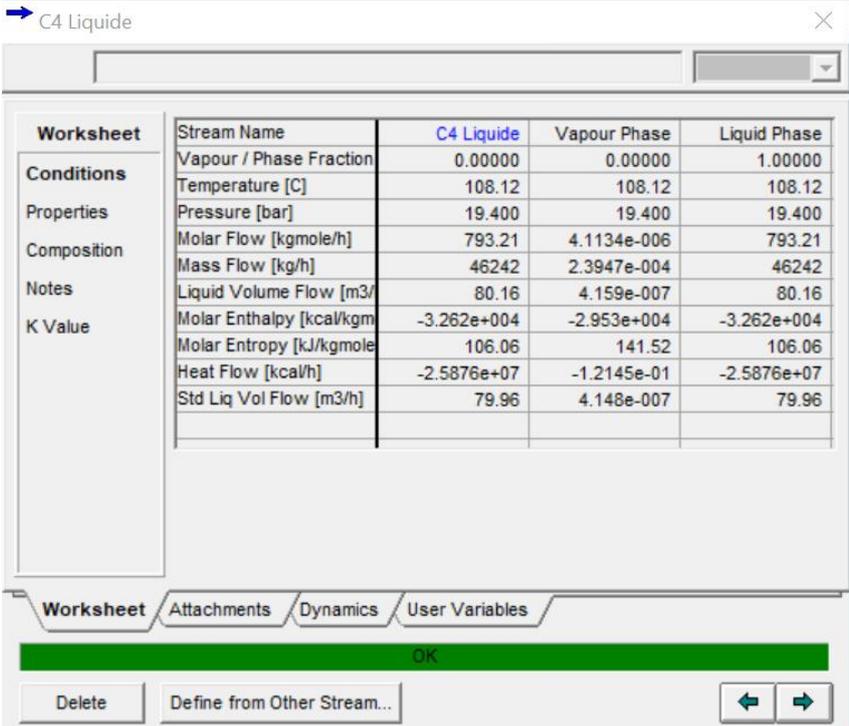
Figure 26 : Les conditions de stream reflux

Worksheet	Stream Name	c3 vap	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.00000	1.00000	0.00000
Properties	Temperature [C]	58.486	58.486	58.486
	Pressure [bar]	19.100	19.100	19.100
Composition	Actual Vol. Flow [m3/h]	2965.1	2965.1	1.0934e-005
Notes	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-562.07	-562.07	-622.74
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3.2418	3.2418	2.3360
	Molecular Weight	44.611	44.611	45.762
	Molar Density [kgmole/m3]	0.98134	0.98134	9.7419
	Mass Density [kg/m3]	43.779	43.779	445.81
	Std. Liquid Mass Density	510.55	510.55	517.51
	Molar Heat Capacity [kJ/K]	104.32	104.32	157.89
	Mass Heat Capacity [kJ/K]	2.3385	2.3385	3.4502
	Thermal Conductivity [W/m-K]	2.3796e-002	2.3796e-002	7.5340e-002
	Viscosity [cP]	1.0359e-002	1.0359e-002	7.7642e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	3.6970
	Specific Heat [kJ/kgmole-K]	104.32	104.32	157.89

Figure 27 : Les propriétés de stream distillat

Worksheet	Stream Name	c3 vap	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.00000	1.00000	0.00000
Properties	Temperature [C]	58.486	58.486	58.486
	Pressure [bar]	19.100	19.100	19.100
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	2909.8	2909.8	1.0651e-004
Notes	Mass Flow [kg/h]	1.2981e+005	1.2981e+005	4.8743e-003
K Value	Liquid Volume Flow [m3/h]	256.0	256.0	9.473e-006
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.507e+004	-2.507e+004	-2.850e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-K]	144.62	144.62	106.90
	Heat Flow [kcal/h]	-7.2962e+07	-7.2962e+07	-3.0354e+00
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	254.3	254.3	9.419e-006

