

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique

Projet de fin d'études

Pour l'obtention d'un diplôme
d'ingénieur d'état



Filière : GENIE CHIMIQUE

SUJET :

**SIMULATION, OPTIMISATION, DIMENSIONNEMENT ET ETUDE
TECHNICO-ECONOMIQUE D'UNE UNITE DE PRODUCTION
D'ISOBUTANE.**

Proposé par :

Brown & Root-Condor

Etudié par :

Mr M.C.M. HASNI

Dirigé par :

Mr E. H. BENYOUSSEF

Mr M. KANTOUR

Promotion : Juin 2002.

E.N.P 10, Avenue Hacen Badi – El Harrach – ALGER.

Remerciements

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à Monsieur E. H. BENYOUSSEF d'avoir accepté de m'encadrer, pour ses conseils, pour sa disponibilité et sa patience malgré ses obligations.

Je remercie Monsieur M. KANTOUR d'avoir accepté de me proposer ce sujet, de m'avoir encadré, conseillé et dirigé tout le long de mon stage.

Je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance à Monsieur A. MOUHOUB, pour m'avoir guidé et conseillé, de m'avoir enrichi par sa connaissance du domaine, pour sa disponibilité et sa bonne humeur, en dépit de ses obligations professionnelles.

Je tiens à remercier Monsieur C.E. CHITOUR, professeur à l'ENP, pour l'honneur qu'il me fait en acceptant de présider le jury.

Je tiens à remercier également Madame F. MEZIANI, Madame S. HADDOUM chargées de cours à l'ENP, Monsieur T. AHMEDZAIID, Monsieur E. H. BENYOUSSEF maîtres de conférences à l'ENP, Monsieur M. KANTOUR co-promoteur de Brown & Root-Condor d'avoir acceptés d'examiner ce travail et de faire partie du jury.

Je tiens à remercier ma tante Mademoiselle F. Hasni de Sonatrach pour son aide précieuse.

Je ne remercierai jamais assez mon père Monsieur T. Hasni, à qui je dois tout, pour son aide, ses conseils, et sa disponibilité en dépit de ses lourdes taches.

Je remercie vivement tous le personnel de Brown & Root-Condor pour leur aide.

Je tiens à remercier toute les personnes ayant apporté une contribution à la réalisation de ce modeste travail.

Dédicaces



*Je dédie ce travail à mes parents qui on toujours été présents à mes coté, à qui je dois tous.
Je ne les remercierai jamais assez.*

*A ma sœur Sabrina et mon frère Nazim, qui me sont très chers et qui par leur soutien m'ont
aidé à surmonter les épreuves difficiles. Je leur souhaite beaucoup de bonheur et de réussite.*

A toute ma famille, qui part leur soutien et réconfort mon tant aidé.

A tous mes amis, qui ont toujours été présents même dans les moments difficiles.

A tous ceux que j'aime.

A toutes les personnes qui ont contribué à l'élaboration de ce modeste travail.

Mounir.

ملخص :

إن دراستنا تنقسم الى جزئين :
الاول في تمثيل و حساب أبعاد وحدة لانتاج الايزوبوتان. هذه الوحدة مموّنة بشحنة من البوتان التجاري القادم من وحدة سير غاز (GPL) المجاورة. الفصل سيتم بعملية التقطير باستعمال وحدة تقطير ذات استخلاص للايزوبوتان.
الثاني يتمثل في دراسة تقنية اقتصادية بهدف تقدير مردودية المشروع .

Résumé :

Notre étude consiste dans une première étape, à simuler, optimiser et dimensionner une unité de production d'isobutane. L'unité est alimentée par une charge provenant de l'unité GPL voisine. La séparation se fait par distillation en utilisant une seule colonne comportant un soutirage d'isobutane.

Dans une deuxième étape nous mènerons une étude technico-économique, dont le but est d'évaluer la rentabilité du projet.

Mots clé : isobutane, pétrochimie, marchés, prix, simulation.

Simulate, optimize, size and technical-economic study for production unit of isobutene.

Abstract:

Our study consists firstly, to simulate, optimize and size a production unit of isobutene. The unit is fed by commercial butane from an existing LGP unit. The separation will be made by distillation using only one column with isobutene drawing-off.

Secondly we will lead a technical-economic study, to value the profitability of the project.

Key words : isobutene, markets, prices, simulate.

SOMMAIRE

	page
Introduction	1
Chapitre 1 – Présentation du projet	
1.1- Objectif du travail	2
1.2- L'isobutane base pétrochimique	3
Chapitre 2 - Le mode de séparation	
2.1-La distillation	5
2.2-Les équilibres liquide vapeur	8
Chapitre 3- Simulation et optimisation du procédé	
3.1- La simulation d'un procédé chimique	21
3.2- Le logiciel HYSYS	22
3.2.1- Le choix thermodynamique	24
3.3-Estimation des paramètres de fonctionnement	25
3.4- Optimisation des paramètres de marche de l'unité	30
Chapitre 4- La régulation	
4.1 Contrôle d'une colonne à distiller	35
4.2- Choix du type de régulation pour notre unité	41
Chapitre 5- Dimensionnement des équipements	
5.1-Les plateaux	46
5.2- Echangeurs de chaleur	68
5.3- Ballon de reflux	81

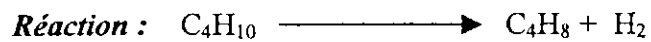
5.4- Pompe reflux	94
5.5- Rebouilleur	98
5.6- Aérocondenseur	107
Chapitre 6- Etude technico-économique du projet	
6.1-Introduction	123
6.2-Estimation du coût du projet	123
6.3-Evaluation technico-économique du projet	125
6.4-Critères de rentabilité des investissements	126
Conclusion	136
Bibliographie	
ANNEXE I	
ANNEXE II.	

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Introduction

1.2- L'isobutane base pétrochimique : [I.29], [II.2-5].

L'isobutane comme matière première dans l'industrie pétrochimique conduit à la fabrication de divers produits finis. Cette voie nécessite au préalable sa transformation en un produit intermédiaire très réactif qui est l'isobutène. Ce dernier est obtenu par déshydrogénation comme le montre la réaction suivante :



L'isobutène trouve de nombreuses applications dans l'industrie pétrochimique comme le résume la figure (1.2).

Nous tenterons dans une première étape de faire un choix thermodynamique qui sera le plus approprié pour notre étude.

La deuxième étape consistera à simuler et à optimiser tous les paramètres pour un meilleur rendement de notre unité, ainsi qu'un dimensionnement des principaux équipements de cette unité.

On terminera notre étude par une estimation du coût de notre unité, suivie par une évaluation technico-économique de l'installation.

Matière première

Isobutène

Produits finis

- Polyisobutène
- Caoutchouc butyl
- Di-isobutène
- MTBE
- Méthacrylate de méthyle
- Acide néopentanoïque
- Isoprène

UTILISATIONS

- Additifs-Adhésifs
- Elastomères
- Plastifiants
- Additif essence
- Verre organique
- Résines-peintures
- Elastomères

Figure 1.1: Les dérivés de l'isobutène

Chapitre 2 : Le mode de séparation

2-Le mode de séparation : [I.2], [I.3].

2.1-La distillation :

La distillation, est l'opération de séparation la plus fréquemment employée. Nous pourrions la qualifier de technique universelle car elle permet, à l'aide d'une cascade d'équilibres liquide-vapeur, de séparer quasiment tous les mélanges dans l'ordre des températures d'ébullition quand les intervalles de température sont suffisamment large .

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple (Figure 2.1). Tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude ascendant.

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide (Figure 2.2) soit par des garnissages, constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant. Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude, fluide procédé). Le plus souvent refroidi par de l'air ou de l'eau, parfois par un fluide procédé, le condenseur travaille dans des conditions (Figure 2.3), selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, ou distillat, sous forme liquide ou sous forme vapeur. Dès l'instant où coexistent plusieurs phases, leurs compositions et leur débit sont régis, en première approximation, par des équilibres thermodynamiques. De ce fait, certaines conditions rencontrées dans le raffinage, lorsque la charge contient des constituants incondensables, conduisent à la production simultanée d'un distillat liquide et d'un distillat vapeur(dans les conditions d'utilisation).

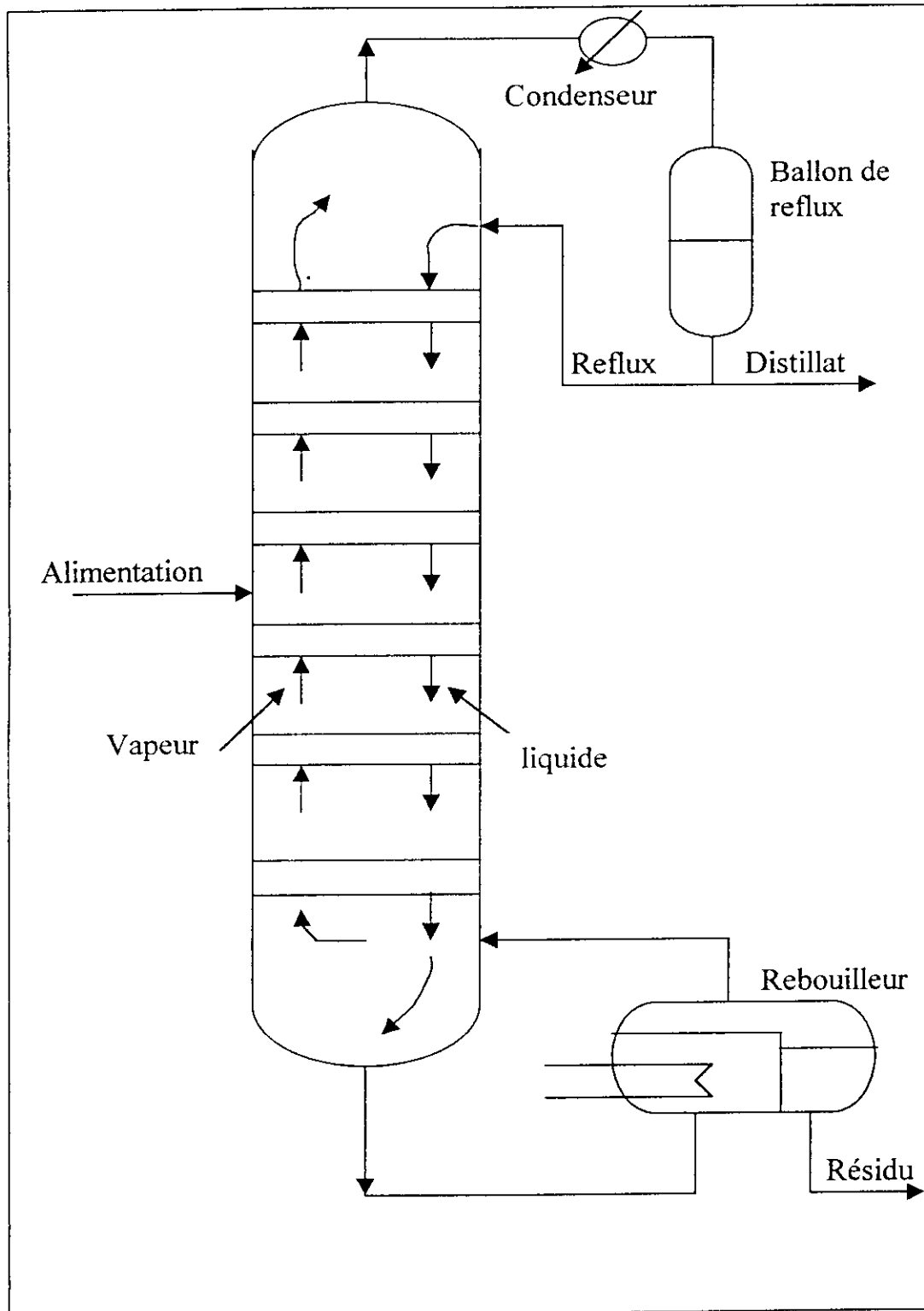


Figure 2.1 : Schéma d'une colonne de distillation à plateaux

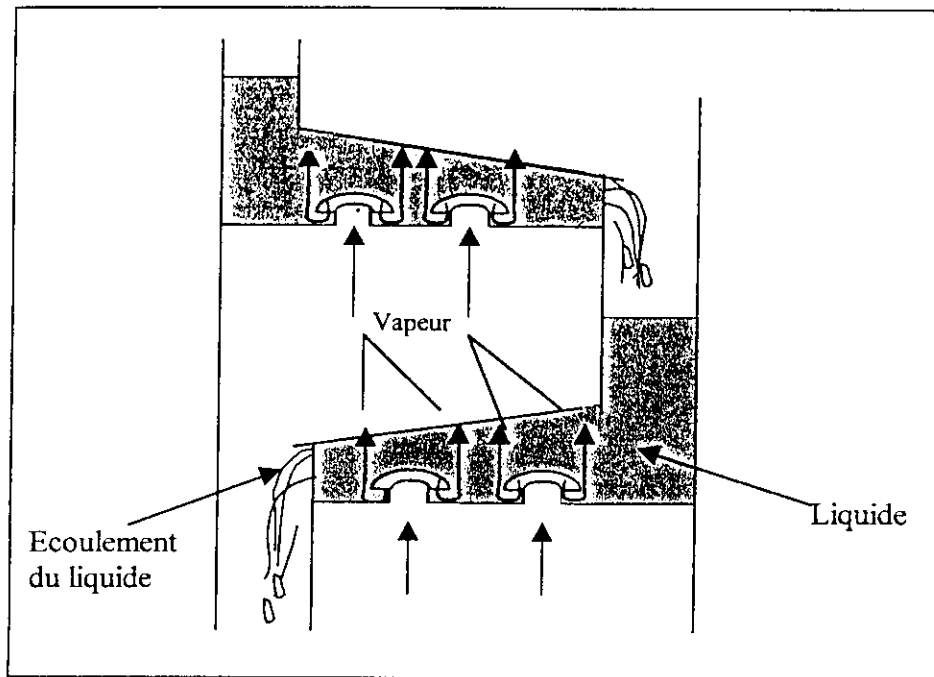


Figure 2.2 : Schéma général d'un plateau

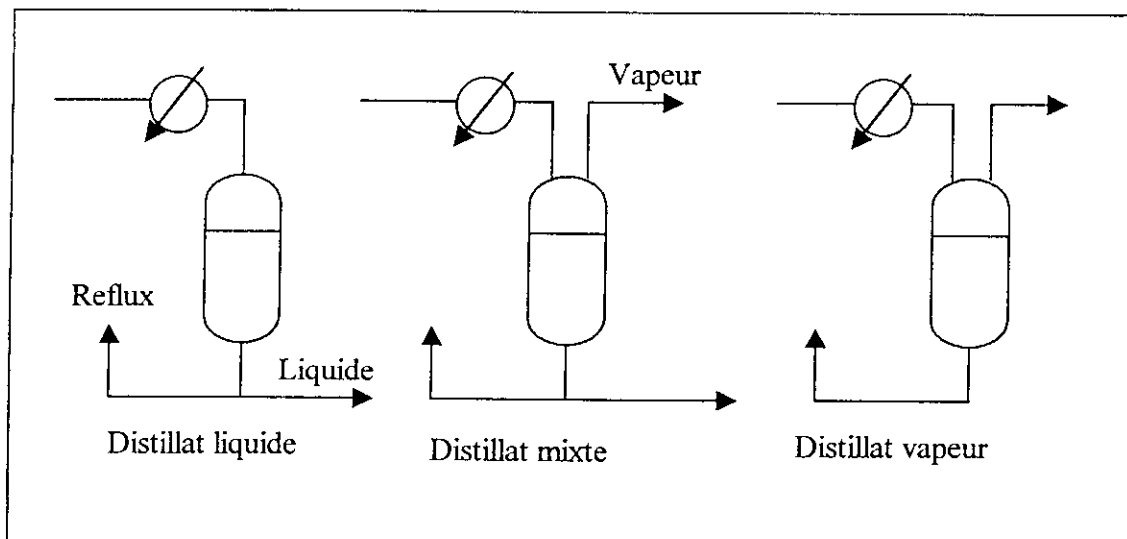


Figure 2.3 : Condensation partielle et condensation totale.

2.2-Les équilibres liquide-vapeur, les mélanges : [I.1], [I.11], [I.25].

À la différence des corps purs, selon les conditions de température et de pression, un mélange peut se répartir en deux phases de compositions différentes. Les équilibres liquide-vapeur interviennent lors de l'exploitation d'un gisement de pétrole ou de gaz. Ils permettent la séparation des constituants d'un mélange par distillation. Les chaleurs latentes qui accompagnent le changement de phase sont mises à profit lors des transferts énergétiques. La connaissance de ces équilibres constitue ainsi une condition nécessaire à la simulation et à l'optimisation des opérations de génie chimique.

Cette connaissance repose avant tout sur les données expérimentales. Il existe certes des méthodes prédictives, mais elles s'appuient, pour la détermination des paramètres qu'elles mettent en jeu et le contrôle de leur validité, sur les résultats de mesures. Il convient donc d'insister sur cet aspect.

De même, les bases de données, bibliographiques ou numériques, qui rassemblent les résultats de ces mesures doivent être connues; la plus importante a été initiée par l'université de Dortmund (Gmehling et al., 1978-1984), mais il convient également de citer celle réalisée par Kehiaian (1973-1993), qui couvre l'ensemble des déviations à l'idéalité, et fournit des données dont la qualité a été contrôlée avec soin. Enfin, la base bibliographique de Wichterle et al. (1973-1985, 1993) peut être considérée comme étant exhaustive.

Nous présenterons ici les principes généraux du calcul des équilibres liquide-vapeur, les principaux problèmes posés, et considérerons les diverses formes que peut prendre la relation d'équilibre, selon la nature du mélange, les conditions de température et de pression.

2.2.1-La condition d'équilibre liquide-vapeur :

2.2.1.1-Le coefficient d'équilibre :

La condition d'équilibre entre deux phases s'exprime par l'égalité des potentiels chimiques ou des fugacités; dans le cas présent on écrira

$$\mu_i^V = \mu_i^L \quad \text{ou} \quad f_i^V = f_i^L, \quad i=1, n \quad (2.1)$$

Selon la nature du mélange, les conditions de température et de pression, cette condition peut prendre diverses formes qui découlent des expressions de la fugacité et des simplifications qui peuvent être apportées.

Si la température est inférieure à la température critique de tous les constituants, alors la tension de vapeur est définie pour chacun d'entre eux. La fugacité en phase liquide peut se calculer en écrivant :

$$f_i^L = P_i^\sigma \varphi_i^\sigma p_i x_i \gamma_i^L \quad (2.2)$$

P_i^σ représentant la tension de vapeur, φ_i^σ le coefficient de fugacité du corps à saturation, p_i la correction de Poynting, x_i la fraction molaire et γ_i^L le coefficient d'activité en phase liquide. Pour la phase vapeur, on écrira :

$$f_i^V = P y_i \varphi_i^V \quad (2.3)$$

Où P est la pression, y_i la fraction molaire et φ_i^V le coefficient de fugacité en phase vapeur.

La condition d'équilibre fait souvent apparaître le «coefficient d'équilibre», rapport des fractions molaires en phase vapeur et liquide

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.4)$$

elle s'écrit alors

$$K_i = \frac{P_i^\sigma}{P} \frac{\varphi_i^\sigma P_i}{\varphi_i^V} \gamma_i^L \quad (2.5)$$

Dans cette expression apparaît en premier lieu le quotient P_i^σ / P qui constitue la partie la plus importante du coefficient d'équilibre liquide-vapeur; on retiendra en particulier qu'en première approximation ce coefficient varie avec la température comme la tension de vapeur, et est inversement proportionnel à la pression.

La seconde partie contient le coefficient de fugacité à la saturation, la correction de Poynting, P_i , et le coefficient de fugacité en mélange vapeur. Son importance dépend donc de la température, qui gouverne la tension de vapeur et donc le coefficient de fugacité à saturation; la correction de Poynting et le coefficient de fugacité en mélange vapeur dépendent de la température et de la pression. Enfin intervient le coefficient d'activité.

On notera cependant qu'à faible pression le coefficient d'équilibre s'exprime par la relation :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^\sigma}{P} \gamma_i^L \quad \text{à faible pression} \quad (2.6)$$

Etant entendu que la restriction « à faible pression » s'applique tant à la pression totale qu'aux tensions de vapeur. Cette expression ne saurait être appliquée, par exemple, au calcul de la solubilité de l'éthane dans le benzène sous pression atmosphérique, la tension de vapeur de l'éthane étant alors de plusieurs MPa.

Toujours dans le cadre de ces dernières hypothèses restrictives, on voit que la relation qui précède permet d'exprimer la pression de bulle en fonction de la composition de la phase liquide :

$$P = \sum_i P_i^\sigma x_i \gamma_i^L \quad (2.7)$$

Ainsi l'allure de la courbe de bulle est directement liée aux déviations à l'idéalité.

Enfin, si, on peut négliger ces déviations (γ_i^L), alors on écrira :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^\sigma}{P} \quad \text{Solutions idéales, à faible pression} \quad (2.8)$$

$$\text{et :} \quad P = \sum_i P_i^\sigma x_i \quad (2.9)$$

C'est à ce cas particulier que se rapporte la loi de Raoult, selon laquelle « la pression partielle en phase vapeur est proportionnelle à la fraction molaire en phase liquide ». Nous pouvons remarquer que la relation générale (2.5) décompose le coefficient d'équilibre en trois termes: le premier est le rapport P_i^σ / P , relatif aux solutions idéales sous faible pression, le second, où figurent les coefficients de fugacité et la correction de Poynting, intervient si la pression dépasse quelques atmosphères (selon la précision recherchée...), le troisième est le coefficient d'activité en phase liquide, qui peut être très important.

On peut évidemment envisager le cas des solutions idéales sous pression, cette hypothèse n'étant du reste valable que dans la mesure où l'on n'approche pas de la zone critique; alors on notera que le produit qui figure au numérateur de la relation générale (2.5) représente la fugacité du corps pur en phase liquide

$$f_i^{*L} = P_i^\sigma \varphi_i^\sigma p_i \quad (2.10)$$

et que le dénominateur est égal à la fugacité en phase vapeur, pour le corps pur également :

$$f_i^{*V} = P \varphi_i^{*V} \quad (2.11)$$

De sorte que le coefficient d'équilibre devient, pour les solutions idéales

$$K_{i,\text{idéal}} = \frac{f_i^{*L}}{f_i^{*V}} \quad (2.12)$$

Comme on le voit, l'hypothèse d'idéalité se traduit par le fait que ce coefficient ne dépend que de la pression et de la température, il est indépendant de la composition. On remarquera cependant qu'en règle générale l'une des fugacités de référence qui figurent dans la relation ci-dessus se rapporte à un état hypothétique, en effet, si un mélange est sous la pression P et à la

température T en état d'équilibre liquide-vapeur, alors ses constituants « légers », à l'état pur sont vapeur, et ses constituants « lourds », sont liquides.

2.2.2- Les problèmes d'équilibre liquide-vapeur :

Nous allons ici, en premier lieu, dénombrer les grandeurs qui caractérisent un mélange réparti entre deux phases liquide et vapeur; ensuite nous ferons de même pour les relations entre ces grandeurs afin de déterminer, par différence le nombre de degrés de liberté d'un système. Cette démarche, semblable à celle que l'on suit pour établir la règle des phases à partir d'un bilan portant sur les variables intensives, sera ici étendue aux variables extensives.

Nous considérons un mélange, contenant n constituants, la quantité (nombre de moles N_i de chacun d'entre eux) étant connue; on en déduit la composition globale z_i .

Afin de caractériser le mélange, et de calculer ses propriétés, nous devons connaître la pression, la température, la quantité de chacune des phases présentes (nombre de moles, N^L , N^V), leurs compositions (x_i , y_i), soit au total $2n+4$ grandeurs. À partir de ces grandeurs, les modèles dont nous disposons permettent de vérifier que les conditions d'équilibre sont respectées (calcul des potentiels chimiques ou des fugacités) et d'évaluer le volume occupé, les propriétés thermodynamiques (enthalpie, entropie, ...).

Nous disposons entre ces grandeurs des bilans matière portant sur chaque constituant (relations)

$$N_i = N^L x_i + N^V y_i \quad (2.13)$$

soit n équations, des conditions d'équilibre faisant intervenir les potentiels chimiques ou les fugacités :

$$\mu_i^V = \mu_i^L \quad \text{ou} \quad f_i^V = f_i^L, \quad i=1, n \quad (2.14)$$

ou les coefficients d'équilibre :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.15)$$

soit encore n équations, et enfin des relations entre les fractions molaires

$$\sum x_i = 1 \text{ et } \sum y_i = 1 \quad (2.16)$$

soit au total $2n + 2$ relations.

Le problème, pour être déterminé requiert donc la donnée de deux grandeurs, à choisir parmi celles que nous avons énumérées, ou parmi celles qui en dépendent (volume total, enthalpie, ...).

Ainsi peut-on dire que la variance totale d'un système est égale à deux, ce résultat pouvant être étendu à un équilibre multiphasique. Il n'y a là nulle contradiction avec la règle des phases, car d'une part nous avons considéré que la quantité totale de chaque constituant était connue, et d'autre part, en incluant la quantité de chaque phase parmi les inconnues, nous avons étendu la variance aux grandeurs extensives.

Le fait que la variance totale soit réduite à deux, et indépendante du nombre de constituants va nous permettre de présenter brièvement les principaux problèmes, d'équilibre liquide-vapeur en fonction de la nature des données disponibles.

a-Données température (ou pression) et fraction vaporisée :

Le nombre total de moles étant connu, les quantités de chacune des phases, N^L et N^V se déduisent directement de la fraction vaporisée. Les autres inconnues sont la pression (ou la température) et la composition de chacune des phases.

Deux cas particuliers importants doivent être mentionnés : si la fraction vaporisée tend vers zéro ou un, alors la composition de la phase qui disparaît tend vers une limite définie qu'il convient de déterminer à l'aide des relations d'équilibre, cependant que la composition de la phase restante devient identique à celle du mélange global. Ces cas limites ne sont autres que les points de bulle et de rosée du mélange.

b-Données température et pression :

Les inconnues sont les quantités de chaque phase, N^L et N^V , et leurs compositions. Comme précédemment, on s'appuie pour résoudre le problème sur les bilans matière et les relations d'équilibre. On doit noter, bien entendu, que le problème n'a de solution «physique» que si les données se situent à l'intérieur de l'enveloppe biphasique. On peut noter que le

problème est indéterminé si la composition globale du mélange, la température et la pression coïncident exactement avec les coordonnées azéotropiques.

c-Cas où l'une des données est une propriété thermodynamique :

Des problèmes pour lesquels les données seraient la température ou la pression et, en outre, une propriété du système peuvent parfaitement se concevoir dans la pratique.

Ainsi en est il du calcul de la pression régnant dans une bouteille de volume connu, contenant une quantité connue d'un gaz liquéfié de composition connue, à température donnée.

On doit également citer, bien entendu, le cas des détenteurs s'accompagnant de la liquéfaction partielle du mélange; selon les cas, ces détenteurs seront considérées comme isenthalpique, ou isentropique, les données du problème étant donc la pression de fin de détente et la valeur de l'enthalpie ou de l'entropie.

2.2.3-Les algorithmes de calcul :

Nous n'entrerons pas ici dans une description détaillée des algorithmes qui ont été proposés pour résoudre les problèmes d'équilibre liquide-vapeur. Quelques exemples permettront cependant de préciser les principales difficultés.

Dans le cas général, les coefficients d'équilibre sont fonction de la température, de la pression, de la nature de tous les constituants et des compositions des phases liquide et vapeur. Plusieurs de ces variables figurent parmi les inconnues, de sorte que la solution du problème sera itérative. Les indications que nous donnons ci-dessous sont en particulier susceptibles de connaître de nombreuses variantes visant à accélérer la convergence du processus de résolution. On peut également noter quelques simplifications:

Nous nous placerons d'abord dans le cas où ces coefficients d'équilibre peuvent être calculés par la relation

$$K_i = \frac{P_i^\sigma \varphi_i^\sigma P_i}{P \varphi_i^V} \gamma_i^L \quad (2.17)$$

a-Calcul du point de bulle :

La composition de la phase liquide est identique à celle du mélange considéré

$$x_i = z_i \quad (2.18)$$

Les relations d'équilibre

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.19)$$

et la condition

$$\sum y_i = 1 \quad (2.20)$$

sont combinées pour aboutir à l'équation dite du point de bulle :

$$\sum_i K_i x_i = 1 \quad (2.21)$$

qui doit être vérifiée.

b-Calcul de la pression de bulle :

La température étant connue, on peut donc calculer à priori les tensions de vapeur et les coefficients d'activité qui figurent dans l'expression du coefficient d'équilibre.

Le calcul itératif sera initialisé en assimilant la phase vapeur à un mélange de gaz parfaits ($\varphi_i^V=1$) et en faisant une première hypothèse de pression, $P=1$ bar par exemple, ou en appliquant la relation

$$P = \sum_i P_i^\sigma x_i \gamma_i^L \quad (2.22)$$

On dispose alors de tous les éléments pour calculer le coefficient d'équilibre, les compositions de la phase vapeur, et la somme $\sum K_i x_i$; celle-ci ne respecte pas la condition (2.20), de sorte que ces produits $K_i x_i$; ne peuvent être assimilés à la composition de la phase vapeur; ils en donneront cependant une première évaluation après normation :

$$y_i = \frac{K_i x_i}{\sum_j K_j x_j} \quad (2.23)$$

L'initialisation étant ainsi faite, le cycle itératif sera poursuivi en faisant une nouvelle hypothèse de pression sur la base de la relation :

$$P_n = \left(\sum_i K_i x_i \right)_{n-1} P_{n-1} \quad (2.24)$$

où n désigne l'itération en cours.

Disposant des données nécessaires les coefficients de fugacité en phase vapeur pourront être calculés.

Chaque étape d'itération appliquera ensuite les relations qui précèdent : calcul des coefficients de fugacité φ_i^V jusqu'à ce que la condition (2.20), soit respectée. La convergence est généralement rapide.

d-Calcul de la température de bulle :

Dans ce cas on ne dispose pas de la valeur des coefficients d'activité, puisque ceux-ci dépendent de la température. On pourra faire deux hypothèses sur les températures, correspondant respectivement aux températures d'ébullition du constituant le plus volatil, minorée de 20°C (en prévision du risque d'azéotrope), et du moins volatil, majorée de 20°C. Pour chaque hypothèse, la somme $\sum_i K_i x_i$ sera évaluée par un cycle itératif intermédiaire portant sur les compositions en phase vapeur, les coefficients d'équilibre étant calculés à partir de la relation (2.20). Ce cycle sera initialisé en assimilant la phase vapeur à un mélange de gaz parfaits ($\phi_i^V = 1$), poursuivi par normation des produits $K_i x_i$. Il aboutit rapidement à la stabilisation de la somme $\sum_i K_i x_i$.

Les valeurs ainsi obtenues pour les deux hypothèses de température sont normalement l'une supérieure à 1, l'autre inférieure à 1, et de nouvelles hypothèses de température seront générées par dichotomie. Pour chaque nouvelle hypothèse, le cycle itératif intermédiaire permettant de stabiliser la somme $\sum_i K_i x_i$; sera repris jusqu'à ce que la condition (2.20) soit respectée.

e-Calcul du point de rosée :

La composition de la phase vapeur est identique à celle du mélange considéré :

$$y_i = z_i \quad (2.25)$$

Les relations d'équilibre

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.26)$$

et la condition

$$\sum x_i = 1 \quad (2.27)$$

sont combinées pour aboutir à l'équation dite du point de rosée :

$$\sum_i \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad (2.28)$$

qui doit être vérifiée.

f-Calcul de la pression de rosée :

On ne dispose pas de la composition de la phase liquide, et l'on admettra donc, pour initialiser le calcul, que celle-ci est idéale; une première hypothèse de pression permet le calcul des coefficients d'équilibre (2.26), des quotients $\frac{y_i}{K_i}$; ceux-ci ne peuvent être assimilés aux valeurs, inconnues, de la composition en phase liquide puisque la relation (2.28) n'est pas respectée, et, le fût elle, ils ont été calculés dans l'hypothèse d'idéalité .

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{K_i}}{\sum_j \frac{y_j}{K_j}} \quad (2.29)$$

On fournit cependant une évaluation pour l'itération suivante, permettant le calcul des coefficients d'activité. Une nouvelle hypothèse de pression sera fournie par la relation :

$$P_n = \frac{P_{n-1}}{\sum_i \left(\frac{y_i}{K_i} \right)_{n-1}} \quad (2.30)$$

Les itérations seront ensuite enchaînées, en appliquant à chacune d'entre elles les relations (2.25), (2.26) et le calcul des coefficients d'activité. Elles convergent normalement rapidement.

g-Calcul de la température de rosée :

Ce calcul sera conduit de manière analogue au calcul de la température de bulle. L'initialisation concernera deux niveaux de pression, déduits des tensions de vapeur des constituants extrêmes du mélange, et pour chaque hypothèse de pression un cycle itératif intermédiaire, lui-même initialisé en admettant l'idéalité de la phase liquide, permettra la

stabilisation des quotients $\frac{y_i}{K_i}$ et le calcul de leur somme. Par dichotomie on obtiendra la température pour laquelle la condition (2.27) est vérifiée.

2.2.3.1-Application :

Pour notre étude nous allons utiliser la charge la plus défavorable qui est la charge riche en propane (la plus légère, donc pour une même pression sa température d'ébullition sera la plus faible), la composition et la répartition de cette charge dans les zone d'épuisement et rectification est comme suit :

Constituant	Charge		Distillat		Résidu	
	% Mol	Moles/h	% Mol	Moles/h	% Mol	Moles/h
C3	0,05	1,607	0,129	1,607		0
IC4	0,3872	12,448	0,851	10,581	0,095	1,867
NC4	0,5598	17,997	0,02	0,249	0,900	17,749
IC5	0,002	0,064	1,000	0	0,003	0,064
NC5	0,001	0,032		0	0,002	0,032
Total	1,00	32,1495	1,00	12,437	1,00	19,712

Sachant qu'on suppose un taux de récupération de 85%, et qu'on a une composition égale à 2% de NC4 en haut de colonne (98 % de (IC4+C3)).

2.2.3.1.1-Calcul de la pression de tête de colonne (pression de bulle) :

En se fixant une température de 55°C dans le condenseur, avec un refroidissement à air (pour des raisons de sécurité, surtout pour le cas été), en utilisant les constantes d'équilibre nous avons :

T = 55 °C	xi = zi	1 ^{ère} hypothèse : 10 bar		2 ^{ème} hypothèse : 9 bar		3 ^{ème} hypothèse : 9,4 bar	
		Ki	yi = Ki xi	Ki	yi = Ki xi	Ki	yi = Ki xi
C3	0,129	1,8	0,220	2	0,546	1,96	0,241
IC4	0,51	0,8	0,685	0,9	0,771	0,87	0,746
NC4	0,02	0,62	0,014	0,68	0,013	0,66	0,013
Total	1,00		0,919		1,03		1,00

On trouve donc une pression de tête $P = 9,4 \text{ bar}$.

2.2.3.1.2-Calcul de la température de fond de colonne :

En supposant que la pression de service est constante le long de la colonne, la température de fond se calcul de la manière suivante :

P = 9.4 bar	xi = zi	1 ^{ère} hypothèse : 82 °C		2 ^{ème} hypothèse : 71 °C		3 ^{ème} hypothèse : 75 °C	
		Ki	yi = Ki xi	Ki	yi = Ki xi	Ki	yi = Ki xi
IC4	0,095	1,45	0,025	1,2	0,082	1,28	0,12
NC4	0,900	1,10	1,023	0,9	0,837	0,975	0,878
IC5	0,003	1,57	0,002	0,45	0,002	0,5	0,002
NC5	0,002	0,46	0,001	0,36	0,001	0,4	0,001
Total	1,00		1,12		0,92		1,00

On trouve donc une température de fond $T = 75 \text{ °C}$.

Note : les valeurs des coefficients d'équilibres (K_i) sont obtenues à partir des courbes (ANNEXE I.1-5)

2.2.4-Conclusion :

Les résultats obtenus pourront être utilisés comme données de départ, pour une convergence plus rapide de notre simulateur.

Chapitre 3 : Simulation et optimisation du procédé

PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

- D : Débit massique du distillat, Kg / s
F : Débit massique d'alimentation, Kg / s
T_{av} : Température moyenne d'alimentation, °C
W : Débit massique du résidu, Kg / s
X : Fraction molaire

Indices :

- B : Résidu
D : Distillat
F : Alimentation
HK : Clé lourde
LK : Clé légère

3-Simulation et optimisation du procédé : [I.1], [I.2], [I.4], [I.6].

3.1-La simulation d'un procédé chimique :

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est de fournir un bon aperçu du comportement réel d'un système, ce qui est le meilleur moyen pour maîtriser les différents paramètres influençant ce système et par conséquent éviter des expériences souvent coûteuses.

De nos jours, la simulation est devenue facilement applicable vue le développement important des logiciels informatiques tels que : ASPEN PLUS, Chem CAD-I, HYSIM, PRO-II et HYSIS.

Trois types de problèmes peuvent être traités par simulation :

3.1.1-La simulation d'un procédé :

Une représentation du fonctionnement d'un procédé chimique défini par ses opérations unitaires, sa structure, ses courants d'alimentation et la résolution du système d'équations résultantes.

3.1.2-L'optimisation d'un procédé :

Consiste à atteindre les spécifications imposées et ce de façon optimale.

3.1.3-La conception d'un procédé :

Plus complexe, le simulateur a pour but de rechercher les conditions de fonctionnement d'un procédé afin d'atteindre les performances imposées.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- ▼ La résolution des bilans de matière et d'énergie ;
- ▼ L'optimisation du procédé ;
- ▼ Le dimensionnement des équipements ;
- ▼ L'évaluation de la consommation énergétique du procédé (des différents équipements).

3.2-Le logiciel HYSIS :

Le logiciel HYSIS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH .

Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri-phasiques simples, de la compression à la distillation, la transformation chimique, pétrochimie et raffinage du pétrole. Il offre également la possibilité de calculer toutes les propriétés physiques et thermodynamiques des fluides. Il permet aussi de dimensionner les équipements et optimiser tant sur le plan technique qu'économique.

La méthode de calculs utilisée par HYSYS est une méthode matricielle, qui est très efficace dans le cas des colonnes atmosphérique.

3.2.1-Structure de HYSIS

La structure générale du simulateur HYSYS est représenté dans le schéma suivant :

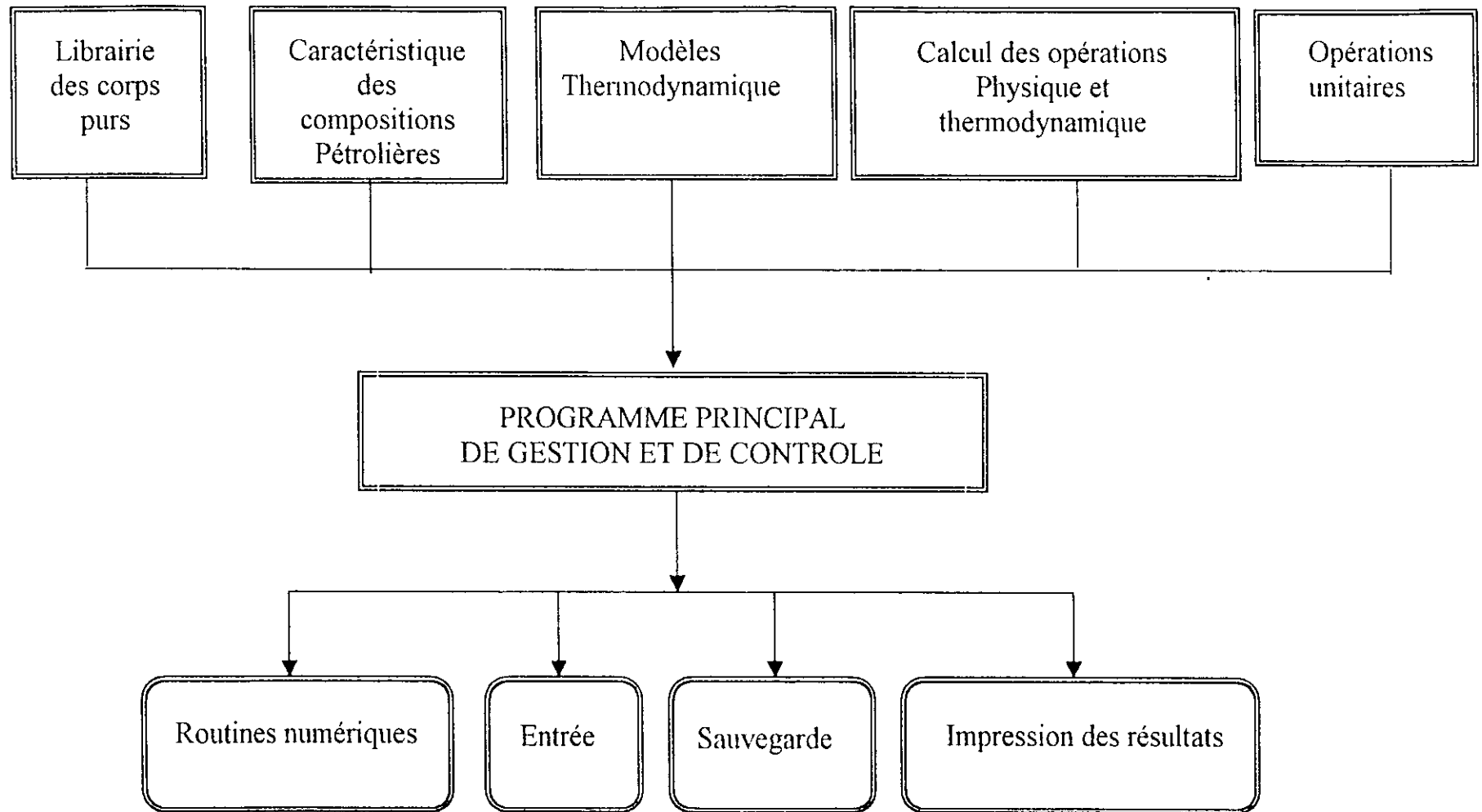


Figure 3.1: Schéma synoptique de la structure de HYSYS

3.2.2-Choix Thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à un panel de modèles thermodynamiques pour les unités de raffinage, permettant de calculer les coefficients d'équilibre liquide-vapeur (K), les valeurs d'enthalpie et d'entropie, ainsi que les masses volumiques liquide et vapeur, comme le montre le tableau ci-dessous.

Tableau 3.1 : Les différents modèles thermodynamique

Coefficient d'équilibre	Enthalpie	Masses volumiques gaz et liquide
Braun Grayson-Street Soave-Redlich-Kwong Peng-Robinson Chao-Seader	Curl-Pitzer Soave-Redlich-Kwong Peng-Robinson Lee-Kesler-Jhonson	Ideal-API Redlich-Kwong-API Soave-Redlich-Kwong Peng-Robinson Riedel-API

Nous remarquons que les équations de Peng-Robinson et Soave-Redlich-Kwong sont utilisées pour chaque propriété, reste maintenant à choisir l'une des deux.

Tableau 3.2 : Ecart relatifs moyens par rapport aux base de données

Constituant	Tensions de vapeur ($0.55 < Tr < 1$)			Masses Volumiques ($Tr=0.7$)		
	VDW*	SRK	PR	VDW*	SRK	PR
Méthane	1.47	1.29	0.72	-34.5	-1.7	10.2
Ethane	1.11	0.92	0.56	-40.0	-5.3	1.5
Propane	1.34	0.92	0.42	-41.7	-6.3	6.1
n-Butane	1.26	1.05	0.37	-44.0	-7.8	4.8
n-Pentane	1.48	1.26	0.43	-47.0	-9.9	3.0
n-Hexane	1.70	1.46	0.82	-50.9	-13.8	0.6
n-Heptane	1.02	0.79	0.66	-52.09	-13.8	-0.6
n-Octane	1.55	1.30	0.71	-55.7	-15.6	-2.2
n-Nonane	1.83	1.56	0.60	-57.0	-16.5	-3.0
n-Décane	2.25	1.97	1.01	-55.9	-15.4	-2.1

* l'équation de Van Der Waals a ici été traitée selon une méthode analogue à celle appliquée par Soave

D'après le tableau précédent, l'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est donc l'équation de Peng-Robinson, car elle permet de résoudre correctement les problèmes d'équilibre liquide-vapeur en donnant l'erreur la plus faible, en plus elle est utilisable dans un domaine de température et de pression plus large que celui de Soave Redlich-Kwong comme le montre le tableau ci-dessous :

Tableau 3.3 : Domaine d'application des deux équations d'état

Méthode	Température (°C)	Pression (Kpa)
PR	> -271	< 100,000 (1000 bar)
SRK	> -143	< 35,000 (350 bar)

Sachant qu'on est en présence d'un mélange de paraffines (normale et iso), ce qui nous permet de négliger toute source de non-idéalité, et par conséquent l'utilisation de l'équation de Peng-Robinson sera plus fiable comparer à celle de Peng-Robinson Striheck Vera (PRSV), utilisée pour les systèmes non-idéaux.

Note : il existe d'autres équations d'état qui donnent de très bons résultats comme ceux de (Skander-Chitour, Zidelkheir et Chitour, Skander-Souahi-Chitour) [I.31] mais qui ne sont pas inclus dans la base de données de notre logiciel de simulation.

3.3-Estimation des paramètres de fonctionnement :

3.3.1-Utilisation des méthodes simplifiées :

Toutes ces méthodes sont approximatives car elles dépendent de diverses hypothèses simplificatrices. Cette caractéristique ne doit pas nous conduire à les ignorer. En effet, pour dégrossir de nouveaux problèmes ou analyser des colonnes existantes, ces outils d'exploitation rapide permettent une préanalyse. En conception, elles donnent rapidement accès aux enjeux économiques. Même avec les outils informatiques actuels, il est vivement conseillé de les utiliser pour éviter de perdre du temps à faire converger des problèmes sans avoir préalablement établi les ordres de grandeur des paramètres opératoires.

Parmi ces méthodes nous avons la méthode Short-cut, dont les étapes sont les suivantes :

1_ Choisir deux corps de référence ou corps clé : clé légère (LK) et clé lourde (HK)

2_ Calculer le facteur de séparation S_f :

$$S_f = \left(\frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left(\frac{X_B}{X_D} \right)_{HK} \quad (3.1)$$

3_ Calcul de la volatilité relative moyenne :

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (3.2)$$

la volatilité moyenne sera déterminée à une température moyenne d'alimentation qui est donnée par la relation de Hanson et Gibson :

$$t_{av} = \frac{Dt_t + Wt_b}{F} \quad (3.3)$$

4_ Calcul du nombre minimal de plateaux :

$$N_{\min} = \frac{\log(S_f)}{\log(\alpha_{avg})} \quad (3.4)$$

5_ Reflux minimum R_{\min} :

Underwood (1947) en admettant les hypothèses suivantes :

_ Hypothèses de Lewis : les trafics liquide et vapeur sont constants dans chaque section de la colonne, ce qui revient à négliger le bilan enthalpique, en considérant que les chaleurs de vaporisation des constituants sont égales et que l'énergie contenue sous forme de chaleur sensible est négligeable. Cette hypothèse n'est admissible que si les corps distillés sont très voisins (isomères, par exemple).

_La constance de la volatilité relative tout le long de la colonne

propose la relation suivante :
$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{D_i} x_{D_i}}{(\alpha_{D_i} - \theta)} = R_{\min} + 1 \quad (3.5)$$

la seule inconnue de l'équation d'Underwood étant θ , sa détermination se fera par itération en utilisant la relation suivante :

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{F_i} x_{F_i}}{(\alpha_{F_i} - \theta)} = 0 \quad (3.6)$$

Cette relation n'est en fait égale à zéro que si notre alimentation est un liquide bouillant, qui sera donc considérée comme hypothèse.

Le taux de reflux R est donné par la relation :

$$R = C \cdot R_{\min}$$

C : facteur caractéristique ($1.05 < C < 1.3$)

6_ Le nombre de plateaux théorique :

Gilliland propose la relation suivante :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

N : le nombre de plateaux théorique.

7_ L'efficacité E :

O'Connell propose un abaque qui donne l'efficacité d'une colonne en fonction d'un paramètre en ordonnée à déterminer (ANNEXE I.19)

$$E = f(\sum \mu_{Fi} X_{Fi}) \quad (3.7)$$

X_{fi} : fraction molaire du constituant i dans l'alimentation.

μ_{fi} : viscosité du constituant i (cP)

Les viscosités devront être déterminées à la température moyenne de la colonne t_{av} .

Le nombre de plateaux réels (N) sera donc égale à

$$N = \frac{N_{th}}{E} \quad (3.8)$$

3.3.2-Résultats :

$$1_ HK = NC4$$

$$LK = IC4.$$

2_ La composition des clés dans le distillat et le résidu sont :

Clé	Distillat	Résidu
LK	0,851	0,095
HK	0,02	0,900

On trouve $Sf = 403,1$

3_ On trouve:

Constituant	K	$\alpha_{av} (i / HK)$
C3	2,35	2,797
IC4	1,1	1,31
NC4	0,84	1
IC5	0,39	0,464
NC5	0,32	0,381

avec : $T_{av} = 66,64 \text{ } ^\circ\text{C}$

4_ $N_{min} = 22$ plateaux.

5_ Après plusieurs itérations effectuées, on trouve : $\theta = 1,1609$

Sachant que sa valeur se situe entre les valeurs de la volatilité relative correspondant à la clé légère et lourde.

donc : $R_{min} = 6,57$ $C = 1,3$

$$R = 1,3 R_{min}$$

Donc $R = 8,54$

6_ $N_{thé} = 40.31$ plateaux $\cong 41$ plateaux.

7_ Efficacité :

Constituants	μ (cP)	X_{Fi}
C3	9,7456 10 ⁻³	0,05
IC4	9,0961 10 ⁻³	0,3872
NC4	0,11507	0,5598
IC5	0,14545	0,002
NC5	0,15786	0,001

$$(\sum \mu_{Fi} X_{Fi}) = 0.07$$

D'après la figure on trouve une efficacité $E \cong 0,8 = 80\%$.

D'ou $N = 52$ plateaux.

Note : généralement on ajoute 10% du nombre de plateaux calculé, pour trouver le nombre de plateaux utilisé dans la colonne.

Donc le nombre de plateaux utilisé est de **58 plateaux**.

3.4-Optimisation des paramètres de marche de l'unité :

Cette opération est nécessaire pour n'importe quelle unité de traitement, car elle permet d'assurer une productivité qui satisfait les spécifications exigées, tout en garantissant des conditions de marche optimales et une consommation énergétique moindre.

Les différents résultats qui seront discutés dans ce qui suit, sont obtenus par simulation (Hysys), en faisant varier les paramètres qui n'ont pas été fixés.

3.4.1-Optimisation du plateau d'alimentation :

Pour l'optimisation du plateau d'alimentation, on est parti du principe que ce plateau doit correspondre à un taux de reflux minimal, et ceci pour les trois types de charge.

Les paramètres fixes sont les suivant :

- ✓ Nombre de plateaux.
- ✓ Température de tête de colonne.
- ✓ Température de fond de colonne.
- ✓ Pression de tête de colonne.

On obtient les résultats suivants :

a. Charge 1 CRP :

Plateau d'alimentation	Taux de reflux	Chaleur au rebouilleur (Kcal/h)
39	148	1,906 10 ⁶
40	146	1,877 10 ⁶
41	144	1,854 10 ⁶
42	143	1,838 10 ⁶
43	142	1,829 10 ⁶
44	143	1,832 10 ⁶
45	144	1,846 10 ⁶

b. Charge 2 CRP et PIB :

Plateau d'alimentation	Taux de reflux	Chaleur au rebouilleur (Kcal/h)
39	117	$1,89 \cdot 10^6$
40	116	$1,876 \cdot 10^6$
41	116	$1,869 \cdot 10^6$
42	116	$1,871 \cdot 10^6$
43	116	$1,876 \cdot 10^6$
44	117	$1,895 \cdot 10^6$
45	119	$1,921 \cdot 10^6$

c- Charge 3 CPP :

Plateau d'alimentation	Taux de reflux	Chaleur au rebouilleur (Kcal/h)
39	647	$1,913 \cdot 10^6$
40	634	$1,874 \cdot 10^6$
41	625	$1,848 \cdot 10^6$
42	619	$1,828 \cdot 10^6$
43	615	$1,817 \cdot 10^6$
44	614	$1,814 \cdot 10^6$
45	616	$1,819 \cdot 10^6$

On remarque d'après ces résultats que le plateau d'alimentation correspond au 41^{ème} plateau.