Figure 28 : Les conditions de stream distillat



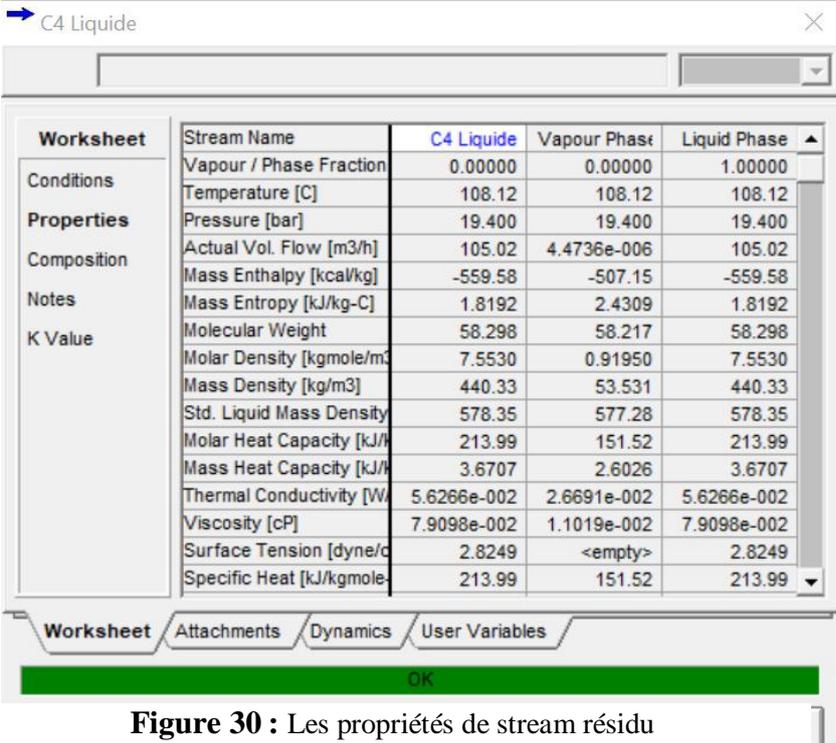
Worksheet	Stream Name	C4 Liquide	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	108.12	108.12	108.12
Properties	Pressure [bar]	19.400	19.400	19.400
	Molar Flow [kgmole/h]	793.21	4.1134e-006	793.21
Composition	Mass Flow [kg/h]	46242	2.3947e-004	46242
	Liquid Volume Flow [m3/h]	80.16	4.159e-007	80.16
Notes	Molar Enthalpy [kcal/kgm]	-3.262e+004	-2.953e+004	-3.262e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole]	106.06	141.52	106.06
K Value	Heat Flow [kcal/h]	-2.5876e+07	-1.2145e-01	-2.5876e+07
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	79.96	4.148e-007	79.96

Worksheet Attachments Dynamics User Variables

OK

Delete Define from Other Stream...

Figure 29 : Les conditions de stream résidu



Worksheet	Stream Name	C4 Liquide	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	108.12	108.12	108.12
Properties	Pressure [bar]	19.400	19.400	19.400
	Actual Vol. Flow [m3/h]	105.02	4.4736e-006	105.02
Composition	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-559.58	-507.15	-559.58
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.8192	2.4309	1.8192
Notes	Molecular Weight	58.298	58.217	58.298
	Molar Density [kgmole/m3]	7.5530	0.91950	7.5530
K Value	Mass Density [kg/m3]	440.33	53.531	440.33
	Std. Liquid Mass Density	578.35	577.28	578.35
	Molar Heat Capacity [kJ/K]	213.99	151.52	213.99
	Mass Heat Capacity [kJ/K]	3.6707	2.6026	3.6707
	Thermal Conductivity [W/m-K]	5.6266e-002	2.6691e-002	5.6266e-002
	Viscosity [cP]	7.9098e-002	1.1019e-002	7.9098e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	2.8249	<empty>	2.8249
	Specific Heat [kJ/kgmole-K]	213.99	151.52	213.99

Worksheet Attachments Dynamics User Variables

OK

Figure 30 : Les propriétés de stream résidu