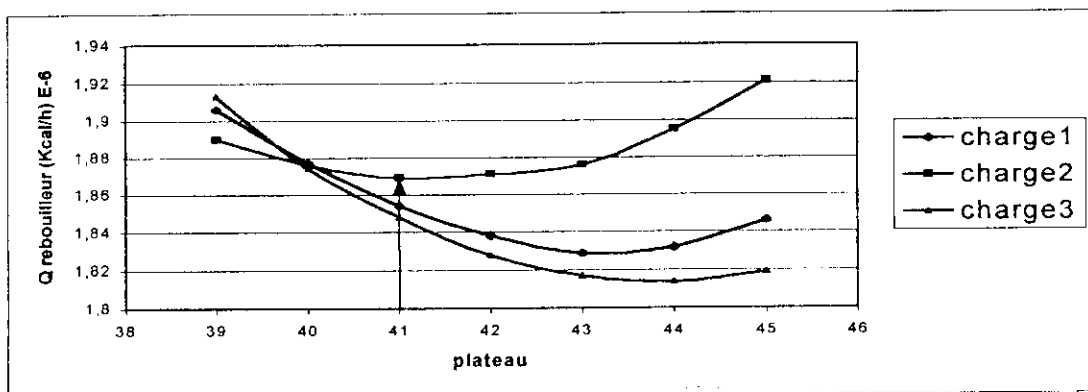


Figure 3.2 : Optimisation du plateau d'alimentation

3.4.2-Optimisation du plateau de soutirage :

Pour l'optimisation du plateau de soutirage, on est parti du principe que ce plateau doit correspondre à une pureté satisfaisante qui est de 97% pour l'iso butane et moins de 2% pour le propane et le normal butane, et ceci pour les trois types charge.

Les paramètres fixes sont les suivants :

- ▼ Nombre de plateaux.
- ▼ Température de tête de colonne.
- ▼ Température de fond de colonne.
- ▼ Pression de tête de colonne.
- ▼ plateau d'alimentation.

Ont obtenu les résultats suivants :

a- Charge 1 CRP :

Plateau	Iso butane	propane	Normal butane
5	0,969	0,0293	0,0017
6	0,9778	0,0188	0,0034
7	0,9778	0,0138	0,0084
8	0,9778	0,0102	0,012
9	0,9778	0,0079	0,0143

b- Charge2 CRP et PIB :

plateau	Iso butane	propane	Normal butane
5	0,96	0,032	0,008
6	0,97	0,021	0,009
7	0,97	0,0145	0,0155
8	0,97	0,0107	0,0193
9	0,97	0,0083	0,0217

c- Charge3 CPP :

plateau	Iso butane	propane	Normal butane
5	0,969	0,0293	0,0017
6	0,979	0,0178	0,0032
7	0,9806	0,0113	0,0081
8	0,9806	0,0073	0,0121
9	0,9806	0,0049	0,0145

D'après ces résultats en remarque que le plateau de soutirage le plus performant est le 7^{ème} plateau.

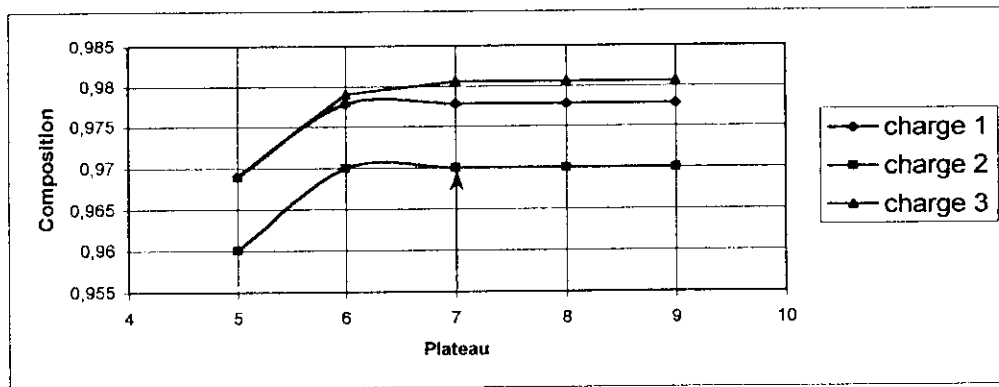


Figure 3.3 : Composition en isobutane

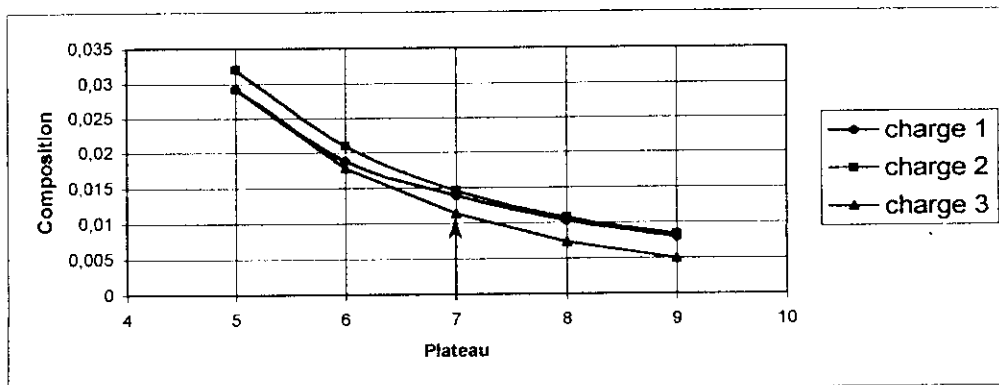


Figure 3.4 : Composition en propane

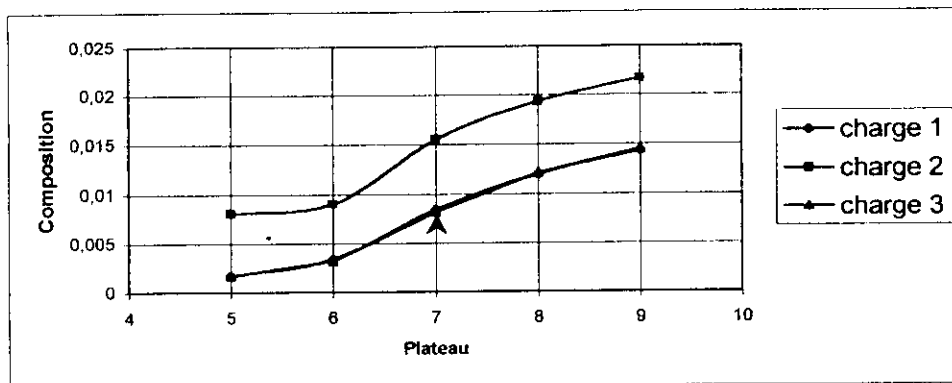


Figure 3.5 : Composition en normal-butane

3.5-Conclusion :

Le nombre de plateaux obtenu par calcul est légèrement inférieur à celui utilisé dans la simulation qui est de 63 plateaux, cela est dû aux hypothèses de calcul qui sont fondées sur un cas idéal, sans oublier le fait que cette méthode n'inclut pas la présence d'un soutirage d'isobutane au niveau du 7^{ième} plateau, Le but de ces calculs est de se rapprocher le plus possible des valeurs réelles.

Les résultats de la simulation on démontrés q'une alimentation au niveau du 41^{ème} plateau réduirait au maximum la consommation énergétique au niveau du rebouilleur, et qu'un soutirage d'isobutane à partir du 7^{ème} plateau donnerait une pureté en isobutane minimale de 97 %, une composition en normal butane et en propane inférieur à 1.55 % et un débit massique de soutirage supérieur à 590 kg/h.

Ces résultats sont nettement supérieurs à ceux exigés par le fournisseur et qui sont présentés en ANNEXE II.

Chapitre 4 : La régulation

4- La Régulation : [I.2], [I.5], [1.24].

4.1-Contrôle d'une colonne à distiller :

En fonctionnement, la colonne à distiller subit un certain nombre de perturbations provenant de la composition de la charge, du débit de charge, de la température extérieure, de la modification du niveau thermique du fluide de rebouillage. Même si les capacités de rétention mises en place en tête et fond de colonne amortissent les fluctuations, des structures de régulation sont nécessaires pour corriger les conditions de fonctionnement de la colonne.

La structure de régulation la plus couramment admise utilise un ensemble de régulateurs mono variables (PID) dont les points de consigne sont modifiables soit par un ensemble de régulateurs placés en amont soit par un optimiseur tenant compte de l'évolution réelle du procédé et des changements de point de consigne. Pour traiter ce problème, il est donc impératif de savoir mettre en place les boucles de régulation utiles pour gérer les degrés de liberté de l'installation, ajuster les paramètres du régulateur et trouver des solutions performantes pour l'optimiseur.

Pour une colonne à distiller fonctionnant en continu, les principales variables à réguler sont :

- La pression;
- Le débit de distillat;
- Le débit de reflux;
- Le débit de résidu;
- Le débit de fluide de rebouillage;
- Le niveau des ballons de tête et fond.

4.1.1-Régulation de la pression :

a-Distillat liquide :

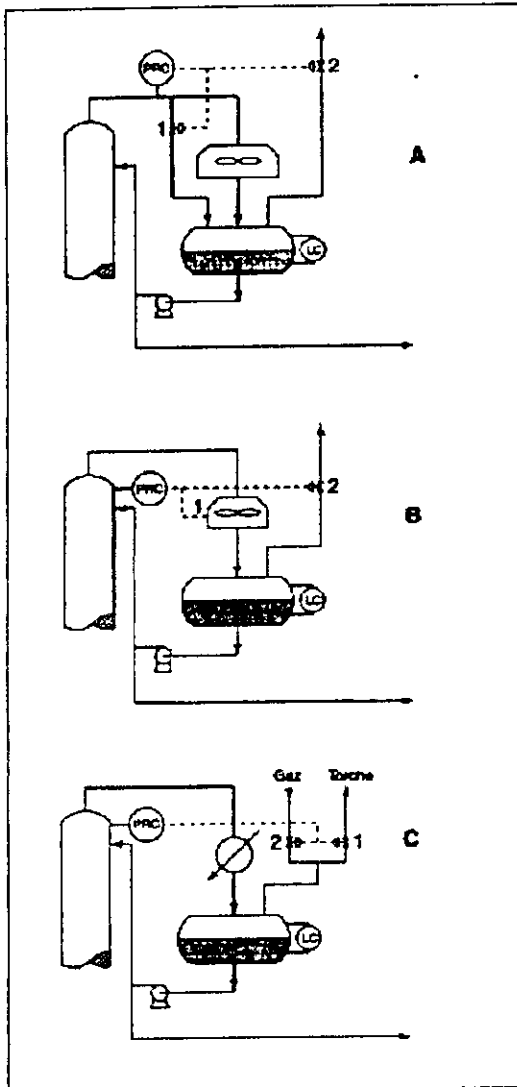
Le plus souvent, la pression est régulée en jouant sur la valeur de la température du ballon de condensat; celle-ci fixe la pression de vapeur et par le biais de toutes les pertes de charge, celle de la colonne. Pour obtenir cette variabilité de la température, le condenseur est surdimensionné et la charge thermique varie en fonctionnement. Deux solutions techniques sont possibles :

1. La première consiste à faire varier le débit de fluide refroidisseur. Pour un condenseur à eau, le débit est régulé et le PC (*Pressure Controller*) agit sur la consigne du FC (*Flow Controller*). Pour un système à aéroréfrigérant, la vitesse de rotation des pales ajuste le débit d'air (Figure 4.1.A). Remarquons que, très souvent, on préfère mettre en place une batterie d'aéroréfrigérants dans laquelle seul un appareil est à vitesse variable. En opération, le nombre d'aéroréfrigérants fonctionnant est choisi de manière à assurer la flexibilité sur celui à vitesse variable.

2. La seconde consiste à mettre en place un by-pass de l'appareil de refroidissement (Figure 4.1.B). La modification du débit de vapeur passant dans, le by-pass assure la modification de la température. Dans certaines conditions où le distillat est très volatil, un système de split-range est utilisé (Figure 4.1.C). Au-delà d'un seuil maximal, le ballon de condensat est dégazé et la pression régulée selon la technique du distillat gazeux. Dans la zone normale, la pression fluctue librement en fonction de la qualité des vapeurs de tête. Enfin, en deçà du seuil minimal, l'unité est réengazée par importation d'un gaz haute pression. Cette technologie est très souvent employée sur les distillations atmosphérique de pétrole brut ; le fluide de réengazage est alors le fuel-gas disponible sur le site.

b-Distillat gazeux :

Dans ce cas, le distillat gazeux est utilisé pour assurer la régulation de pression en plaçant une vanne de régulation de débit (Figure 4.2).



Figures 4.1.A,B,C : Cas d'un distillat liquide ou mixte

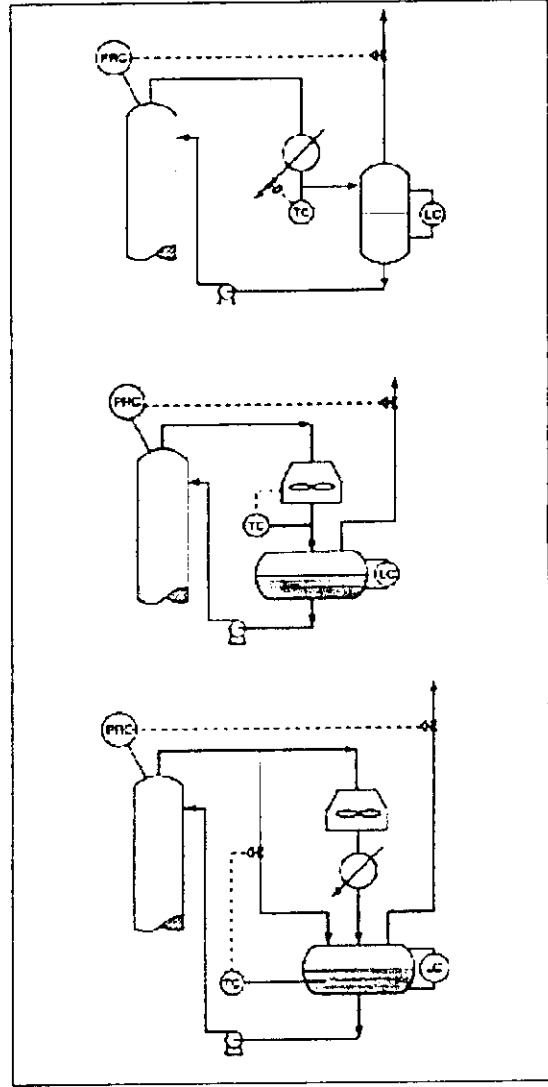


Figure 4.2 : Cas d'un distillat vapeur

c. Colonne atmosphérique :

Pour des colonnes fonctionnant à la pression atmosphérique, la régulation se fait par une simple mise à l'atmosphère par le biais d'une conduite rejoignant un évant. Ce choix technique suppose bien sûr que la qualité du distillat est telle que les pertes matière sont extrêmement réduites.

4.1.2- Pression dans une colonne sous pression :

La pression peut être maintenue constante par différents moyens.

a- Laminage de la vapeur sortant en tête de colonne :

La régulation de pression dans la colonne est réalisée à l'aide d'une vanne placée sur la sortie des vapeurs.

Cette méthode, valable en absorption et en stripping, peut rarement être employée en distillation car, en général, le fonctionnement sous pression est nécessaire pour condenser le distillat à l'aide du fluide de refroidissement disponible.

Cependant, ce type de régulation est couramment utilisé dans les installations équipées d'aérocondenseurs quand on ne souhaite pas injecter de gaz inerte dans le produit.

b- Variation de la surface d'échange du condenseur :

En noyant une partie des tubes des condenseurs, la pression monte jusqu'à ce que la différence de température entre les vapeurs et le fluide réfrigérant permette de condenser toute la vapeur admise dans le condenseur .

c- Laminage des incondensables :

Les incondensables sortant du condenseur traversent une vanne de régulation avant de sortir à l'atmosphère ou vers une installation de traitement des rejets gazeux. Si l'on ferme cette vanne, les incondensables remplissent progressivement le condenseur et la pression

monte, jusqu'à l'obtention d'une température de condensation permettant à la vapeur de se contenter de la surface d'échange qui lui reste.

Le dimensionnement de la vanne est difficile, car on ne sait presque jamais la quantité exacte d'incondensables que l'on aura. On prévoit donc une injection de gaz inerte en aval du condenseur et en amont de la vanne, ce qui permet une mise en route bien plus rapide et une remontée en pression immédiate en cas de refroidissement brutal (pluie ou neige tombant brusquement sur le condenseur). Le régulateur agit sur les deux vannes de régulation en split-range, ce qui permet d'éviter une consommation permanente de gaz.

Note: Split-range: commande séquentielle en fonction du signal d'entrée.

4.1.3-Régulation de la température :

a- Utilisation d'un plateau sensible :

Si nous admettons l'hypothèse du plateau théorique, les températures sont égales aux températures de bulle de liquide, celles-ci étant une fonction de la composition et de la pression. En régulant la température de l'un des plateaux, on agit sur la qualité d'un des produits sans pour autant en garantir strictement la constance. Le problème fondamental lors de la mise en oeuvre consiste à identifier le plateau dont l'évolution de la température est le plus sensible à des modifications du fonctionnement. Cette identification se fait expérimentalement ou par simulation comme le montre les figures 4.3,4,5.

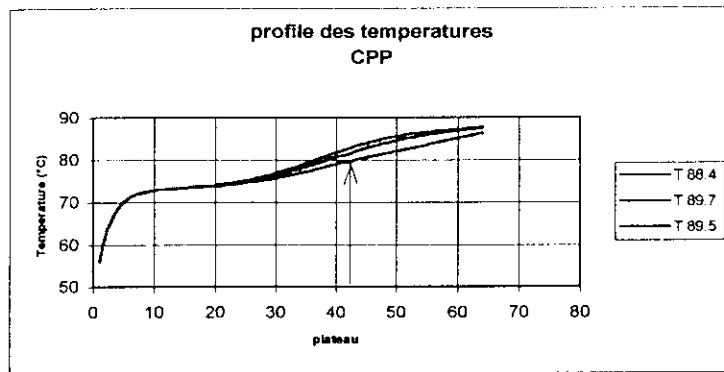


Figure 4.3 : Charge CPP

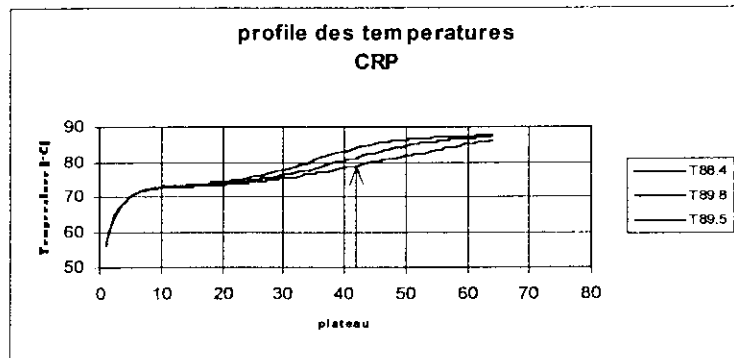


Figure 4.4: Charge CRP

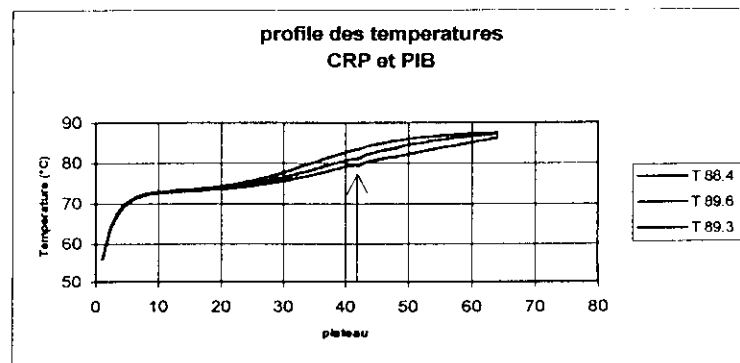


Figure 4.5 : Charge CRP et PIB

4.2- Choix du type de régulation pour notre unité :

4.2.1- La pression de tête (figure 4.6) :

la pression de tête de colonne sera contrôlée, en agissant sur le débit des incondensables sortant du ballon de reflux à l'aide d'un PIC (contrôleur et indicateur de pression), comme le montre la figure suivante :

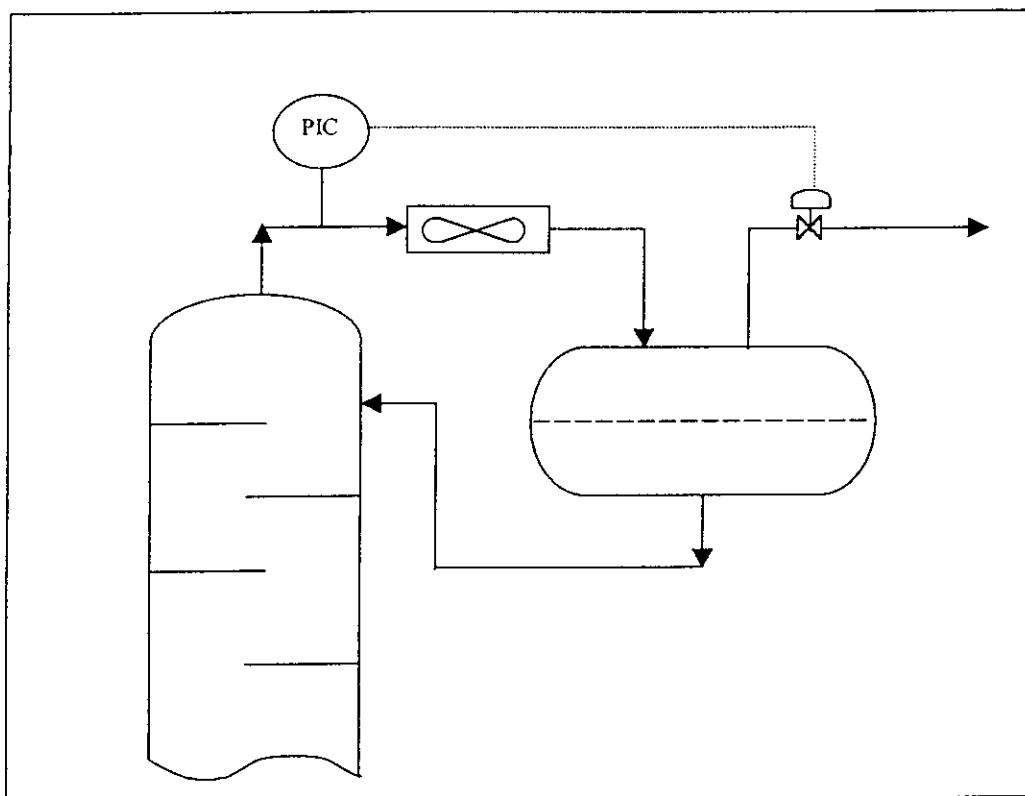


Figure 4.6: régulations de pression de tête

4.2.2- La température de fond (figure 4.7) :

la température de fond sera contrôlée à l'aide d'un dispositif à plateau sensible en utilisant un TRC (contrôleur et régulateur de température).

le schéma est le suivant :

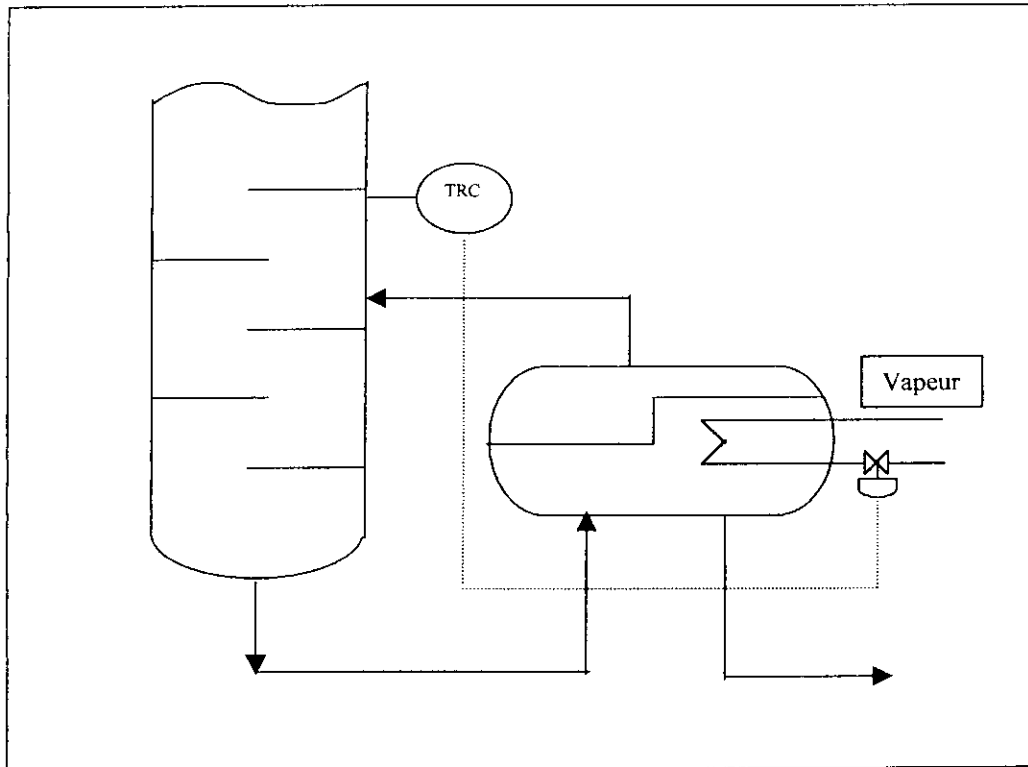


Figure 4.7: régulation de température de fond

Sachant que l'identification de ce plateau sensible se fait par simulation, en faisant varier sensiblement la température de fond, et en cernant le quel de plateaux est sujet à la plus grande variation de température (figures 4.3,4,5).

D'après nos résultats le plateau sensible correspond au **42^{ème} plateau**.(Figures 4.3,4,5)

4.2.3-Température de tête (figure 4.8) :

Elle est régulée en jouant sur la vitesse de rotation des pales, ou sur leurs inclinaisons, à l'aide d'une TRC (contrôleur et régulateur de température).

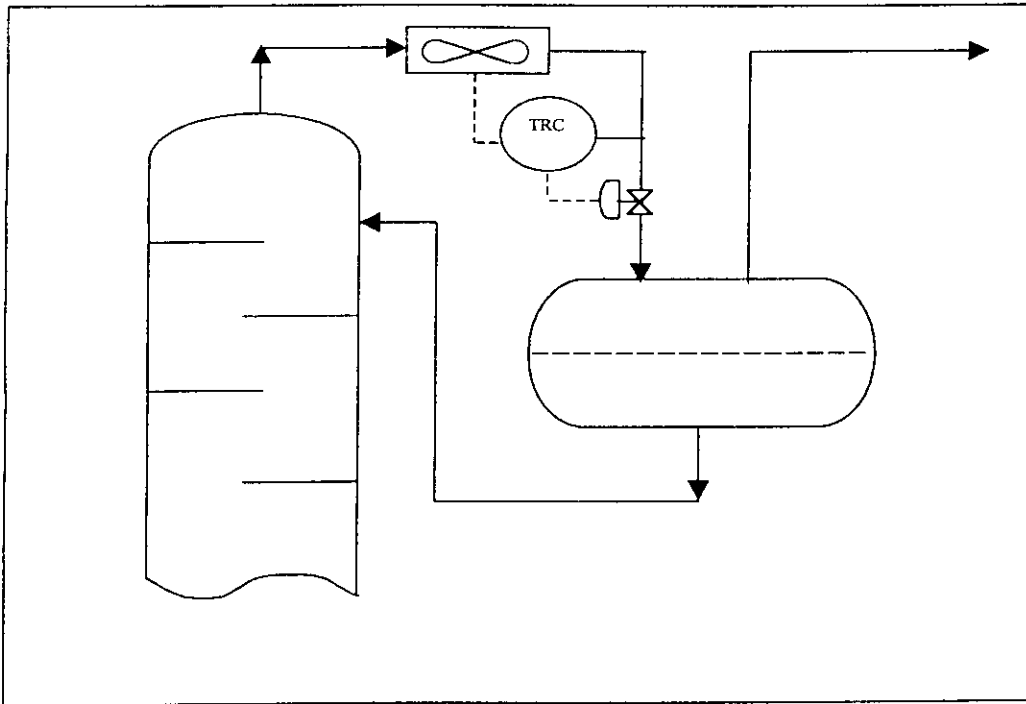


Figure 4.8: régulation de température de tête

Note : Ce dispositif de régulation sera plus détaillé dans le chapitre 5.6.

4.2.4-Contrôle de niveau dans le ballon de reflux (figure 4.9) :

Le niveau dans le ballon est contrôlé à l'aide d'un LIC (indicateur et contrôleur de niveau), qui est relié à une vanne régulatrice de débit de reflux, comme le montre le schéma suivant :

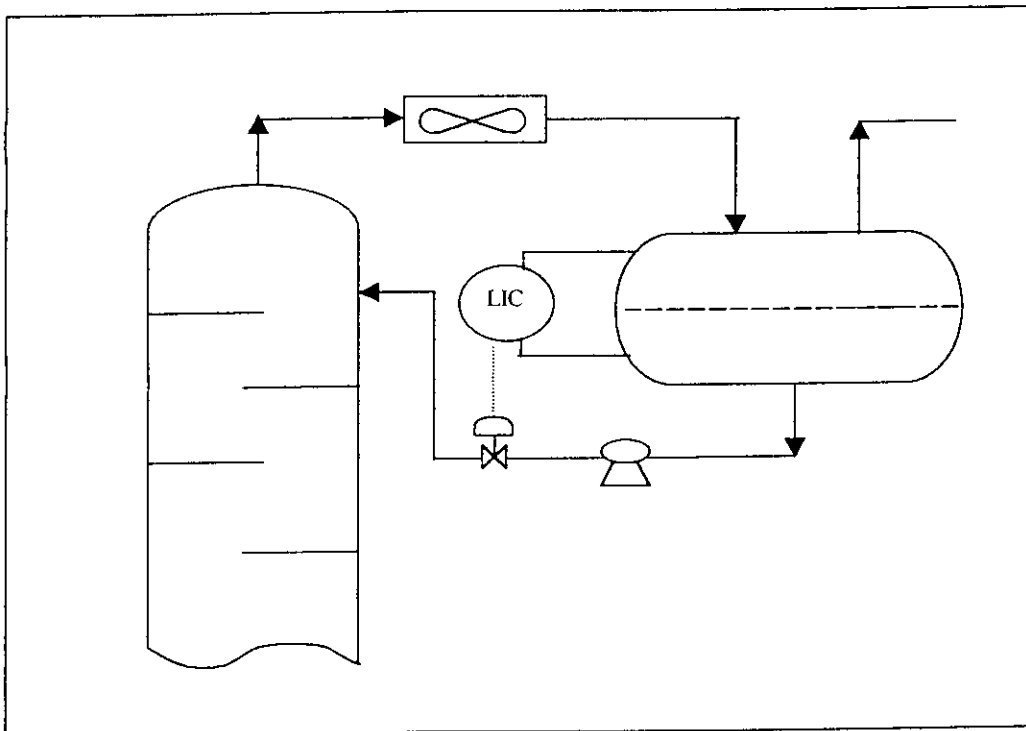


Figure 4.9: contrôle de niveau

Chapitre 5 : Dimensionnement des équipements

5-Dimensionnement des équipements :

Dans ce chapitre nous procéderons au dimensionnement des différents équipements de l'unité (voir schéma en ANNEXE II, et PFD). Les méthodes de calculs seront détaillées et expliquées étape par étape.

Les différents équipements à dimensionner sont :

- 1- La colonne de distillation avec plateaux (T01) ;
- 2- Les échangeurs doubles tubes (E01, E02) ;
- 3- Le ballon de reflux (V01) ;
- 4- Les pompes de reflux (P01 A/B) ;
- 5- Le rebouilleur (E03) ;
- 6- L'aérocondenseur (F 01).

Le dimensionnement de chaque équipement se fera en considérant la charge la plus défavorable, ce critère correspondra à :

- La chaleur échangée dans le cas des équipements d'échange thermique ;
- Débit vapeur et liquide dans le cas des plateaux ;
- Débit liquide dans les conduites dans le cas des pompes et du ballon de reflux.

Dans notre cas la charge riche en propane et pauvre en isobutane est la plus défavorable. Les paramètres utilisés pour le dimensionnement de chaque équipement (pression, température, débit...), résultent de la simulation.

5.1 : Les plateaux

5.1-Dimensionnement des plateaux : [I.4], [I.7], [I.8], [I.9].

5.1.1-Définitions :

Pour qu'un plateau fonctionne normalement, il est nécessaire de maîtriser deux paramètres, à savoir, la vitesse de la phase vapeur et le débit liquide ou plus exactement le débit par unité de longueur du barrage de sortie. De mauvais choix peuvent provoquer des dysfonctionnements de type hydraulique, qui vont nuire aux performances. Sans que la liste ci-après ne définisse un ordre d'occurrence, on distingue classiquement :

a) **L'engorgement (*flooding*)** : qui intervient aussi bien pour la vapeur que pour le liquide

▼ Le soufflage (*blowing*) se produit pour des débits vapeur trop élevés par rapport au trafic liquide. Il y a formation d'un brouillard finement dispersé au-dessus de la zone de contact. Cette situation conduit à un mauvais transfert liquide-vapeur, avec formation de mousse et de fines gouttelettes entraînées vers les plateaux supérieurs.

▼ L'engorgement par entraînement (*jet flooding*) : L'accroissement simultané des débits liquide et vapeur, situation courante lorsque l'on recherche une capacité maximale, se rapproche du phénomène précédent. L'entraînement liquide vers le plateau supérieur augmente alors en raison de l'accroissement de la hauteur liquide sur le plateau, ce qui réduit la hauteur de désengagement de la vapeur. Le fonctionnement devient instable.

▼ L'engorgement par charge liquide excessive : Le débit de liquide aéré provenant de l'aire active et alimentant le déversoir est trop important, ce qui provoque un débordement. Ce phénomène peut être dû à un mauvais désengagement de la vapeur (système moussant ou aire du déversoir trop faible), une perte de charge excessive sur la vapeur, un jeu sous le déversoir trop faible, un espacement entre plateau insuffisant. Rappelons ici que le dimensionnement de ces déversoirs doit faire appel à deux critères

- un temps de séjour suffisant pour permettre le désengagement des bulles de vapeur depuis la phase liquide;

- une hauteur supérieure à la hauteur de liquide clair.

b) **Le pleurage (weeping)** : Les plateaux perforés ou à clapets sont, par nature, non étanches; il existe donc toujours une légère fuite de liquide, qui reste acceptable et ne perturbe pas trop l'efficacité. Toutefois, en deçà d'un certain débit de vapeur, la poussée hydrostatique n'étant plus suffisante, le liquide s'écoule au travers des orifices. Cette fuite, ou pleurage, est extrêmement néfaste en raison du remélangeage qu'elle crée. Il est donc dommageable de travailler avec occurrence de pleurage, dont l'apparition correspond à la condition suivante : perte de charge de la vapeur au travers de l'aire active juste égale à la hauteur statique de liquide sur le plateau.

Ce phénomène n'existe pas pour les plateaux à calottes, car celles-ci forment un siphon qui interdit toute redescente de liquide.

Le *dumping* est une situation qui correspond à une accentuation du phénomène précédent. La fuite de liquide au travers des orifices devient excessive et conduit à une chute brutale de l'efficacité. Elle correspond à la limite inférieure du domaine de flexibilité du plateau.

Il est ainsi possible de tracer, comme sur la figure 5.1, les limites de fonctionnement satisfaisant d'un plateau. Cette zone délimite son domaine de stabilité, c'est-à-dire les conditions extrêmes de débit entre lesquelles le fonctionnement est acceptable.

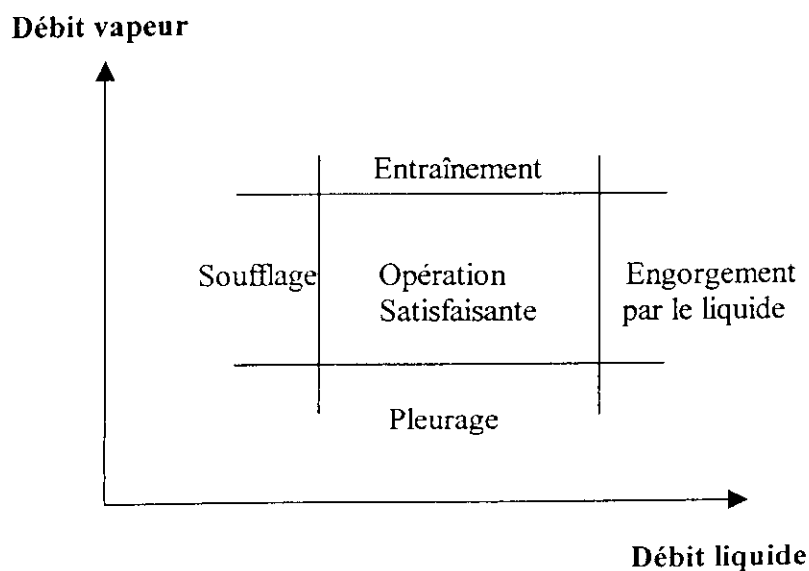


Figure 5.1 : Exemple de domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau.

5.1.2- Types de plateaux :

Historiquement, les plateaux à calottes (*bubble-cap trays*) (figure 5.2.A) furent les premiers utilisés. Ils trouvent encore quelques applications spécifiques. Néanmoins nous nous intéresserons pour l'essentiel aux deux types de plateaux qui sont aujourd'hui les plus souvent rencontrés en pratique

- les plateaux perforés (*sieve trays*) (figure 5.2.B) ;
- les plateaux à clapets, encore appelés plateaux à soupapes (*valve trays*)

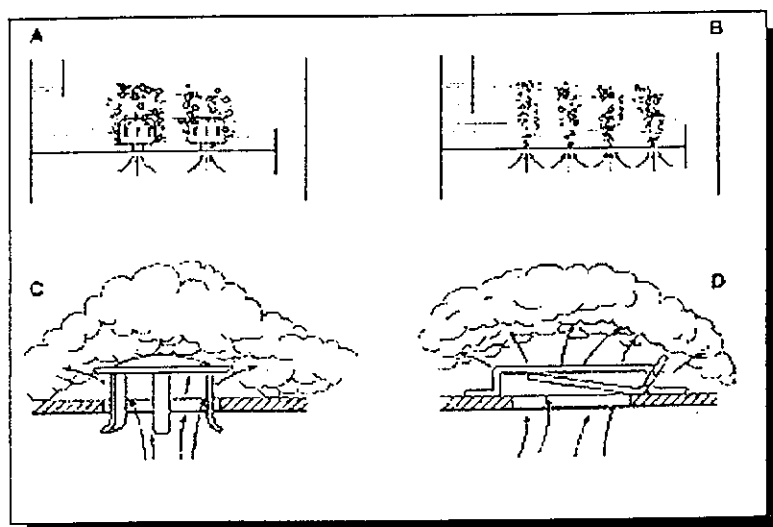


Figure 5.2 : Schéma de principe d'un plateau de colonne à distiller.

A. Plateau à calottes. B. Plateau perforé avec déversoir.

C. Plateau à clapets circulaires. D. Plateau à clapets en forme de linguets.

Ces deux types de plateaux sont de même nature et comportent une zone de contact sur le plateau, où le liquide est retenu par un barrage-déversoir, alors que la vapeur arrive de dessous le plateau à travers des orifices et traverse la couche de liquide. Le liquide circule de haut en bas de la colonne et d'un plateau à l'autre par le biais de goulottes verticales. Ils ne diffèrent que par la présence ou non de clapets pouvant obturer les orifices des zones de contact. Ces clapets sont en position ouverte lorsque la colonne est à sa capacité nominale. Ils retombent partiellement ou totalement et viennent obturer les orifices lorsque le trafic vapeur diminue, limitant ainsi la fuite liquide.

Les plateaux perforés et les plateaux à clapets ont donc un certain nombre de caractéristiques communes; de ce fait, on applique les mêmes critères de dimensionnement.

Il existe également des plateaux perforés sans déversoirs, mais très peu utilisés.

5.1.2.1-Plateau à calottes (bubble-cap tray) :

C'est le modèle le plus ancien; il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée; celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une très large gamme de débits liquide et vapeur. Son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne. On doit aussi noter la difficulté à vidanger, lors d'un arrêt, le liquide retenu, et ce malgré la présence de trous spécifiques.

5.1.2.2-Plateau perforé à déversoir (sieve tray) :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs; par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant l'aire active.

Bien que connu depuis fort longtemps, les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, dans la mesure où la mise en forme de l'aire active ne requiert qu'un simple emboutissage des plaques, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence des clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débit provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies. Un autre intérêt des plateaux perforés est leur faible perte de charge.

Ce simple bilan des avantages et des inconvénients laisse comprendre que l'utilisation de ce type de plateau se cantonne à des applications très spécifiques. Malgré ce faible taux d'utilisation, ceux-ci ont fait l'objet de nombreuses études et leur dimensionnement est bien maîtrisé. Entre autres, il est extrêmement important de déterminer les limites de fonctionnement entre les quelles le plateau donne entière satisfaction. Elles dépendent principalement du diamètre des perforations.

Celui-ci a été longtemps limité à 4,76 mm, mais actuellement on considère que des perforations de 1/2" (1,25 cm) sont acceptables et permettent de repousser les limites de l'engorgement. Le rapport entre l'épaisseur du plateau (e_p) et le diamètre des trous (d_t) est le plus souvent compris entre 0,1 et 0,7. Les orifices sont disposés selon un pas triangulaire équilatéral ayant un espacement correspondant à 2 ou 3 fois le diamètre. Dans ces conditions, la surface des orifices représente entre 5 et 20% de la surface totale du plateau.

Une variante est le plateau à jets directionnels (*jet tray*) provoquant un échappement orienté de la vapeur sous des languets. Cette solution permet de pousser le liquide et ainsi de mieux gérer son écoulement. Elle conduit à minimiser les zones mortes et donc à réduire la dispersion caractérisant l'écoulement du liquide. Nous avons vu au chapitre 4 du tome 2 que cette réduction améliore l'efficacité de Murphree.

5.1.2.3 Plateau à clapets (valve tray) :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont légèrement supérieures, pour un prix de revient plus faible. Il existe une grande variété de formes des clapets : ronds, triangulaires ou allongés. Certains modèles (*Flexitray* ou *Ballast tray*) offrent la possibilité de tarer le clapet en fonction du débit vapeur. Chaque constructeur propose sa propre gamme (Figure 5.3). Ainsi, par exemple, Glitsch propose les séries V et A, alors que Norton présente les types L et M, et Koch les séries A et T (Figure 5.4).

Seuls les types V et A de Glitsch, très représentatifs de l'ensemble des produits offerts sur le marché, seront décrits ici

➤ V-1 : clapet standard pour usage général. De construction très simple et peu onéreux. Les trois pattes, solidaires du clapet, coulissent librement dans l'orifice du plateau. Des ergots rabattus empêchent le clapet de coller au plateau et assurent une ouverture minimale favorable à la stabilité (figure 5.4).

➤ V-4 : l'orifice est équipé d'une collerette emboutie ou sertie sur le plateau et jouant le rôle de venturi. Cette disposition permet une réduction notable de la perte de charge à l'entrée sous le clapet. Ce dernier peut être du modèle V-1.

➤ A-1 : l'orifice, muni ou non de collerette, est couvert par un clapet léger au-dessus duquel un autre clapet de poids variable, équipé de trois pattes de longueur variable, joue le rôle de tare. Enfin l'ensemble est mobile dans une cage qui sert de guide et de butée de levée. L'ouverture se fait donc en deux étapes. Pour de faibles débits vapeur, seul le clapet inférieur travaille; si le débit augmente, le clapet supérieur se soulève. Ce type de clapet est recommandé lorsque le débit liquide est très faible, alors que les clapets V assurent des performances au moins égales dans la plupart des autres situations.

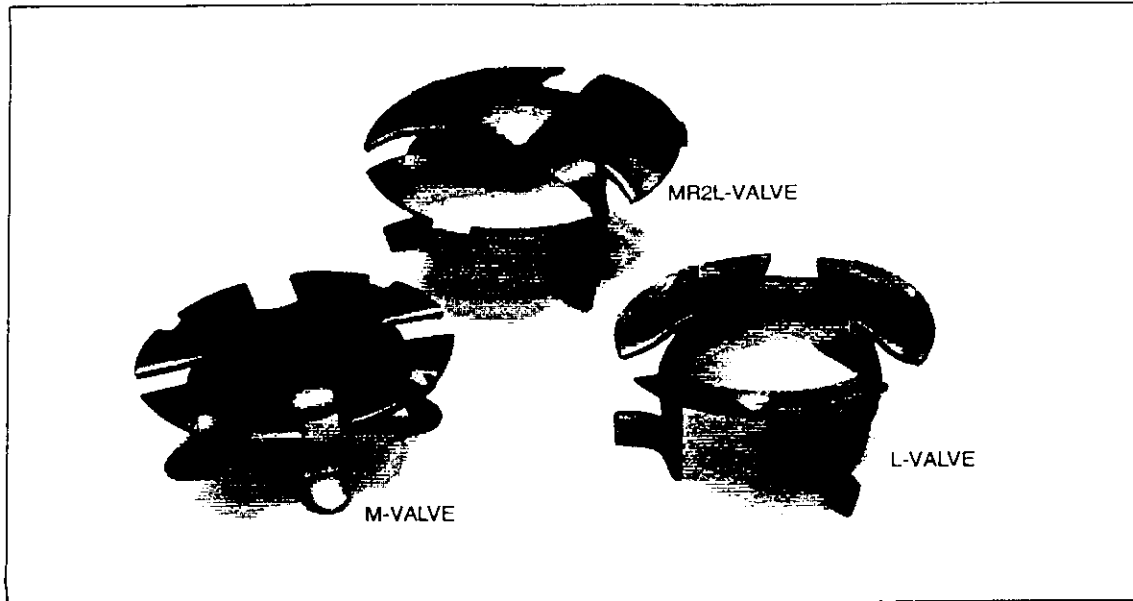


Figure 5.3 : Clapets "Norton"

Le diamètre des orifices percés dans la plaque constituant le plateau est souvent de 38,9 mm. L'épaisseur des clapets est repérée selon les calibres suivants :

Tableau 5.1 : Différents calibres pour un plateau à clapets

Calibre	Épaisseur (mm)
20	0,94
18	1,27
16	1,525
14	1,875
12	2,64
10	3,40

L'épaisseur courante est comprise entre 1,5 à 3,5 mm. Les calibres 14 et 16 sont les plus couramment utilisés.

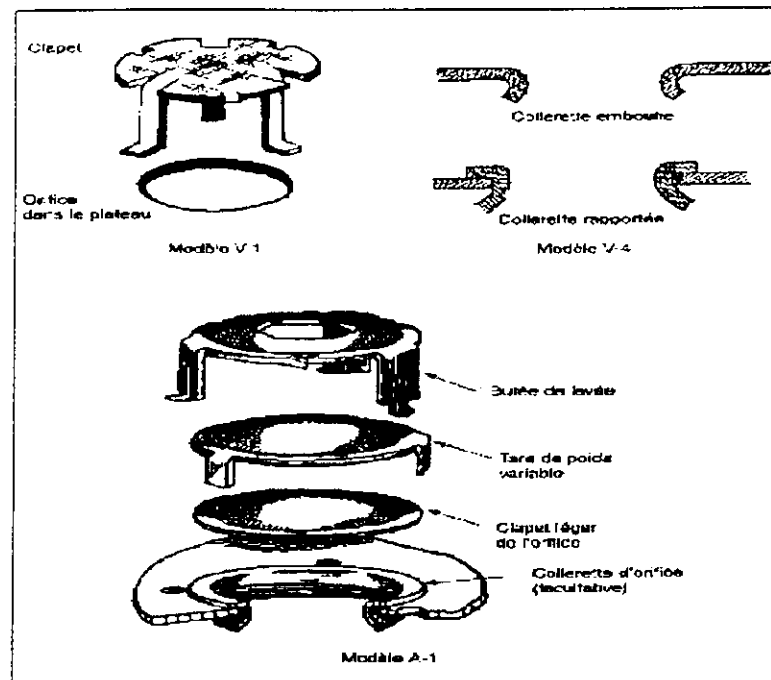


Figure 5.4 : Clapets "Glitsch"

Les clapets correspondant aux orifices de 38,9 mm ont un diamètre de 4,76 cm et leur hauteur de soulèvement est de 1 cm environ. L'implantation sur le plateau se fait suivant le pas triangulaire équilatéral de 76 mm (3"), exceptionnellement 114 ou 152 mm.

5.1.3-Calcul précis du diamètre des plateaux :

Chaque constructeur de plateaux a sa propre manière de calculer le diamètre du plateau. La méthode est aussi différente entre un plateau à calottes et un plateau à clapets.

Pour les plateaux à clapets nous utiliserons la méthode de Glitsch. Il faut rappeler que pour une même séparation, les différentes méthodes doivent donner des diamètres à peu près équivalents.

5.1.3.1-Dimensionnement des plateaux à clapets (méthode de Glitsch) :

On détermine d'abord un diamètre approximatif qui sera le diamètre minimal. Puis on étudie sur la base de ce diamètre. Les différents éléments qui interviennent dans le dimensionnement de ce plateau. Il est possible que ces éléments amènent un changement de diamètre.

1-Première estimation du diamètre (D min) :

Selon les résultats obtenus par la simulation, il faut repérer le plateau sur lequel le débit de vapeur est minimal et le plateau sur lequel le débit de vapeur est maximal, ensuite calculer deux diamètres approximatifs pour la colonne et comparer les deux valeurs. S'il y a une grande différence entre les deux, il faudra envisager l'éventualité d'une colonne à deux ou plusieurs sections.

BRAUN & CO proposent la corrélation suivante :

$$D_i' = 0,29 \times f_s [(ACFM \times F\rho) + (0.25 \times GPM)]^{0,5}, (ft) \quad (5.1.1)$$

Avec :

ACFM : débit de vapeur (ft³/min).

GPM : débit de liquide (US gal/min).

$$F\rho = [\rho_v / (\rho_L - \rho_v)]^{0,5}$$

ρ_v : masse volumique de la vapeur.

ρ_L : masse volumique du liquide.

f_s : facteur dépendant de l'espacement entre les plateaux

t_s : espacement entre les plateaux (ft).

Les valeurs du facteur f_s en fonction de l'espacement entre plateaux est donné dans le tableau suivant :

Tableau 5.2 : Différentes valeurs du facteur

T_s (ft)	1,0	1,5	2,0	2,5	3
f_s	1,19	1,08	1,00	0,95	0,91

Charge vapeur : V $V = Q_v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v}}$ (5.1.2)

Q_v : débit vapeur en ft^3/s [m^3/s].

ρ_v , ρ_l : masse volumique vapeur et liquide lb / ft^3 [Kg/m^3].

2-Aire active :

L'aire active est l'aire disponible pour l'ascension de la vapeur à travers les clapets entre les deux bords entrés et sortie du plateau. Cette aire va dépendre des charges liquide et vapeur, des propriétés du système et des facteurs d'engorgements et de capacité. Sa valeur minimale est :

$$A_{a,\min} = \frac{V_{charge} + Q_l \times \frac{L_w}{13000}}{C.F.}, [ft^2]. \quad (5.1.3)$$

$$= \frac{V_{charge} + 1,36 \times Q_l L_w}{C.F.}, [m^2].$$

Q_l : débit liquide en (US/gal/mn) [m^3/s]

Facteur de capacité : $C = C^* \times F_s$ (ft/s) [m/s]. (5.1.4)

C^* s'obtient à partir de la figure (ANNEXE I.6)

F_s : facteur d'engorgement : = 0.82 cas courants avec $D > 90\text{cm}$ (1 à 2 passes)
 = 0,65 à 0,75 cas courants avec $20\text{cm} < D < 90\text{cm}$
 = 0,75 cas courants pour plus de 2 passes
 = 0,77 pour distillation sous vide.

Facteur de moussage F : (voir tableau ANNEXE I.8); pour des fluides non moussant il est égal à 1.

Longueur du parcours liquide (chorde).

$$L_w \text{ (en inch)} = 9 D/N \quad (D \text{ en ft}) \quad (5.1.5)$$

$$L_w \text{ (en mètre)} = 0,75 D/N \quad (D \text{ en m})$$

D : diamètre de la colonne (ft)[m]

N : nombre de passes.

3-Aire de descente :

Cette aire va dépendre du débit liquide, de la vitesse de descente du liquide et du coefficient d'engorgement.

$$A_{d \min} = \frac{Q_l}{V_d \cdot F_s} \quad (5.1.6)$$

$V_d = U^* \times F$ (vitesse de descente corrigée pour tenir compte de la tendance à mousser du liquide).

Pour la vitesse U^* , il faut prendre la plus petite valeur des valeurs obtenues par les expressions de vitesse suivantes et celle de la figure (ANNEXE I.7)

$$U^* = 250 = [0,170] \quad (5.1.7)$$

$$U^* = 41 (pl - pv)^{0,5} = [0,007 \{ (pl - pv)^{0,5} \}] \quad (5.1.8)$$

$$U^* = 7,5 \{ t(pl - pv) \}^{0,5} = [0,008 \{ t(pl - pv) \}^{0,5}] \quad (5.1.9)$$

U^* : vitesse idéale de descente (US/gal/min ft²) [m³/s.m²]

t : espacement des plateaux (in) [m]

Si $A_{d \min}$ calculée est inférieure à 11% de $A_{a \min}$, on prendra la plus petite des valeurs suivantes :

$$A_{d \min} = 0,11 \times A_{a \min} \quad (5.1.10)$$

$$A_{d \min} = 2 \times (A_{a \min} \text{ calculée}) \quad (5.1.11)$$

Après avoir obtenu $A_{d \min}$ et $A_{a \min}$, on calcule l'aire minimale de la colonne.

$$A_{i \min} = A_{a \min} + 2 A_{d \min} \quad (5.1.12)$$

4-Aire de la colonne :

On prendra la plus grande des valeurs suivantes :

$$A_{i \min} = A_{a \min} + 2 A_{d \min} \quad (5.1.13)$$

$$\begin{aligned} A_{i \min} &= V_{charge} / 0,78 \times F_s \cdot C \quad (5.1.14) \\ &= \left[1,28 \times \frac{V_{charge}}{F_s \cdot C} \right] \end{aligned}$$

et on calcule le diamètre D : $A_i = \pi \times \frac{D^2}{4} \quad (5.1.15)$

5-Paramètres hydrauliques :

-Approche à l'engorgement

On teste l'approche à l'engorgement une fois que les aires actives et de descente ont été calculées. Le pourcentage d'engorgement peut ainsi se calculer à partir des équations ci-dessous et on prendra la valeur la plus élevée.

$$\% \text{ d'engorgement} = \left[\frac{V + 1,36 \times Q_L L W}{(A_a \times C)} \right] \quad (5.1.16)$$

avec :

$$\text{Air active vrai :} \quad A_a = A_{a \text{ min}} \times \frac{A_{t \text{ min}}}{A_t^*} \quad (5.1.17)$$

$$\text{Air de descente vrai :} \quad A_d = A_{d \text{ min}} \times \frac{A_{t \text{ min}}}{A_t^*} \quad (5.1.18)$$

Sinon il faudra jouer sur les paramètres suivants

- ▼ Augmenter l'espacement entre les plateaux pour baisser le pourcentage d'engorgement, ceci est vrai quand on a un nombre de plateau faible.
- ▼ Augmenter le diamètre pour faire diminuer le pourcentage d'engorgement.

6-Nombre de clapets :

Supposer en première approximation 11 à 16 clapets par ft^2 d'aire active [120 à 175 clapets par m^2]. Ces valeurs sont obtenues pour un espacement unitaire de 3 in (76mm) et qui peut être augmenté à 4,5 in ou 6 in (115 ou 150mm), voir aussi (Figure 5.6).

7-Calcul de la hauteur de la colonne :

Comme le montre la figure 5.7 la hauteur de la colonne est divisée en plusieurs segments.

La méthode d'estimation de la hauteur consiste à calculer la longueur de chaque segment puis de faire une sommation.

-Calculs des segments : (Figure 5.7)

$$\text{Hauteur libre au sommet elliptique} \quad h_1 = \frac{D_1}{4} \quad (5.1.19)$$

$$\text{Hauteur libre au fond elliptique} \quad h_2 = \frac{D_1}{4} \quad (5.1.20)$$

$$\begin{aligned} \text{Hauteur du rebord du sommet et du fond cylindrique} \\ h_d = h_b = 1.5 \text{ ts} \end{aligned} \quad (5.1.21)$$

Hauteur de la section d'épuisement et d'enrichissement

$$h' = \text{nbre de (plateau réel - 1)} \times \text{ts.} \quad (5.1.22)$$

La hauteur de la colonne H est égale à

$$H = h_1 + h_2 + h_d + h_b + h' \quad (5.1.23)$$

8-Choisir la hauteur du déversoir h_d :**9-Le facteur d'aération β :**

$$\beta = \frac{a + b \times U_G \sqrt{\rho v}}{a + c \times U_G \sqrt{\rho v}} \quad (5.1.24)$$

pour une bonne aération, β doit être proche de 0,6.

Pour les plateaux a clapets : $a = 1,063$

$$b = 2,002$$

$$c = 3,940.$$

Avec :
$$U_G = Q_V / A_a \quad (5.1.25)$$

Q_V :débit de vapeur (m^3/s).

10-Choisir l'épaisseur e_C (ou d'un calibre voir tableau 5.1).

11-Fixer le diamètre des orifices d_0

12-Fixer le diamètre des clapets d_C

13-Fixer la hauteur de soulèvement des clapets h_C

14-Les pertes de charges :

La perte de charge à travers un plateau à clapets est fonction des débits vapeur et liquide, du nombre et du type de clapets, de la masse volumique du métal, de l'épaisseur du clapet, de la hauteur et de la longueur du déversoir.

a) Perte de charge sèche :

Clapet incomplètement soulevé (faible débit vapeur) :

$$\Delta P_{\text{sèche}} = 0,135 e_C (\rho_m / \rho_l) + K_1 V_0^2 (\rho_V / \rho_l), [cm]. \quad (5.1.26)$$

Clapet complètement soulevé (grand débit vapeur) :

$$\Delta P_{\text{sèche}} = K_2 V_0^2 (\rho_V / \rho_l), [cm]. \quad (5.1.27)$$

ρ_m : Masse volumique du métal [Kg /m3]

V_0 : Vitesse de la vapeur à travers les clapets (ft / s) [m/s]

K_1, K_2 : Coefficients voir tableau.

e_c : Epaisseur du clapet (mm).

Avec :
$$V_0 = \frac{Q_V}{N_C \times S_0}, \text{ (m/s).} \quad (5.1.28)$$

Q_V = débit volumique de la phase vapeur (m³/s).

S_0 = surface d'un clapet (m²), " généralement elle est égale à 0,00119 m²"

Au vu des équations ci-dessus et de la table (5.1), on remarque que l'utilisation d'orifices en forme de venturi du clapet type V4 permet de réduire la perte de charge pêche.

b) Perte de charge totale (ΔP_t) :

$$\Delta P_t = \Delta P \text{ sèche} + 55,4 (Q_L / L_W)^{0,67} + 0,04 h_d \quad (5.1.29)$$

ΔP_t : perte de charge totale [cm]

$\Delta P \text{ sèche}$: perte de charge sèche [cm]

L_W : longueur du déversoir [m]

Q_L : débit liquide [m³/s] .

h_d : hauteur du déversoir [cm].

Tableau 5.3 : Les valeurs de K1 K2 pour les plateaux de Glitsh

Type de Plateaux	K1	K2 pour des épaisseurs de plateau en mm de :				
		1,88	2,64	3,40	4,75	6,36
V-1	5,46	32	25,9	23,5	18,3	16,6
V-4	2,73	18,6	18,6	18,6	-	-

5.1.4-Résultats :

1- Sur le plateau où le débit de vapeur est minimal (plateau n° 8), nous avons :

- $ACFM = 551,968 \text{ ft}^3/\text{min}$.

- $GPM = 250,963 \text{ gal}/\text{min}$.

- $\rho_L = 482,5 \text{ (kg/m}^3\text{)}$.

- $\rho_V = 30,22 \text{ (kg/m}^3\text{)}$.

donc $Fp = 0,2585$.

$ts = 24 \text{ in} = 0,609 \text{ m}$ d'ou $fs = 1$.

$D_t = 1,267 \text{ m}$.

Sur le plateau où le débit de vapeur est maximal (plateau n° 42), nous avons :

- $ACFM = 546,67 \text{ ft}^3/\text{min}$.

- $GPM = 253,6 \text{ gal}/\text{min}$.

- $\rho_V = 30,07 \text{ (kg/m}^3\text{)}$.

- $\rho_L = 486,64 \text{ (kg/m}^3\text{)}$.

Donc $Fp = 0,2566$.

$ts = 24 \text{ in} = 0,609 \text{ m}$ d'ou $fs = 1$.

$$D_t = 1,262 \text{ m}.$$

Etant donné le faible écart entre les deux diamètres, la colonne comportera une seule section. La poursuite des calculs se fera avec le diamètre approximatif maximal.

$$-V = 0,06734 \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$2- C^* = 0.133 \text{ m/s}.$$

$$- L_W = 0.95\text{m} \text{ (} N = 1\text{)}.$$

$$- F_s = 0.82.$$

$$- F = 1.$$

$$- A_{a \min} = 0,8131 \text{ m}^2.$$

$$3- U^* = 0.132 \text{ m/s}.$$

$$- A_{d \min} = 0,147 \text{ m}^2.$$

$$- A_{t \min}^* = 1,1107 \text{ m}^2.$$

$$- A_{t \min} = 0,796.$$

$$- D = 1,189 \text{ m}.$$

$$5- A_a = 0,583 \text{ m}^2.$$

$$- A_d = 0,105 \text{ m}^2.$$

$$- \text{Engorgement} = 142 \text{ \%}.$$

La valeur obtenue est trop élevée il faut donc augmenter le diamètre.

Pour $D = 1,42 \text{ m}$.

On a :

- $A_{\text{min}} = 1,59 \text{ m}^2$.
- $A_{a \text{ min}} = 1,296 \text{ m}^2$.
- $\text{Engorgement} = 61,6 \%$ (correct).

6- $N_C = 170 \text{ clapets}$.

7 - $h_1 = h_2 = 0,3175 \text{ m}$.

- $h_b = h_d = 0,9135 \text{ m}$.

- $h' = 37,19 \text{ m}$.

- $Ht = 39,611 \text{ m}$.

8- $hd = 5 \text{ cm}$.

9- $U_G = 0,2 \text{ m/s}$.

- $\beta = 0,602$ (proche de 0,6).

10- $e_C = 1,875 \text{ mm}$.

11- $d_0 = 38,9 \text{ mm}$.

12- $d_C = 4,76 \text{ cm}$.

13- $h_C = 1 \text{ cm}$.

14- $\rho_m = 7850 \text{ kg/m}^3$ (acier carbone).

- $S_0 = 0,00119 \text{ m}^2$.

- $V_0 = 1,28 \text{ m/s}$.

a) On obtient une ΔP sèche de :

Type de plateaux	Ouverture partielle (cm)	Ouverture totale (cm)
V-1	0,972	3,28
V-4	0,7	1,9

b) la perte de charge totale est : en prend les valeurs maximums donc pour une ouverture totale.

Type de plateaux	Perte de charge totale (cm)
V-1	6,8
V-4	5,53

On remarque que dans les deux cas la valeur est inférieure à 7 cm, donc l'utilisation des clapets Glitsh V-1 sera suffisant.

5.1.5- Conclusion :

Les résultats obtenus correspondent à ceux de la simulation, avec une légère différence due aux erreurs de lecture sur abaques, qui ne peuvent être totalement fiables.

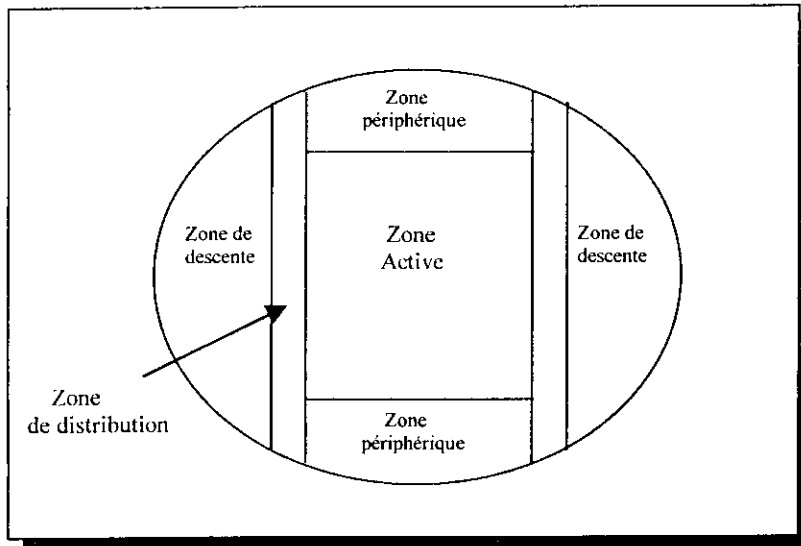


Figure 5.5 : Schéma d'un plateau

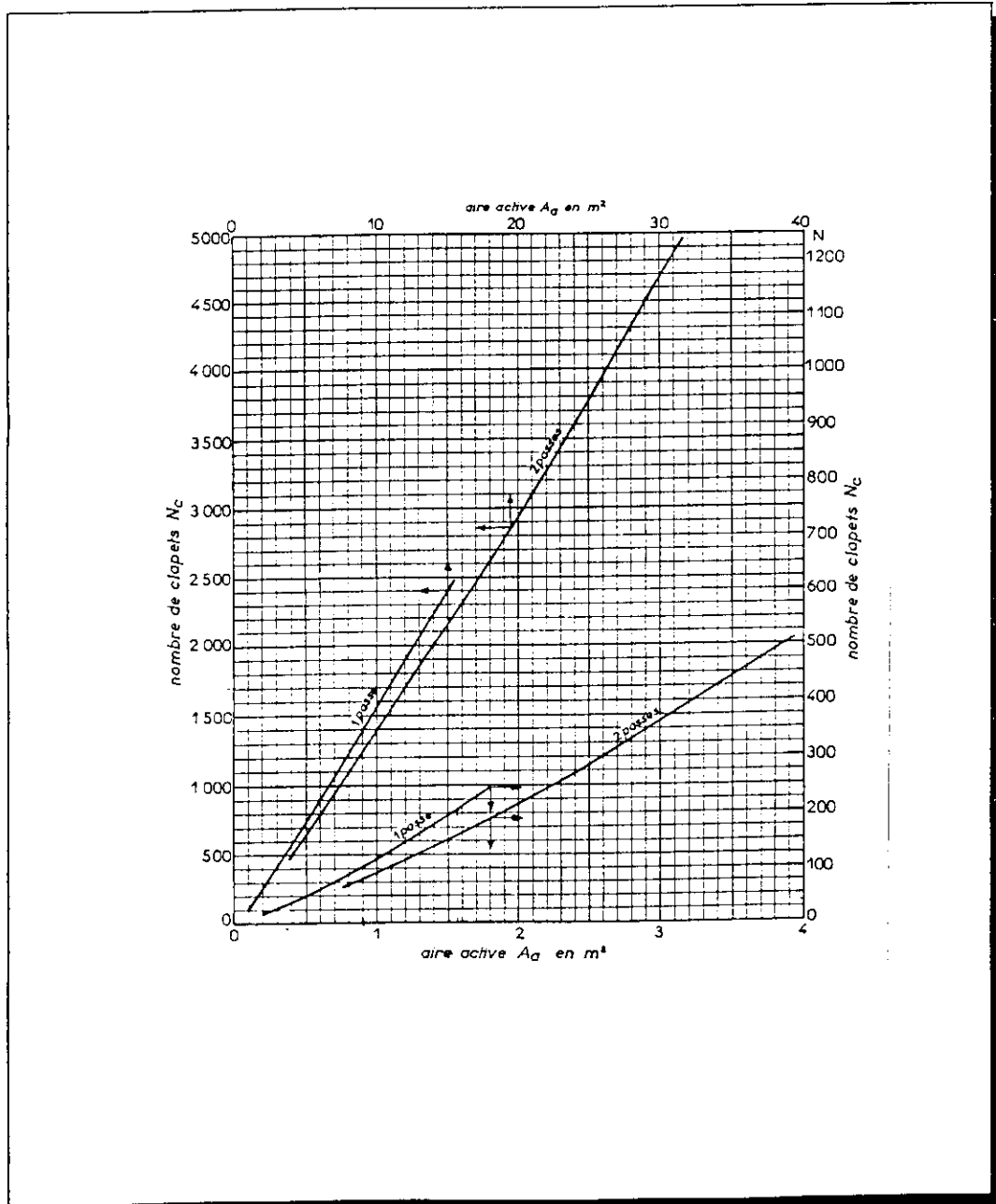


Figure 5.6 : Nombre de Clapets dans un plateau

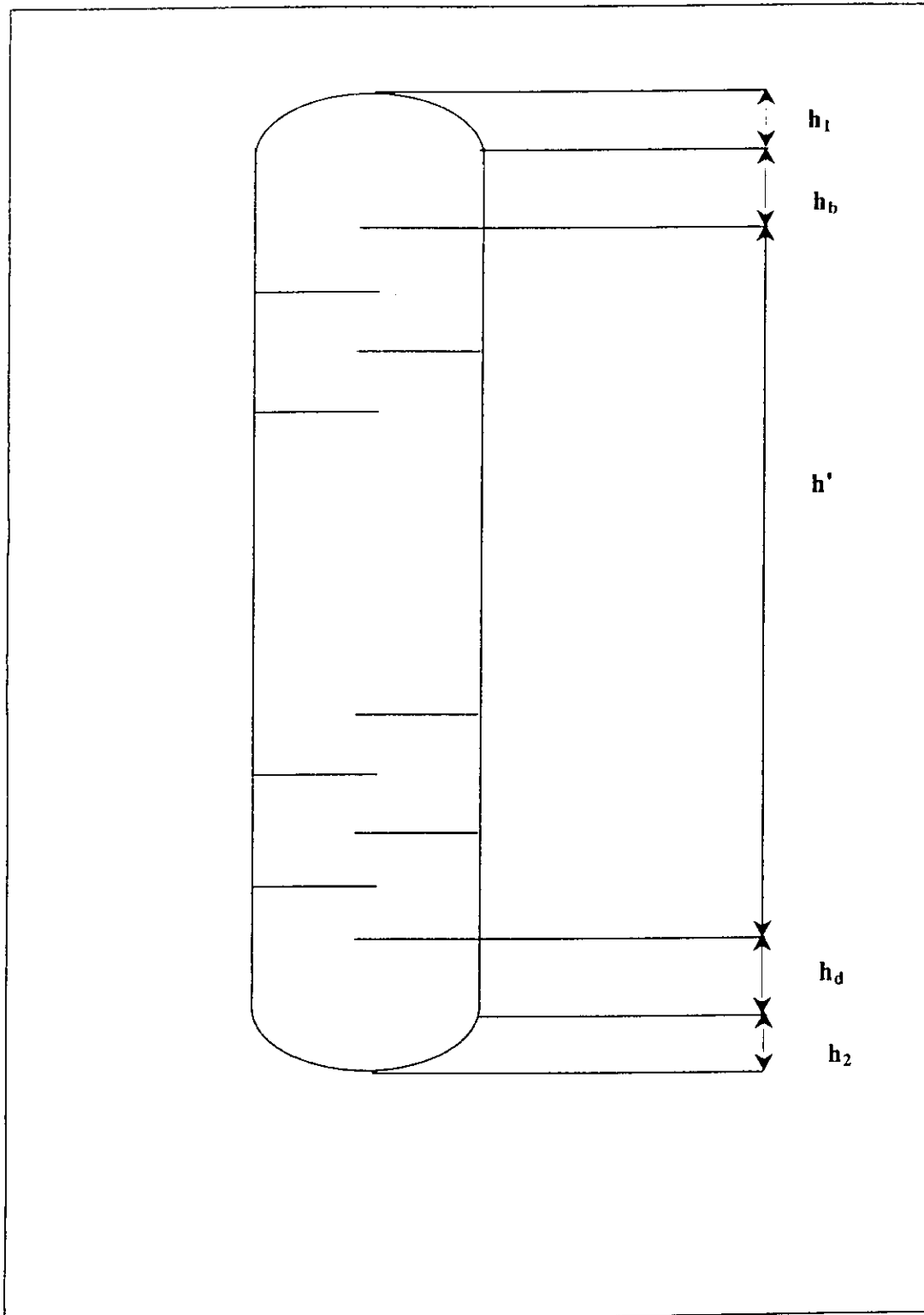


Figure 5.7 : Schéma des différents segments d'une colonne

5.2 : Les Echangeurs de chaleur

PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

- C : Chaleur spécifique, Btu / (lb) (°F)
- D_e : Diamètre équivalent, ft
- DTLM : Différence de température logarithmique moyenne, °C
- D (ID) : Diamètre intérieur des tubes, ft
- D_1 : Diamètre extérieur du tube intérieur, ft
- D_2 : Diamètre intérieur du tube extérieur, ft
- G : Vitesse massique du fluide, lb/ (hr) (ft²)
- OD : Diamètre extérieur du tube, ft
- R_d : Facteur d'encrassement, (hr) (ft²) (°F) / Btu
- T, t : Température du fluide chaud et froid, respectivement, °F
- V : Vitesse du fluide, ft / s
- W, w : Débit massique du fluide chaud et froid, respectivement, lb / hr
- a : Surface du flux, ft²
- f : Facteur de friction
- h_i : Coefficient de transfert de chaleur du film intérieur, Btu / (hr) (ft²) (°F)
- h_o : Coefficient de transfert de chaleur du film extérieur, Btu / (hr) (ft²) (°F)
- Jh : Facteur de transfert de chaleur
- k : Conductivité thermique, Btu / (hr) (ft²) (°F/ft)
- ΔP : Perte de pression, psi

Indices :

- a : Anneau
- l : Perte (loss)
- p : tube (pipe)

5.2. Echangeurs double tubes : [I.7], [I.9], [I.10], [I.17], [I.18], [I.25].

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à chaque extrémité par des coudes (figure 5.7). Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords «Union» qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de presse-étoupes. L'ensemble est monté sur un bâti parallélépipédique transportable.

Les tubes utilisés sont généralement en acier, de caractéristiques I.P.S. et schedule 40 (tableau 5.2.1) ; les longueurs effectives utilisées couramment, sont de 12, 15 ou 20 feet (environ 3.6, 4.5 ou 6 m). Afin de réaliser divers rapports des sections de passage dans le tube et dans l'anneau, Kern propose les associations suivantes :

Tableau 5.4 : Les rapports des sections des tubes selon Kern.

	DIAMETRE NOMINAL			
Tube intérieur	1 1/4	1 1/4	2	3
Tube extérieur	2	2 1/2	3	4

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre-courant pur qui se traduit par un bon rendement. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants

- risques de fuite aux raccords;
- flexion du tube intérieur si la longueur est importante;
- surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15 m². L'utilisation de ces appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales, très chauds et de faible débit.

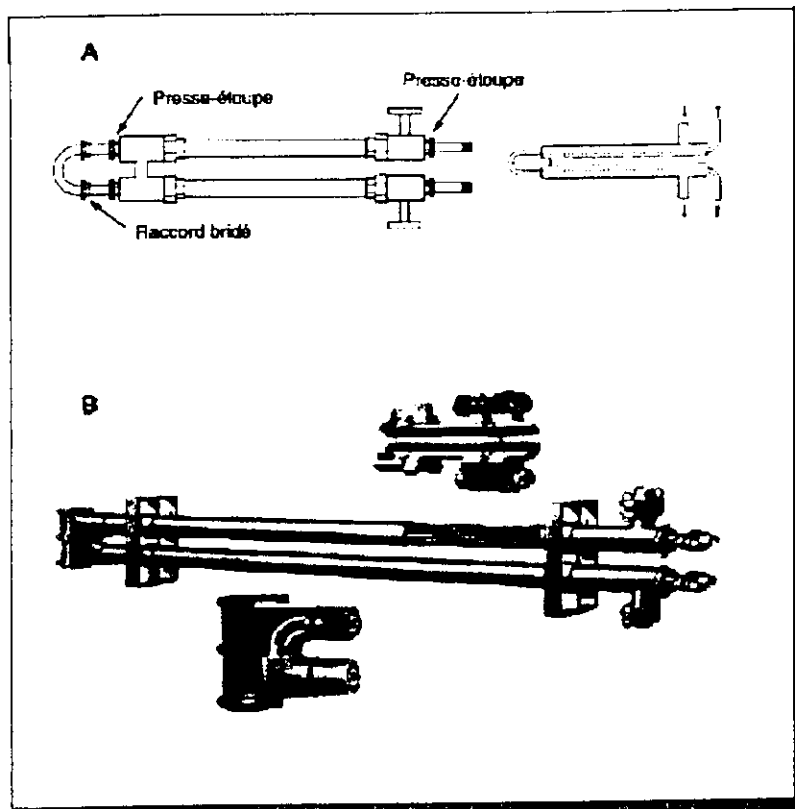


Figure 5.7 : Echangeurs double tube.
 A. Double tube en épingle.
 B. Double tube en épingle avec boîte de retour

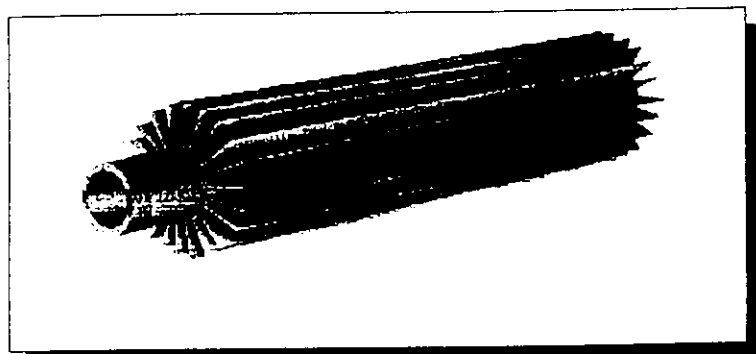


Figure 5.8 : Tube aileté.

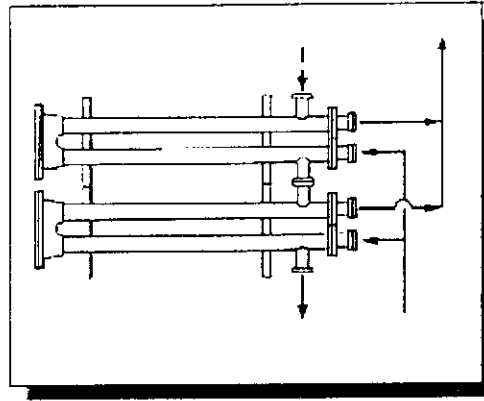


Figure 5.9 :
Montage en série
coté externe, en
parallèle coté

5.2.2- Méthode de calculs (Kern méthode) :

- 1- Choisir un diamètre pour les tubes.
- 2- A partir de T_1, T_2, t_1, t_2 on détermine la chaleur échangée en utilisant les propriétés des fluides à une température moyenne (T_{moy}, t_{moy}).

$$Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) \quad (5.2.1)$$

- 3- Calcul de la DTLM, en supposant un contre courant, (voir schéma en ANNEXE II).
- 4- Si aucun des deux fluides n'est visqueux (c a d : inférieur à 1 centipoise), alors la valeur de $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ sera prise égale à 1.

a) Intérieur de conduite :

- 5- Section du flux :

$$a_p = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right), (\text{ft}^2). \quad (5.2.2)$$

- 6- vitesse massique :

$$G_p = \left(\frac{w}{a_p}\right), \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2). \quad (5.2.3)$$

- 7- calcul du Reynolds:

$$Re_p = \left(\frac{DG_p}{\mu}\right) \quad (5.2.4)$$

- 8- Obtenir la valeur du coefficient de transfert dans les tubes j_h à partir de la figure 5.10.

9- Calcule du coefficient de transfert de film interne h_i :

$$h_i = jh \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\left(\frac{1}{3} \right)} \phi . \quad (5.2.5)$$

10- Calcul du coefficient de transfert de film interne corrigé h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) \quad (5.2.6)$$

b) Dans l'anneau :

11- Section du flux :

$$a_a = \left(\frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} \right), \text{ (ft}^2\text{)}. \quad (5.2.7)$$

12- calcul du diamètre équivalent :

$$D_e = \left(\frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \right), \text{ (ft)}. \quad (5.2.8)$$

13- vitesse massique :

$$G_a = \left(\frac{w}{a_a} \right) \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}. \quad (5.2.9)$$

14- calcul du Reynolds:

$$Re_a = \left(\frac{D_e G_a}{\mu} \right) \quad (5.2.10)$$

15- Obtenir le j_h à partir de la (figure 5.10).

16- calcul du coefficient de film externe h_o :

$$h_o = jh \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\left(\frac{1}{3} \right)} \phi \quad (5.2.11)$$

17- calcul du coefficient total de transfert de chaleur (voir schéma en ANNEXE II) :

18- coefficient propre :

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}, \text{ BTU/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}. \quad (5.2.12)$$

19- coefficient de désigne :

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d. \quad (5.2.13)$$

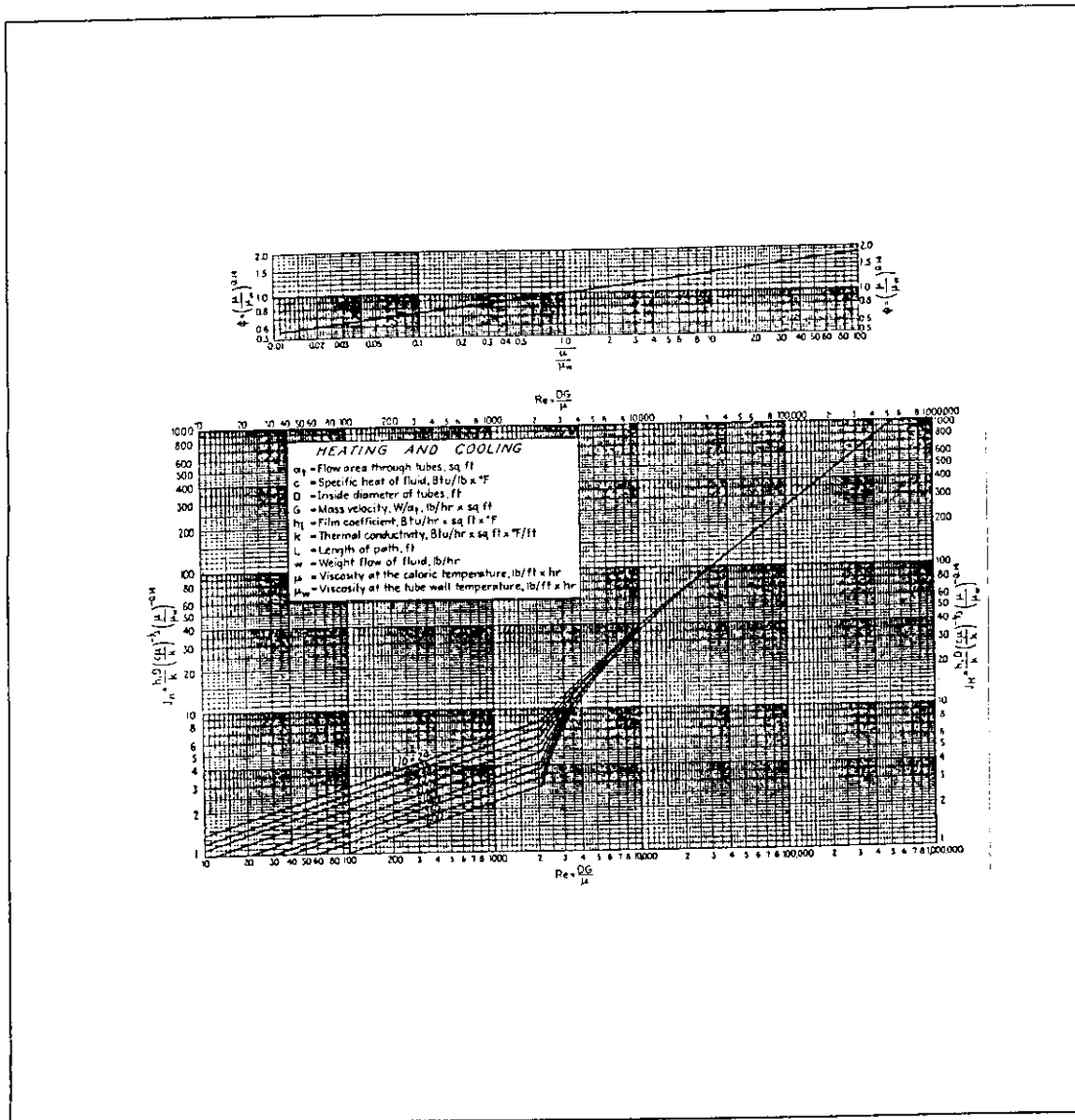


Figure 5.10 : Coefficient de transfert de chaleur dans les tubes

20- surface requise :

$$A = \frac{Q}{Ud\Delta t}. \quad (5.2.14)$$

21- longueur des conduites :

$$L = \frac{A}{S_e}, \text{ (ft)}. \quad (5.2.15)$$

22-calcul de la perte de charge:

a) coté anneau :

1- obtenir D_e' par :

$$D_e' = (D_2 - D_1). \quad (5.2.16)$$

2- Calcule du nouveau Reynolds : $Re' = \left(\frac{D_e' G_a}{\mu} \right)$ (5.2.17)

3- $f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re'}$. (5.2.18)

4- $\Delta Fa = \frac{4fG_a^2 L}{2g\rho^2 D_e'}$, (ft). (5.2.19)

5- $\Delta Fl = \frac{V^2}{2g^2}$ (ft par épingle). (5.2.20)

6- $\Delta Pa = \left(\frac{\Delta Fa + \Delta Fl}{144} \right) \times \rho$, (psi). (5.2.21)

b) coté conduite :

1- $\Delta Fp = \frac{4fG^2 L}{2g\rho^2 D_e}$, (ft). (5.2.22)

2- $\Delta Pp = \left(\frac{\Delta Fp \times \rho}{144} \right)$, (psi). (5.2.23)

5.2.3-Résultats :**I-Echangeur E01 :**

1- caractéristiques des deux charges :

	<i>T entrée (°F)</i>	<i>T sortie (°F)</i>	<i>T moy (°F)</i>	<i>μ (centipoise)</i>	<i>m (lb /hr)</i>	<i>C (BTU)</i>
Fluide froid	17,6	40,697	29,1485	0,20907	5057,6	0,52885
Fluide chaud	161,97	96,8	129,385	0,12603	14567,7	0,64723

2- Les deux fluides sont non-visqueux donc $\phi = 1$.

3- $Q = 6,18 \cdot 10^4$ btu /hr.

4- $DTLM = 98,747$ °F.

a) **Fluide chaud (isobutane)**

5- $D_2 = 0,1725$ ft .

- $D_1 = 0,138$ ft.

- $a_a = 0,00826$ ft².

6- $De = 0,0762$ ft.

- $W = 1456,7$ lb / (hr).

- $Ga = 176355,93$ lb / (ft)(hr).

7- $\mu = 0,30499$ lb / (ft)(hr).

$$- Re = 44061,14.$$

$$8- Jh = 130.$$

$$9 -K = 4,347 \cdot 10^{-2}.$$

$$- \left(\frac{C\mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,65596.$$

$$-h_o = 122,808 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}).$$

b) fluide froid (charge):

$$11-Gp = 486309,61 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2).$$

$$12-Re = 110572,98.$$

$$13- Jh = 285.$$

$$14 -K = 0,057747.$$

$$- \left(\frac{C\mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,66713.$$

$$15-h_i = 238,586.$$

correction:

$$16- h_{i0} = 198,34264.$$

$$d'ou U_c = 75,846 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}).$$

$$17-R_d = 0,002.$$

$$18-Ud = 65,85 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}).$$

$$19-S = 9,5 \text{ ft}^2 = 0,883 \text{ m}^2.$$

$$\text{Facteur de sécurité} = 1,2 \text{ \%}.$$

$$20-S' = 1,2 S = 11,4037 \text{ ft}^2 = 1,06 \text{ m}^2.$$

$$21-\text{Longueur des tubes } L = 26,2156 \text{ ft} = 7,9905 \text{ m}.$$

$$\text{Avec des tubes en U on aura } L = 3.9952 \text{ m}.$$

22-Perte de charge ;

a) Côté anneau :

$$1-D'_e = 0,0345 \text{ ft}.$$

$$- \text{Re}'_a = 19948,94.$$

$$2-f = 0,0073.$$

$$3-s = 0,51236$$

$$5-\rho = 32,0225 \text{ lb/ft}^3.$$

$$6-\Delta F_a = 0,805 \text{ ft}.$$

$$7-V = 1,5298 \text{ ft}/(\text{sec}).$$

$$8-\Delta F_L = 0,109 \text{ ft}.$$

$$9-\Delta P_a = 0,2 \text{ psi} = 0,0137 \text{ bar}.$$

b) Coté tube :

$$1-Rep = 110572,98$$

$$2-f = 0,00462$$

$$3- \rho = 37,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$4- \Delta Fp = 0,86 \text{ ft.}$$

$$5- \Delta Pp = 0,22 \text{ psi} = 0,015 \text{ bar.}$$

II-Echangeur E02 :

1-caractéristiques des deux charges :

	<i>T entrée (°F)</i>	<i>T sortie (°F)</i>	<i>T moy (°F)</i>	<i>μ (centipoise)</i>	<i>m (lb /hr)</i>	<i>C (BTU)</i>
Fluide froid	40,6976	122	27,09	0,15925	5057,6247	0,57826
Fluide chaud	192,74	74,894	129,385	0,12603	3138,9417	0,64723

2-Les deux fluides sont non-visqueux donc $\phi = 1$.

$$3-Q = 2,4 \cdot 10^5 \text{ btu /hr.}$$

$$4- DTLM = 82,2722 \text{ °F.}$$

a)Fluide chaud (isobutane):

$$5- D_2 = 0,1725 \text{ ft.}$$

$$-D_1 = 0,138 \text{ ft.}$$

$$-a_a = 0,00826 \text{ ft}^2.$$

$$6-De = 0,0762 \text{ ft}.$$

$$-W = 3,1389 \text{ lb / (hr)}.$$

$$-Ga = 3,8 \cdot 10^5 \text{ lb / (ft)(hr)}.$$

$$7-\mu = 0,3046 \text{ lb / (ft)(hr)}.$$

$$-Re = 9,5 \cdot 10^4.$$

$$8- Jh = 215.$$

$$9 -K = 4,347 \cdot 10^{-2}.$$

$$-\left(\frac{C\mu}{K}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,59632.$$

$$-ho = 245,0771 \text{ BTU / (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}.$$

b) fluide froid(charge) :

$$10- Gp = 486310,07 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}.$$

$$12 -Re = 145116,19.$$

$$13- Jh = 340.$$

$$14- K = 0,05211.$$

$$-\left(\frac{C\mu}{K}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,62351.$$

$$15 - h_i = 250,125, \text{ BTU.}$$

correction:

$$16 - h_{io} = 207,9356.$$

$$d'ou \ U_c = 112,492 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}).$$

$$17 - R_d = 0,002.$$

$$18 - U_d = 91,83 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}).$$

$$19 - S = 31,76 \text{ ft}^2 = 2,95 \text{ m}^2.$$

$$\text{Facteur de sécurité} = 1.2 \ %.$$

$$20 - S' = 1,2 S = 38,7276 \text{ ft}^2 = 3,6 \text{ m}^2.$$

$$21 - \text{Longueur des tubes } L = 89,02887 \text{ ft} = 27,136 \text{ m}.$$

Avec des 2 tubes en U placés en série on aura $L = 6,784 \text{ m}$.

22 - Perte de charge

a) Côté anneau :

$$1 - D'_e = 0,0345 \text{ ft.}$$

$$- \text{Re}'_a = 41244.83.$$

$$2 - f = 0,006541.$$

$$3- s = 0,53573.$$

$$4- \rho = 33,445 \text{ lb/ft}^3$$

$$5- \Delta Fa = 9,5712 \text{ ft.}$$

$$6- V = 3,02445 \text{ ft /}(sec).$$

$$7- \Delta F_L = 0,426 \text{ ft.}$$

$$8- \Delta Pa = 2,3219 \text{ psi} = 0,16 \text{ bar.}$$

b) Coté tube :

$$1- Re_p = 145116,19$$

$$2- f = 0,00529$$

$$3- \rho = 35,171 \text{ lb/ft}^3$$

$$4- \Delta F_p = 3,745 \text{ ft.}$$

$$5- \Delta P_p = 0,9147 \text{ psi} = 0,063 \text{ bar.}$$

5.3 : Ballon de reflux

PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

D : diamètre du ballon, m

L : Longueur du ballon, m

U_G^* : Vitesse critique du fluide, m/s

V : Volume du ballon, m³

V_{ref} : Volume de retenu pour le reflux, m³

V_{sout} : Volume de retenu pour le soutirage, m³

W_C : Débit massique du liquide, Kg / s

W_G : Débit massique du gaz, Kg / s

Indices :

NB : Niveau bas

NH : Niveau haut

5.3- Séparation gaz-liquide : [I.7], [I.8].

On trouve ce type de séparation dans les ballons de reflux des unités de distillation par exemple.

5.3.1- Ballon de reflux :

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage. Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons sont basées sur l'évaluation d'un temps de séjour tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entraînements à une valeur minimale acceptable et que, simultanément, le temps de séjour du liquide corresponde à une retenue (ou *hold up*) correcte (Watkins, 1967).

Deux cas sont à distinguer, suivant que la condensation est totale ou partielle. Cependant, dans les deux cas le ballon joue le rôle d'accumulateur de liquide, afin de donner à l'unité une certaine flexibilité de fonctionnement dans l'hypothèse d'une défaillance possible du matériel (pompe, instrument, vanne, etc.).

5.3.1.1- Condensation totale du reflux :

Le ballon joue alors uniquement le rôle de tampon, donnant une certaine constante de temps pour les réactions de l'opérateur ou du système de supervision. Cette constante de temps souhaitable dépend de la structure de l'unité et de son instrumentation, mais est généralement prise de l'ordre de 4 à 5 min. On fait parfois une distinction entre temps de séjour du reflux ($t_{SR} = 2$ à 3 min) et celui du soutirage ($t_{SS} = 4$ à 5 min).

5.3.2- Méthode de calcul :

Le calcul du volume du ballon est basé sur un temps de séjour moyen du liquide condensé (reflux + soutirage) égal à la constante de temps retenue. Pour un ballon horizontal, on considère que le volume utile, entre niveaux bas et haut, représente seulement de 80 à 85 %, du volume total du ballon. La hauteur h des segments circulaires, l'un libre au sommet et l'autre non compté au bas du ballon, doit être au minimum de 20 cm; si on se réfère à la figure 5.11, on peut calculer la surface de ces segments en fonction de h , au moyen des formules suivantes :

$$\cos(\omega) = 1 - \frac{2h}{D} \quad (5.3.1)$$

$$S = \frac{D^2}{4} \left(\frac{\omega}{57,30} - \sin(\omega) \cos(\omega) \right) \quad (5.3.2)$$

ω : demi-angle au centre, exprimé en degré.

La surface du segment atteint 1/10 de la section totale du ballon pour $\omega = 46$, $h/D = 0,155$.

Pour des ballons dont le diamètre est inférieur à 1,30 m, on prend $h = 20$ cm, et pour $D > 1,3$ m. on prend $h = 0,155 \times D$.

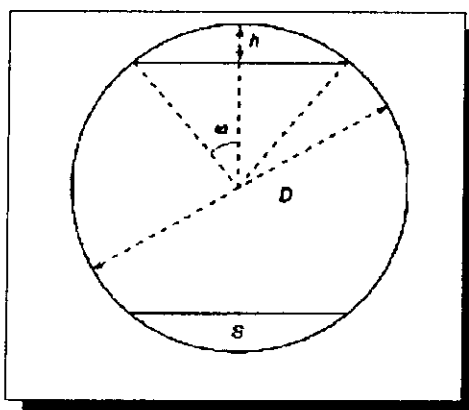


Figure 5.11 : Représentation des éléments pour le calcul de la surface S et de la hauteur h d'un segment de

Par ailleurs, le niveau normal devant se situer approximativement à mi-hauteur dans le ballon, le volume de liquide à prendre en compte pour calculer le temps de séjour est donc, en première approximation, 40% du volume total.

Le volume du ballon se calcule alors comme suit :

$$V = 2,5 (Q_R t_{SR} + Q_S t_{SS}). \quad (5.3.3)$$

Suivant la pression de service, on adopte les rapports suivants pour L/D :

$$2 \leq \frac{L}{D} \leq 3 \text{ pour } P \leq 4 \text{ bar} \quad (5.3.4)$$

$$3 \leq \frac{L}{D} \leq 5 \text{ pour } P \geq 4 \text{ bar} \quad (5.3.5)$$

et pour : $\frac{L}{D} = 3$ on a : $D = 0,75 V^{1/3}$ (5.3.6)

Les dimensions du ballon s'en déduisent facilement. Suivant la valeur de D ainsi obtenue, on peut recommencer le calcul pour ajuster la valeur de h , hauteur du segment circulaire.

5.3.2.1-Condensation partielle :

Dans ce cas, on a un mélange de gaz et de liquide à séparer. Les spécifications de retenue liquide restent valables, mais il faut y ajouter une condition supplémentaire concernant la section supérieure libre au-dessus du niveau haut. En effet, cette section de passage doit être suffisante pour que les gouttelettes liquides entraînées par la vapeur aient le temps de se déposer (Figure 5.12).

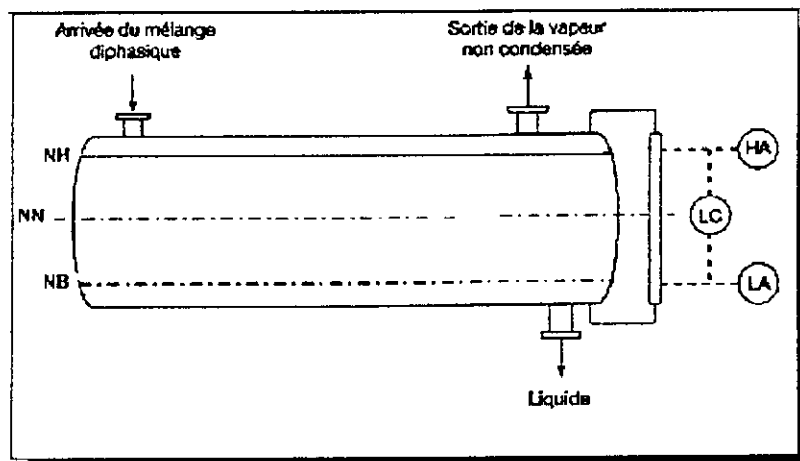


Figure 5.12 : Schéma d'un ballon de reflux avec condensation partielle

La vitesse limite du gaz dans cette section, appelée vitesse critique d'entraînement, est donnée par des formules analogues à celles utilisées pour calculer l'entraînement au dessus d'un plateau. On utilise, par exemple, la relation suivante :

Vitesse critique

$$U_G^* = 0,381 \times K_v \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}}, \text{ (m/s)}. \quad (5.3.7)$$

$$\log(K_v) = -0,876 - 0,837 \times \log(B) - 0,324 \times [\log(B)]^2 \quad (0,006 \leq B \leq 6). \quad (5.3.8)$$

Avec :

$$B = \frac{W_L}{W_G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \text{ (sans dimension)}. \quad (5.3.9)$$

Si $B < 0,006$ prendre $K_v = 0,2$

Si $B > 6$ prendre $K_v = 0,02$

W_L et W_G étant les débits massiques de liquide et de gaz.

Cette contrainte conduit à une section libre au-dessus du niveau du liquide

égale à :

$$S_G = Q_G / U_G^*. \quad (5.3.10)$$

Le volume nécessaire pour la phase liquide, calculé sur les mêmes bases que précédemment, doit être additionné au volume (VG) nécessaire au passage de la phase gaz, soit :

$$VG = S_G L = L Q_G / U_G^*. \quad (5.3.11)$$

On a ainsi le volume total du ballon

$$V = VG + 2 (Q_R t_{SR} + Q_S t_{SS}). \quad (5.3.12)$$

Le choix approprié du rapport L/D permet alors de calculer les dimensions du ballon.

5.3.2-Résultats :

1- $V_{sout} = 0$.

2- $Q = 51,49 \text{ m}^3/\text{h}$.

$-V_{ref} = 2,5745 \text{ m}^3$.

3- $V_T = 2,5745 \text{ m}^3$.

4- $V_{NB-NH} = 2 V_T = 5,149 \text{ m}^3$.

5- On prend $L / D = 3$, d'ou $D = 1.295 \text{ m}$.

6- On prend $h = 20 \text{ cm}$ ($D < 1.3 \text{ cm}$).

7- $\omega = 46.28^\circ$.

8- $S = 0,1292 \text{ m}^2$.

9- $S_{NB-NH} = 1.0587 \text{ m}^2$.

10- $L = 4,8634 \text{ m}$.

On remarque que le rapport $L / D = 3,755$, donc il faut faire une autre itération en augmentant le diamètre.

5- $D = 1,39 \text{ m}$.

6- $h = 2,1545 \text{ m}$ ($D > 1,3 \text{ m}$).

7- $\omega = 46,37^\circ$.

8- $S = 0,14116 \text{ m}^2$.

5.4 : Pompe de reflux

5.4- Pompes de reflux : [I.7], [I.9], [I.13], [I.14], [I.15], [I.19], [I.21].

5.4.1- Utilisation et sélection :

Les pompes, en tant qu'appareils permettant de véhiculer les liquides, sont les pièces maîtresses qui donnent vie aux unités de fabrication. Leur choix et leur installation doivent faire l'objet de soins tout particuliers de part des Services d'Études; de même, leur entretien requiert une équipe de spécialistes très qualifiés, afin qu'elles puissent assurer dans les meilleures conditions un service continu pendant plusieurs mois.

Elles peuvent se classer en deux grandes catégories

- ▼ Les pompes centrifuges,
- ▼ Les pompes volumétriques,

avec un type intermédiaire : la pompe à palettes radiales, très utilisée pour ses qualités auto-amorçantes en pétrochimie. La ventilation des divers types de pompes est présentée au tableau 5.5.

En principe, pour assurer en toute sécurité la continuité du service, les pompes sont doublées, c'est-à-dire que la pompe principale entraînée par moteur électrique est jumelée à une pompe homologue qui doit toujours être prête pour prendre le relais soit par commande manuelle, soit par un dispositif automatique. Cette pompe de secours sera mue soit par un moteur branché sur le réseau de secours, soit par une turbine à vapeur.

Tableau 5.5 : Les divers types de pompes

Catégorie	Type	Structure
Centrifuge	Mono-étage	à volute
		à diffuseur (1 ou plusieurs étage)
	Mutil-étage	Régénérative, turbine
		Verticale
		Hélico-centrifuge
Volumétrique	Rotative	Axiale
		à engrenage
		à vis
	Alternative	à palettes
		à piston
		à membrane
		à vérin

5.5.2- Pompes Process :

La grande majorité des pompes de procédé utilisées en raffinerie sont des pompes centrifuges, dites "Process", à un ou deux étages. Ces pompes présentent les particularités suivantes (Figures 5.13.A,B et 14) :

- elles sont supportées axialement et démontables sans toucher aux tuyauteries;
- le plan de démontage du palier est perpendiculaire à l'axe horizontal de la pompe;
- elles possèdent une chemise de refroidissement de la boîte à garniture et éventuellement une chemise de refroidissement du palier ainsi qu'un refroidissement des boîtes-supports du corps de pompe;
- la boîte à garniture est profonde et peut recevoir soit des tresses avec lanterne d'arrosage, soit une garniture mécanique. Les orifices de connexion à la lanterne sont prévus. Les chapeaux des presse-étoupe sont en deux parties et possèdent une chambre de dilution;
- La roue et le corps sont munis de bagues d'usure ou anneaux d'étanchéité;
- Leurs caractéristiques minimales sont celles de la dernière édition de l'A.P.I. 610.

5.4.2.1- Notions théoriques sur les pompes utilisées :

La grande majorité des pompes utilisées en industrie sont des pompes centrifuges, ce sont des pompes dont la rotation de la roue, ou rotor, produit un régime de pressions et de vitesses qui déterminent la circulation d'un liquide dans un circuit.

5.4.2.2- Caractéristiques des pompes centrifuges :

5.4.2.2.1- Vitesse spécifique :

C'est la vitesse à laquelle tournerait une pompe géométriquement semblable, calculée pour refouler un débit de 75 litres/seconde à une hauteur de 1 mètre.

$$n_s = 3.65n \frac{\sqrt{Q}}{H^{0.75}} \quad (5.4.1)$$

n_s : la vitesse spécifique de la pompe (tr/min).

n : la vitesse de la pompe (tr/min).

Q : son débit (m^3/S).

H : sa hauteur de refoulement (m).

Les courbes caractéristiques et point de calcul

- Courbe débit-hauteur manométrique total.
- Courbe débit-rendement.
- Courbe débit-NPSH requis par la pompe.

Le service à assurer est caractérisé d'autre part, par les éléments suivants

- Débit maximal.
- Hauteur manométrique maximale.
- NPSH disponible dans l'installation.

5.5.2.2.2-Cavitation et NPSH :

La cavitation est la vaporisation d'un fluide soumis à une pression inférieure à sa pression de vapeur. Ce phénomène se manifeste par la formation au sein de l'écoulement, de bulles, poches, tourbillons ou torches de vapeur. Cette cavitation peut être à l'origine de bruit, de vibrations et de chutes de performance de la pompe.

A cet égard, on définit le $NPSH_{av}$ (Net Positive Section Head), correspondant à la valeur excédentaire de la pression d'aspiration à l'entrée de la pompe sur la tension de vapeur de liquide en ce même point.

Le coût d'une station de pompage est directement fonction de la hauteur de charge nette à l'aspiration $NPSH_{req}$ de la pompe et $NPSH_D$ lié à l'installation; les conditions d'utilisation doivent être telles que le $NPSH_D$ soit supérieur au $NPSH_{req}$ choisi pour assurer à l'utilisateur un fonctionnement satisfaisant vis-à-vis de la cavitation que réside une part importante du coût de la station de pompage .

5.5.3-Méthode de calcul :

I) Calculer les pertes de charge à l'aspiration et au refoulement

1) Choisir le diamètre des pipes (standards) qui convient le mieux a notre écoulement et en déduire la vitesse par :

$$U = \frac{Q}{S}. \quad (5.4.2)$$

2) Calculer le nombre de Reynolds Re par la relation

$$Re = \frac{\rho \times d \times U}{\mu}. \quad (5.4.3)$$

ρ : masse volumique (kg/m³).

μ : viscosité dynamique du liquide (Pa.s).

4) De la (figure 5.15), déterminer le facteur de friction f_m .

5) Calculer la perte de charge due à chaque singularité (figure 5.16), à l'aide de la relation de Darcy-Weisbach:

$$\Delta P = \frac{0.5 \times \rho \times f_m \times L \times U^2}{d} \quad (5.4.4)$$

L_e : longueur équivalente qui dépend du type des singularités (m)

(voir tableau 5.6)

II) Calcul de la pression à l'aspiration P_a :

$$P_a = P_1 + Pgh - \Delta P_t. (kPa). \quad (5.4.5)$$

h : hauteur de la pompe (m).

P_1 : pression dans la colonne (ou dans le ballon de reflux) (kPa)

III) Calcul de la pression de refoulement P_R

$$P_R = P_1 + \rho gh + \Delta P_t \quad (kPa)$$

IV) Calculer la pression différentielle

$$\Delta P = P_R - P_a, \text{ (kPa)} \quad (5.4.6)$$

Calculer la hauteur différentielle requise

$$H' = \frac{1.02 \times 10^4 (P_r - P_a)}{\rho}, \text{ (m)} \quad (5.4.7)$$

On y ajoute un facteur de sécurité de 10 %.

$$H = 1.1 H', \text{ (m)}. \quad (5.4.8)$$

V) Calcule de $NPSH_D$ ($NPSH$ disponible)

$$NPSH_D = \frac{1.02 \times 10^4 (P_a - P_v)}{\rho}. \quad (5.4.9)$$

P_{vap} : pression de vapeur saturante du liquide (Pa)

P_a : pression à l'aspiration (Pa)

Calcul de la puissance hydraulique:

$$hyd \ hp = \frac{0.0145 \times Q \times H \times Spgr}{3960}. \quad (5.4.10)$$

$Spgr$: spécifique gravity.

Q : débit de liquide (m^3/h).

Calcul de la puissance du moteur d'entraînement de la turbine :

$$Bhp = hyd \ hp / e \quad \text{(kW)}$$

e : efficacité de la pompe ; M. W. Kellogg & CO proposent la corrélation suivante :

$$e (\%) = 80 - 0.2855F + 3.78 \cdot 10^{-4} FG - 2.38 \cdot 10^{-7} FG^2 + 5.39 \cdot 10^{-4} F^2 - 6.39 \cdot 10^{-7} F^2 G + 4 \cdot 10^{-10} F^2 G^2 \quad (5.4.11)$$

F : hauteur différentielle (ft)

G : débit de liquide (GPM)

5.5.4-Résultats :

$$D) - \rho = 491,74 \text{ kg/m}^3$$

$$- \mu = 0,1091 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$$

a) Aspiration:

$$1- \text{ on choisi } D = 0,1023 \text{ m (4 In).}$$

$$2- Q = 51,5 \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$- U = 1,74 \text{ m /s.}$$

$$3- Re = 8,023 \cdot 10^5 \text{ (régime turbulent).}$$

$$4- fm = 0,0167.$$

5-

Singularités	Le (m)	ΔP (kPa)	Nombre	$\Delta P \cdot N$ (kPa)
Conduites	5	0.607	1	0.607
Coude 90	20d	0.25	1	0.25
Filtre	250d	3.126	1	3.126
Vanne d'isolement	13d	0.16255	1	0.16255
Rétrécissement	-	négligeable	1	négligeable

B) Refoulement :

$$1- \text{ on choisi } D = 0,0762 \text{ m (3 In).}$$

$$2- Q = 51,5 \text{ m}^3/\text{s.}$$

$$- U = 3,137 \text{ m /s.}$$

$$3- Re = 10,77401 \cdot 10^5 \text{ (régime turbulent).}$$

$$4- fm = 0,0178.$$

5-

Singularités	Le (m)	ΔP (kPa)	Nombre	$\Delta P * N$ (kPa)
Conduites	46	25.999	1	25.999
Coude 90	20d	0.86136	2	1.72272
Orifice	32d	1.378	1	1.378
Vanne d'isolement	13d	0.559	4	2.236
Vanne de contrôle	65d	2.799	1	2.799
Clapet de retenue	135d	5.8142	1	5.8142
Elargissement	-	négligeable	1	négligeable

II) $\Delta P_T = 4,1455 \text{ kPa}$.

- $\rho gh = 14,47 \text{ kPa}$.

- $P_1 = 1100 \text{ kPa}$.

- $P_a = 1110,33 \text{ kPa}$.

III) $\Delta P_T = 39,95 \text{ kPa}$.

- $\rho gh = 200,67 \text{ kPa}$.

- $P_2 = 1150 \text{ kPa}$.

- $P_R = 1390,62 \text{ kPa}$.

IV) $\Delta P = 280,29 \text{ kPa}$.

- $H = 58,14 \text{ m}$.

- $H = 63,954 \text{ m}$.

V) $NPSH_D = 2,14 \text{ m}$.

- $hyd \text{ hp} = 5,93 \text{ hp}$.
- $e = 49 \%$.
- $Bhp = 12,12 \text{ hp} = 9,04 \text{ kW}$.

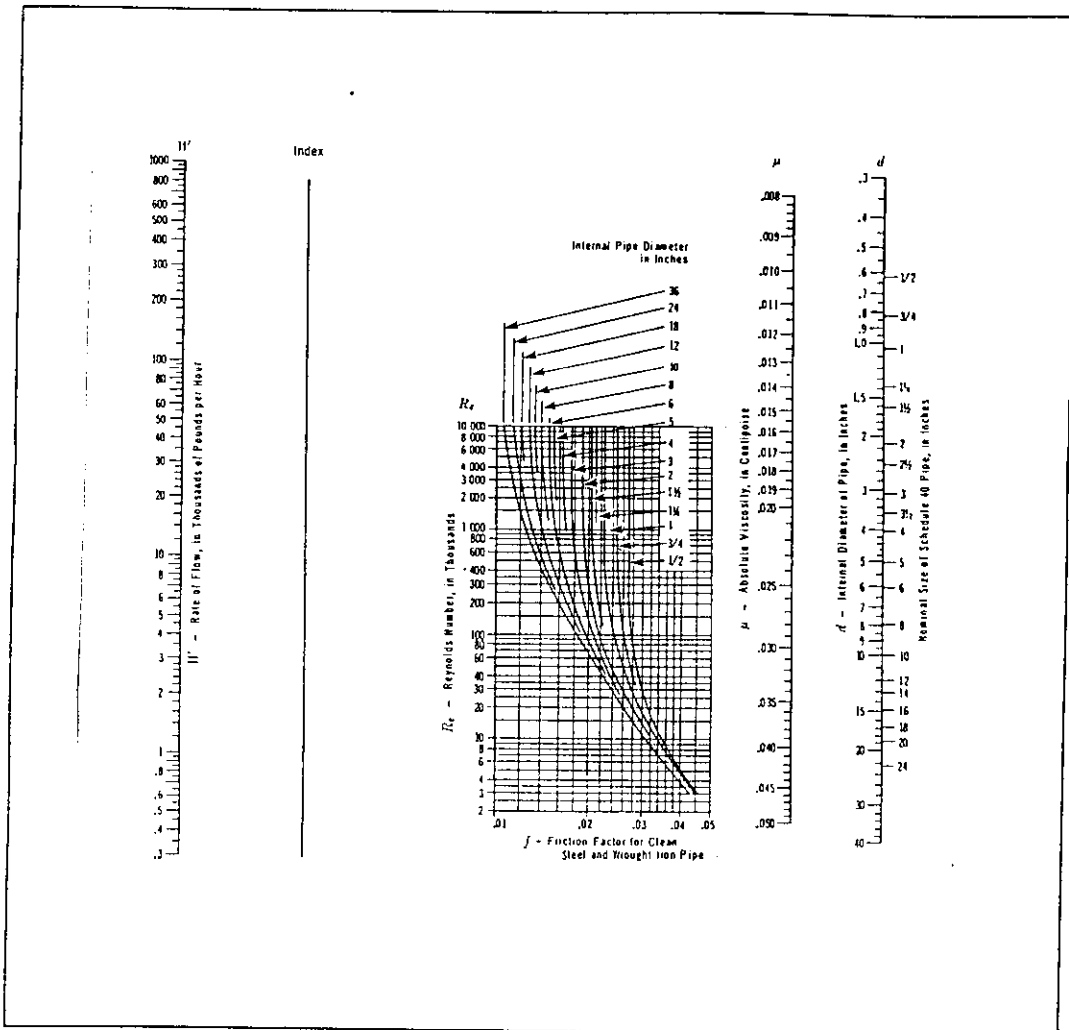


Figure 5.15 : Facteur de friction

Vannes	Vanne de contrôle	Réduction du diamètre 40mm et moins Réduction du diamètre de 50 mm et plus	65 D * 45 D
	Vanne d'isolement	Calibre standard	13 D
		Calibre réduit de 40 mm et plus	65 D
	Clapets de retenus	Type oscillations	135 D
		Bille ou piston type 40 mm et moins	340 D
	Robinet	Modèle régulier	45 D
Valve papillon	150 mm et plus	20 D	
Raccordements	En T	Courant à travers une section droite	20 D
		Courant à travers une section latérale	65 D
	Coude	90 °, R= 1,5 D	20 D
		45 °, R= 1,5 D	16 D
	Courbure	90 °, R= 4 D	14 D
90 °, R= 5D		16 D	
180 °, R= 4D		25 D	
180 °, R= 5D		28 D	
Divers	Filtre	Section de pompes de type-Y Et à seuil	250 D
	Orifice	Ballons et réservoirs	32 D

* D = mesure nominale en metre

Tableau 5.6: Les longueurs
Le pour les vannes et les
singularités.

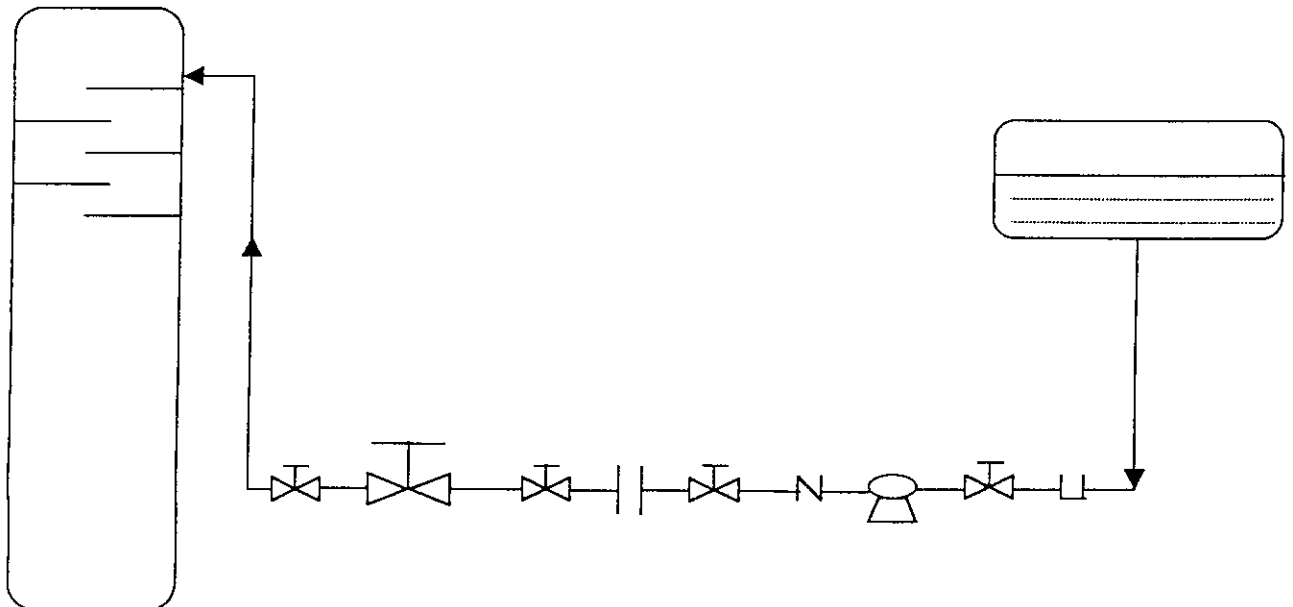


Figure 5.16: Schéma expliquant l'instrumentation
utilisée en amont et en aval de la pompe de reflux

5.5 : Rebouilleur

PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

- A : Surface d'échange, ft²
- P : Pression, psi
- P_c : Pression critique, psi
- Q : Flux de chaleur, Btu/hr
- d_b : Diamètre de la calandre, in
- d_t : Diamètre du tube, in
- g : Gravité, ft / hr²
- h_b : Coefficient de transfert de chaleur dans le cas d'une ébullition nucléée,
Btu / (hr) (ft²) (°F)
- h_f : Coefficient de transfert de chaleur dans le cas d'une ébullition de film,
Btu / (hr) (ft²) (°F)
- h_w : Coefficient de transfert de chaleur dans le mur du tube, Btu / (hr) (ft²) (°F)
- h_t : Coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur du tube, Btu / (hr) (ft²) (°F)
- k : Conductivité thermique, Btu / (hr) (ft²) (°F/ft)
- r_f : résistance due à l'encrassement,
- r_w : résistance dans le mur du tube,
- ΔT_b : Chute de température coté ébullition, °F
- (ΔT_b)_c : Chute de température critique coté ébullition, °F
- ΔT_t : Chute de température à l'intérieur du tube, °F
- ΔT_w : Chute de température dans le mur du tube, °F
- λ : Chaleur de vaporisation, Btu / hr

5.5-Le Rebouilleur : [I.7], [I.9], [I.10], [I.18], [I.20].

5.5.1- Introduction :

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but est d'effectuer une vaporisation partielle des fonds de colonne de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement. Rappelons que le rebouilleur représente un contact liquide-vapeur supplémentaire et que le rapport de la quantité revaporisée à la quantité soutirée s'appelle le taux de rebouillage.

Ces appareils sont construits selon le même principe que les échangeurs à faisceau et à calandre, mais avec des variantes imposées par le système de séparation liquide-vapeur adopté. On distingue ainsi deux grandes classes d'appareils

5.5.2- Rebouilleurs noyés (Figure 5.18 a et b) :

L'appareil n'a d'autre but que de provoquer une certaine vaporisation; le mélange (liquide-vapeur) formé dans la calandre est réintroduit dans le fond de colonne sous le dernier plateau où la vapeur se sépare du liquide.

Dans le cas de la figure 5.18.a, le rebouilleur est alimenté directement par le liquide qui descend du dernier plateau et ne peut ainsi traverser qu'une seule fois le rebouilleur. La circulation est naturelle, c'est-à-dire qu'elle s'effectue uniquement sous l'effet de la différence des pressions hydrostatiques entre le point de soutirage et le point réintroduction. Dans le cas de la figure 5.18.b, le rebouilleur est alimenté par le liquide accumulé dans le fond détour et re circulé plusieurs fois dans l'appareil, surtout si on utilise le principe de la circulation forcée à l'aide d'une pompe. Il est alors possible d'obtenir des taux de revaporisation très variables en réglant le débit de la pompe.

C'est pour cette raison que ce dispositif est souvent préféré au précédent. Les rebouilleurs noyés à circulation naturelle sont appelés « thermosiphons ». Afin d'obtenir des pertes de charge très faibles en circulation naturelle on supprime les chicanes et il est d'usage de respecter certaines proportions entre le diamètre de la calandre et la longueur des tubes.

De plus, pour au appareil à une seule entrée centrale, on considère que la longueur des tubes doit être inférieur à cinq fois la diamètre da la calendre.

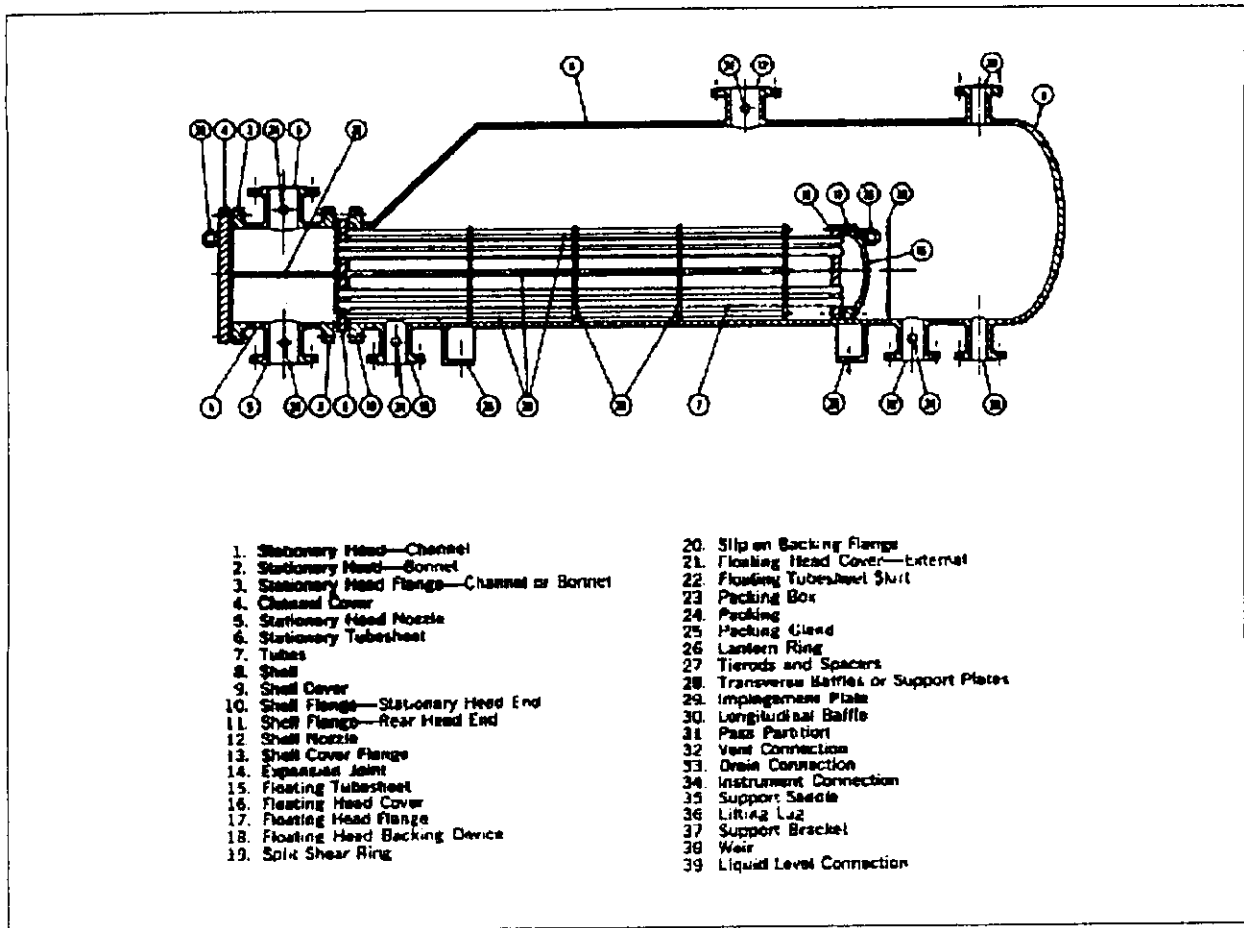
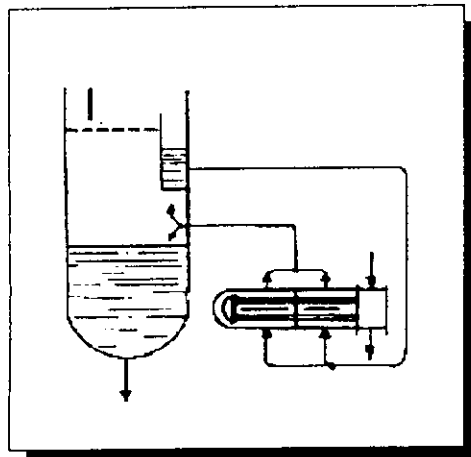
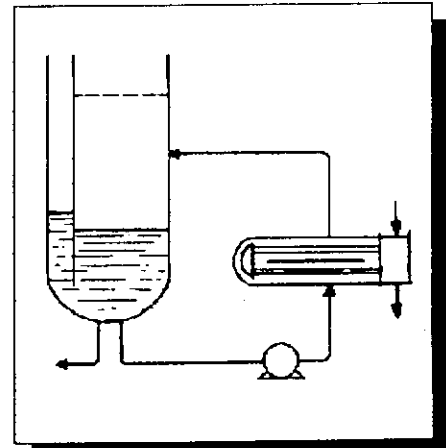


Figure 5.17 : Rebouilleur Kettle



a. Rebouilleur une passe à circulation naturelle, à deux entrées.



b. Rebouilleur à circulation forcée par pompe à une entrée.

Figure 5.18 :
Rebouilleurs
noyés

5.5.3- Rebouilleurs à niveau liquide (Figure 5.17) :

En plus de sa fonction de vaporisation, l'appareil assure la séparation des deux phases. Il est conçu avec un déversoir dont la hauteur correspond environ au diamètre du faisceau afin que celui-ci soit constamment submergé. La calandre est d'un diamètre nettement supérieur à celui du faisceau afin de ménager au-dessus du eau liquide une zone de désengagement de la vapeur et éviter les entraînements de liquide. Le faisceau est construit d'une manière classique avec deux plaques tubulaires lorsque le fluide chauffant est un produit pétrolier; si l'on utilise la vapeur d'eau, on fait souvent l'économie de la plaque tubulaire mobile, en employant des tubes U. Dans ces appareils, la circulation est le plus souvent naturelle. Ces rebouilleurs sont appelés «kettle rebouilleur».

5.5.4- Méthode de calcul : (interne BRC) :

Test d'ébullition de film :

1- les paramètres à connaître sont:

- la chaleur échangée
- la nature du fluide a vaporisé
- les conditions opératoires.

2- calcul de P/P_c .

3- A partir de la figure (ANNEXE I.10) lire la valeur de $(\Delta T_b)_c$ maximum pour le ébullition nucléaire .

4- Calcule de ΔT_b :

$$\Delta T_b = \Delta T - (\Delta T)_{rwf \text{ ou } tw} . \quad (5.5.1)$$

$$(\Delta T)_{rw} = \frac{30000}{h_{rw}} ; (\Delta T)_{rwf} = \frac{30000}{h_{rwf}} . \quad (5.5.2)$$

5- si :

$\Delta T_b < (\Delta T_b)_c$, nous avons un ébullition nucléée (cas 1).

Sinon, nous avons un ébullition de film (cas 2)

Cas 1 : ébullition nucléée :

1- Supposer un coefficient de transfert de chaleur a partir du quelle on peut estimer la surface d'échange requise, on peut choisir ainsi une géométrie pour le faisceaux (ANNEXE I.13-15).

$$2- \text{ Calcul de } h_{tw} : \quad \frac{1}{h_{tw}} = \frac{1}{h_t} + r_w. \quad (5.5.3)$$

$$3- \text{ Calcul de } h_{twf} : \quad \frac{1}{h_{twf}} = \frac{1}{h_{tw}} + r_f \quad (5.5.4)$$

r_f : facteur d'encrassement prendre la valeur 0,001.

4- A partir de Δt et de h_{tw} on détermine h_b et Q/A de la courbe (ANNEXE I.11).

$$5- \text{ Calcul de : } \quad \Phi = \frac{A}{d_b L_i}. \quad (5.5.5)$$

6- A partir de la figure (ANNEXE I.9) on détermine $(Q/A)_{\max}$.

7- Calcul de Q/A_{design} .

8- Si $Q/A_{\text{design}} < (Q/A)_{\max}$, alors on utilise Q/A_{design} pour le calcul.

$$9- \text{ On détermine } U_{\min} \text{ par : } U_{\min} = \frac{Q}{A_{\text{design}} \Delta t}. \quad (5.5.5)$$

10- Calcul du facteur d'encrassement :

$$r_f = \frac{1}{U_{\min}} - \frac{1}{U_{\text{propre}}}. \quad (5.5.6)$$

Cette valeur doit être inférieur ou égale a la valeur imposer, si c'est pas la cas il faut choisir une autre géométrie du faisceau.

$$10- \text{ calcul de l'air requis : } A_{\text{requ}} = \frac{Q}{U_{\text{salle}} \Delta t}. \quad (5.5.7)$$

11- la condition $A_{\text{design}} > A_{\text{requ}}$ doit être satisfaite.

$$U_{\text{salle}} = \frac{1}{\frac{1}{U} + r_f}. \quad (5.5.8)$$

12- si nous avons : $Q/A_{\text{design}} > (Q/A)_{\max}$ alors nous devons ré estimer la géométrie du faisceau en utilisant la valeur de $(Q/A)_{\max}$.

dimensionnement de la calandre du rebouilleur :

1- calcul de la vapeur générée, imposée :

$$V = \frac{Q}{3600 \times \lambda \times \rho_v}, \text{ ft}^3/\text{sec}. \quad (5.5.9)$$

2- calcul de la vitesse maximale admissible par-dessus le déversoir :

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{75}{\rho_v}}. \quad (5.5.10)$$

3- calcul de la surface minimum par-dessus le déversoir :

$$(A_{weir})_{\min} = \frac{V}{V_{\max}}. \quad (5.5.11)$$

4- A partir du tableau (ANNEXE I.15) on détermine la surface minimale de la calandre :

$$A_{weir} \geq (A_{weir})_{\min}. \quad (5.5.12)$$

Cas2 : ébullition de film :

1- on suppose une valeur de coefficient de transfert de chaleur U, estimer la chaleur échangée et par suite choisir une géométrie pour le faisceau .

2- En utilisant la valeur de Q/A, on calcul :

$$(\Delta T)_{TWF} = \frac{Q/A}{h_{TWF}}. \quad (5.5.13)$$

3- calcul de ΔT_b :

$$\Delta T_b = \Delta T - (\Delta T)_{TWF}. \quad (5.5.14)$$

4- calcul du coefficient d'ébullition de film :

$$h_F = 213 \left[\frac{\lambda k_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{d_i \mu_v \Delta T_b} \right]^{\frac{1}{4}}. \quad (5.5.15)$$

5- calcul du coefficient propre global de transfert de chaleur :

$$U_{clean} = \frac{1}{(1/h_f) + r_w + (1/h_u)}. \quad (5.5.16)$$

6- calcul du coefficient minimum :

$$U_{\min} = \frac{Q}{A_{design} \Delta T}. \quad (5.5.17)$$

7- calcul du facteur d'encrassement :

$$r_f = \frac{1}{U_{\min}} - \frac{1}{U_{\text{propre}}} \quad (5.5.18)$$

Cette valeur du facteur d'encrassement doit être inférieure ou égale à la valeur imposée.

Le rapport $U_{\text{propre}} / U_{\min}$ doit être inférieur à 1.15, si c'est pas la cas il faut choisir une autre géométrie du faisceau et essayer de nouveau.

Calcul de la perte de charge:

$$1- a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n}, \text{ ft}^2 \quad (5.5.19)$$

$$2- G_t = \left(\frac{w}{a_t} \right), \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2). \quad (5.5.20)$$

$$3- Re_t = \left(\frac{D G_t}{\mu} \right). \quad (5.5.21)$$

$$4- \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi}, \text{ psi.} \quad (5.5.22)$$

5- lire la valeur $\left(\frac{V^2}{2g} \right)$ sur la courbe (ANNEX I.20).

$$6- \Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \frac{V^2}{2g}, \text{ psi.} \quad (5.5.23)$$

$$7- \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (5.5.24)$$

5.5.5-Résultats :

1- *Caractéristiques de la vapeur utilisée:*

$$-T_1 = 191 \text{ } ^\circ\text{C} = 375,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$-P_1 = 12,76 \text{ bar.}$$

La chaleur échangée :

$$-Q = 7.4139 \text{ } 10^6 \text{ BTU}/(\text{hr}).$$

Caractéristiques de la charge :

$$-T_2 = 190,95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$-P_2 = 11,95 \text{ bar}$$

$$-P_c = 37,93 \text{ bar}$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = 184,84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

On estime une valeur de $U = 70 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$.

D'ou :

$$A = \frac{Q}{U \Delta T} = 572,96, (\text{ft}^2)$$

on choisi la configuration suivante :

Longueur des tubes	10 ft
Diamètre des tubes, jauge, matériau.	¾ in, 14 BWG , carbon steel.
Espacement des tubes, inclinaison.	1 in, 90 degrés
Diamètre de la calandre.	17.25 in.
Nombre de tubes.	142 tubes.
Épaisseur des tubes.	0.083 in.
A design.	550 ft ² .

$$- \phi = 0,112.$$

$$- (Q/A)_{\text{max}} = 23000 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2).$$

$$- (Q/A) = 13480 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2) < (Q/A)_{\text{max}} \text{ (correct)}.$$

$$2- P / P_c = 0,315.$$

$$3- (\Delta T_b)_C = 32,5 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$r_w = \frac{0,75 - 0,584}{12 \times 2 \times 27} = 2,66 \cdot 10^{-4}$$

avec : 27 = la conductivité thermique du métal (ANNEXE I.12)

0,584 : diamètre intérieur des tubes (ID).

on prend ht = 1500 (valeur usuelle à prendre pour le cas d'une vapeur d'eau).

D'ou :

$$(1/h_{rw}) = 9,6577 \cdot 10^{-4}$$

$$h_{rw} = 1032,446$$

$$h_{rwf} = 508,71$$

$$4- (\Delta T)_{TWF} = 58,97^\circ F.$$

$$(\Delta T)_{TW} = 28,973^\circ F.$$

on trouve :

$$(\Delta T_b)_{Salle} = 125,88^\circ F.$$

Les deux sont supérieures à $(\Delta T_b)_C$ $(\Delta T_b)_{clean} = 155,877^\circ F.$

donc c'est le cas d'une ébullition de film.

$$5- \Delta T_b = 158,35^\circ F.$$

$$6- hf = 83,7.$$

$$7- U_{clean} = 77,5 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{ft}^2)(^\circ F).$$

$$8- U_{min} = 72,923 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{ft}^2)(^\circ F).$$

$$9- \text{Facteur d'encrassement} = 0,00081.$$

$$10- U_{propre} / U_{min} = 1,06 < 1,15 \text{ (correct)}.$$

$$11- V = 27,81 \text{ (ft}^3/\text{sec)}.$$

$$12- V_{max} = 10,9 \text{ (ft/sec)}.$$

$$13- (A_{weir})_{min} = 2,56 \text{ ft}^2.$$

Calcul de la perte de charge

$$1- D = 0,04867 \text{ ft.}$$

$$2- a_t = 0,26418 \text{ ft}^2.$$

$$3- W = 63672 \text{ lb/hr.}$$

$$4- G_t = 241,018 \text{ lb}/(\text{ft}^2)(\text{hr})$$

$$5- R_{et} = 20803,65.$$

$$6- f = 0,00022.$$

$$7- s = 0,487(\text{spgr}).$$

$$8- \Delta P_t = 0,104 \text{ psi.}$$

$$9- (V^2/2g') = 0,0084.$$

$$10- \Delta P_r = 0,14 \text{ psi.}$$

$$11- \Delta P_T = 0,243 \text{ psi} = 0,017 \text{ bar.}$$

5.6 : Aérocondenseur

5.6- Aérocondenseur : [I.7], [I.16], [I.19], [I.22], [I.23].

5.6.1- Introduction :

Les aéroréfrigérants utilisent comme fluide réfrigérant l'air froid ambiant qui, après aspiration par des ventilateurs, traverse des faisceaux de tubes généralement ailetés à l'intérieur desquels circule un fluide à refroidir ou à condenser. Les faisceaux peuvent être horizontaux, verticaux ou inclinés, les circulations de l'air et du fluide côté tubes s'effectuant à courants croisés (figure 5.19).

Pour la plupart des aéroréfrigérants de produits pétroliers les faisceaux sont horizontaux. Ils sont dits à air induit (figure 5.20.A) ou improprement à tirage induit lorsque les ventilateurs sont placés au-dessus des faisceaux; ils sont dits à air forcé (figure 5.20.B) ou improprement à tirage forcé lorsque les ventilateurs sont situés au-dessous des faisceaux.

Pour les services généraux de raffinerie le Standard API 661 de l'American Petroleum Institute définit les exigences concernant les matériaux utilisés, les règles d'études, de fabrication, d'inspection, d'essais,...

Les aéroréfrigérants sont constitués de faisceaux tubulaires, de systèmes de ventilation d'air, de chambres de distribution d'air entre ventilateurs et faisceaux et de structures.

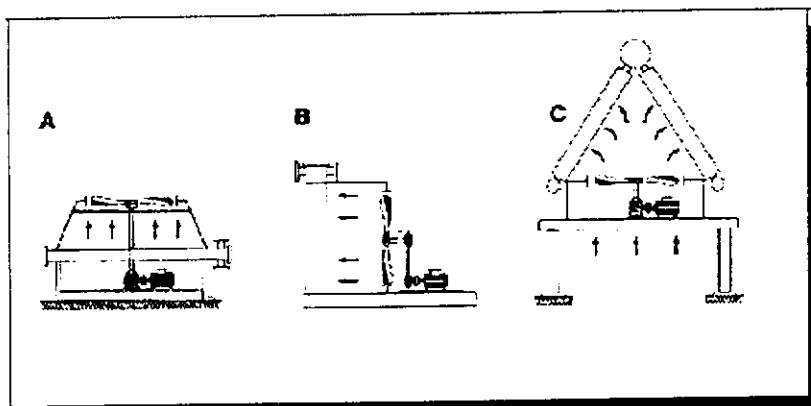


Figure 5.19 : Aéroréfrigérants : faisceaux. A. Horizontale. B. Varticale. C. Inclinée.

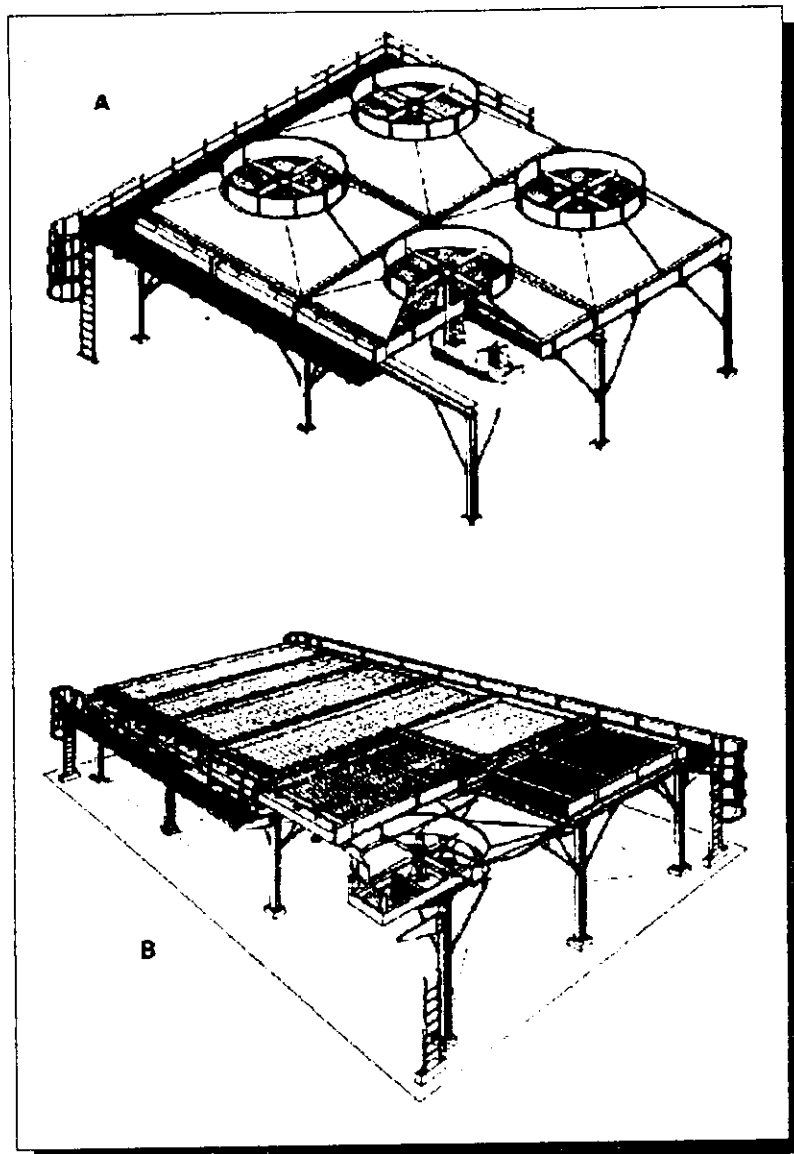


Figure 5.20 : Circulation de l'air dans les aéroréfrigérants :
A. Air induit. **B.** Air forcé (d'après Tetchnip).

5.6.2- Les faisceaux tubulaires

5.6.2.1- Éléments constitutifs :

Les faisceaux sont constitués de tubes généralement ailetés, de boîtes de distribution et de châssis assurant la rigidité de l'ensemble.

5.6.2.1.1- Tubes ailetés et disposition :

5.6.2.1.1.1- Caractéristiques des tubes :

Les tubes nus de base sont choisis parmi les tubes d'échangeurs normalisés (ANNEXE II). Le diamètre nominal le plus utilisé est 1 in avec une épaisseur minimum définie par une jauge BWG 14 pour l'acier au carbone, BWG 16 pour les aciers inoxydables. Des diamètres plus élevés (1 1/4 in, 1 1/1 in, 2 in) peuvent également être utilisés pour adaptation aux exigences de pertes de charge allouées.

La jauge est choisie en fonction de la pression de service.

Les longueurs usuelles sont de 20, 24, 30 ft. Avec le gigantisme de certaines unités, telles qu'en liquéfaction de gaz naturel, des longueurs de 40 et 50 ft peuvent être fournies par certains constructeurs.

Sauf cas particulier de réfrigération de produits visqueux ou de gaz basse pression conduisant à de faibles coefficients de convection interne, la résistance côté air est prédominante; ceci justifie l'utilisation de surface étendue sous la forme d'ailettes transversales installées sur les tubes.

La mise en place d'ailettes apporte une surface d'échange complémentaire intéressante côté air. Toutefois, les ailettes constituent une résistance à la conduction minorant l'effet de surface. L'effet global est mesuré par l'efficacité de l'ailette, efficacité fonction de la géométrie et du matériau la constituant et prise en compte dans les calculs thermiques.

5.6.2.1.1.2- Caractéristiques des ailettes :

Les paramètres déterminant la surface ailetée sont la taille des ailettes et le nombre d'ailettes par unité de longueur ou encore le pas entre ailettes.

Les ailettes sont généralement circulaires (figure 5.21) ; leurs hauteurs standards mesurant la distance entre pied et sommet sont $3/8$ in, $1/2$ in et $5/8$ in; cette dernière hauteur est la plus couramment utilisée et conduit à un diamètre de $2^{1/4}$ in pour un tube de 1 in. La hauteur peut être choisie en fonction des valeurs relatives des résistances de convection à l'intérieur des tubes et coté air.

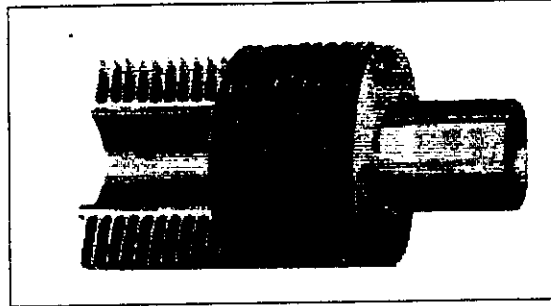


Figure 5.21 : Tube à ailettes circulaires.

Le nombre d'ailettes/in peut varier de 7 à 11; pour les valeurs courantes de 10 et 11 ailettes/in, les rapports surface totale ailetée à surface tube nu sont respectivement 21,2 et 23,2.

L'encrassement possible dû à la qualité de l'air ambiant est un facteur limitant concernant taille et densité des ailettes. Les ailettes sont généralement en aluminium, matériau intéressant par sa ductilité pour le façonnage et par sa conductibilité thermique pour le transfert de chaleur.

5.6.2.1.1.3- Caractéristiques des tubes ailetés :

Les ailettes sont enroulées en hélice sur le tube de base. La qualité de la liaison mécanique entre l'ailette et le tube est primordiale et fonction de la température d'opération; sous l'effet de dilatation différentielle inhérente aux différences de températures et de coefficients de dilatation des matériaux, le contact pied de l'ailette-tube peut être déficient altérant de ce fait la performance thermique coté air.

Différents modes de fabrication sont utilisés pour réaliser des types d'ailettes adaptés aux conditions de service.

a-Ailette type L :

La forme de L est obtenue par enroulement sous tension d'un feuillard d'aluminium dont une partie constitue le pied de l'ailette plaqué sur le tube.

La qualité du contact ailette-tube laisse à désirer; la température maximum d'utilisation est 120°C.

b- Ailette type double L :

Le double L permet un chevauchement partiel du pied de l'ailette par l'ailette voisine; le tube est ainsi mieux protégé des corrosions atmosphériques.

La température maximum d'utilisation est dans la fourchette 120-170°C selon les règles des utilisateurs.

Ce type plus onéreux est assez peu utilisé.

c-Ailette type L avec moletage :

La technique de fabrication est similaire à celle du type L; un moletage du pied de l'ailette est réalisé simultanément à l'enroulement et améliore le contact ailette-tube.

La température maximum d'utilisation est dans la fourchette 175-250°C.

d-Ailette extrudée sur tube bimétallique :

Les ailettes sont obtenues par extrusion d'un tube en aluminium fretté à froid sur le tube de base. Une bonne résistance à la corrosion atmosphérique est assurée; la température maximum d'utilisation se situe vers 250 à 300°C.

e-Ailette encastrée type G :

L'ailette d'aluminium est encastrée dans une rainure hélicoïdale gravée sur le tube de base. L'encastrement et la tension exercée lors de l'enroulement assurent un contact ailette-tube de qualité. Par contre, aucune protection n'est assurée contre la corrosion ambiante.

La température maximum d'utilisation est de 400°C. Concernant les impositions d'épaisseur minimum, telles qu'évoquées précédemment à l'examen des caractéristiques des tubes, il faut tenir compte de la profondeur de la gorge dans laquelle est sertie l'ailette pour définir l'épaisseur du tube de base; cette profondeur étant de l'ordre de 0,3 mm, ceci conduit à choisir des jauges différentes comparativement aux autres cas.

VI.2.1.4-Disposition des tubes :

La disposition des tubes est à pas triangulaire équilatéral droit. Pour des tubes de diamètre nominal 1 in munis d'ailettes hautes de diamètre standard $2^{1/4}$ in le pas entre axes des tubes est choisi parmi les valeurs suivantes :

$2^{3/8}$ in, $2^{1/2}$ in, $2^{5/8}$ in, $2^{3/4}$ in. Le choix du pas peut être optimisé en intégrant les coûts; les plus utilisés sont toutefois $2^{1/2}$ in et $2^{5/8}$ in.

5.6.3-Dispositifs de réglage de débit d'air :

5.6.3.1-Réglage du calage des pales :

Le calage peut être effectué à l'arrêt par rotation du pied de pale sur le moyeu, la position étant maintenue par un dispositif de serrage. Le calage peut être aussi effectué par un servomoteur en cours de fonctionnement du ventilateur, dit à pales autovariables (figure 5.22). L'ajustement du débit d'air consécutif au calage permet une régulation de la température de sortie du fluide réfrigéré.

Dans le cas de plusieurs ventilateurs pour un même service, un seul d'entre eux peut être à pales autovariables.

5.6.3.2-Réglage de la vitesse de rotation :

La vitesse de rotation peut être modifiée en utilisant soit des moteurs à deux vitesses, soit des moteurs à vitesse variable lorsqu'une régulation est imposée.

Il y a toutefois des limites concernant les vitesses de rotation; elles ne doivent pas conduire à des vitesses périphériques en bout de pales supérieures à 12000 ft/min (61 m/s), ceci essentiellement pour limiter les puissances sonores des ventilateurs (API 661).

Pour des marches à débits réduits du fluide à refroidir ou lorsque la température d'air ambiant est très inférieure à la température d'étude, le ventilateur avec pales réglables à l'arrêt peut être arrêté. La surface d'échange concernée est néanmoins refroidie par la circulation d'air obtenue par la convection naturelle due au tirage.

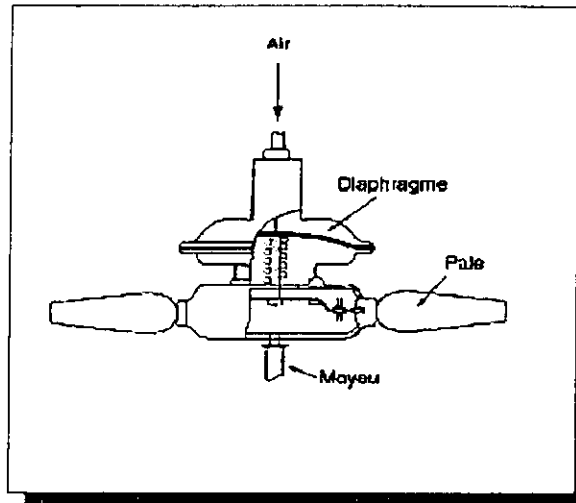


Figure 5.22 : Ventilateur à pales autovariables.

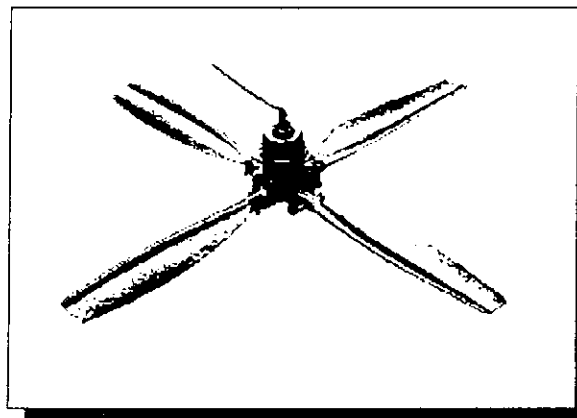


Figure 5.23 : Ventilateur à quatre pales.

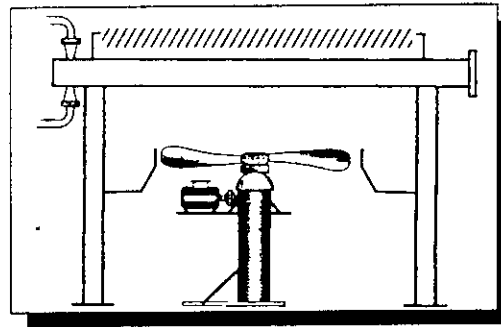


Figure 5.24 : Aérorefrigérant avec persiennes

Les réfrigérants et condenseurs à air sont de plus en plus utilisés, ils sont préférés aux appareils classiques utilisant l'eau comme fluide de réfrigération.

5.6.4-Avantages des aérorefrigérants :

- L'air est disponible et ne coûte rien.
- L'air est rarement corrosif et il n'est donc pas nécessaire de prévoir le nettoyage ou l'encrassement.
- Les coûts d'entretien des aérorefrigérants représentent 20 à 30 % de ceux des réfrigérants à eau.

5.6.5-Inconvénients des aérorefrigérants

- L'eau est moins affectée par les variations de température.
- Les aérorefrigérants nécessitent de grandes surfaces à cause du faible coefficient de transfert air-film et de la faible chaleur spécifique de l'air.
- Les aérorefrigérants nécessitent des tubes à ailettes, une technologie spéciale.
- L'air ne peut refroidir un fluide à des températures basses.
- Les variations saisonnières peuvent modifier les performances.

5.6.6-Méthode de calculé simplifiée:

Cette méthode est une méthode approximative qui permet d'avoir une idée et un ordre de grandeur des valeurs qui seront obtenues et par conséquent avoir une convergence plus rapide des logiciels appropriés (ex :ACOL).

5.6.6.1- Les avantages de la méthode :

- 1- c'est une méthode simplifiée, qui ne requière pas d'itérations pour les résultats.
- 2- elle ne requière pas l'utilisation de courbes ou graphes.
- 3- on a pas besoin de choisir une valeur pour le coefficient de transfert de chaleur (pendant une valeur préférentielle peut être introduite si on le désire).
- 4- on n'a pas besoin d'introduire la température de sortie d'air.
- 5- elle est plus spécifique et précise que les méthodes de Brown (1978) dont le coefficient de transfert de chaleur est plus difficile à prédire.

Les résultats de cette méthode sont généralement adéquats pour :

- ✓ La faisabilité d'étude.
- ✓ Estimation du coût.
- ✓ Planification du control de procédé.
- ✓ Première estimation pour la conception qui par la suite sera ajustée et élaborée par l'utilisation d'un programme d'évaluation performant comme le logiciel ACOL (HTFS).

Remarque : On porte à la connaissance des utilisateurs de cette méthode que les résultats obtenus ne pourront pas être utilisés comme résultats finaux mais comme données de départ pour un travail d'évaluation et d'estimation.

5.6.6.2-La méthode de calcul est la suivante :

1- les données requises pour le calcul sont les suivantes :

- Q : La chaleur échangée (kW).
- T_e : la température d'entrée du fluide (°C).
- T_s : température de sortie du fluide (°C).
- t_e : température d'entrée d'air (°C).

2- Calcul de l'efficacité de température E :

$$E = \frac{T_e - T_s}{T_e - t_e} \quad (5.6.1)$$

Cette relation ne s'applique que dans le cas où la chaleur échangée serait linéaire, dans le cas contraire on décompose la chaleur Q en plusieurs chaleurs (Q_1, Q_2, Q_3, \dots) dont la progression est linéaire, et pour chaque zone va correspondre une valeur de l'efficacité (E_1, E_2, E_3, \dots).

3- Détermination du facteur correctif F_i pour chaque zone par les relations:

a- pour $E_i \leq 0.85$ on a : $F_i = 1 - 0.428 E_i - 0.183 E_i^2$ (5.6.2)

b- pour $E_i > 0.85$ on a : $F_i = 1 - 0.0532 E_i - 0.62 E_i^2$ (5.6.3)

- Détermination du facteur de performance P_{Fi} pour chaque zone d'après le tableau 5.7 (HTFS).

5- Calcul de la surface du terrain (plot area) :

$$A_{P_i} = \frac{Q}{P_{Fi} \times F_i \times (T_e - t_e)}, (m^2). \quad (5.6.4)$$

6- Calcul de l'aire totale A_p :

$$A_p = \sum_i^n A_{P_i}, n : \text{Le nombre de zones.} \quad (5.6.5)$$

7- Estimation de la puissance pour faire fonctionner les pales :

$$W = 0.75 \times A_p, (kW). \quad (5.6.6)$$

8- Choisir une longueur des tubes L_t et en déduire la largeur par la relation :

$$W_t = A_p / L_t \text{ (m)}. \quad (5.6.7)$$

9- Estimer le nombre minimum de des pales à raison de deux pales par longueur de tube :

$$n_{pm} = (4 W_t) / L_t \quad (5.6.8)$$

10- Estimer le diamètre de pales :

$$D_p = \sqrt{\frac{1.6 \times A_p}{\pi \times n_{pm}}}, \text{ (m)}. \quad (5.6.9)$$

11- Calcul de l'élévation de la température d'air :

$$\Delta t = (0.3 Q) / A_p \quad (5.6.10)$$

12- Calcul de la température de sortie d'air :

$$t_s = t_e + \Delta t, \text{ (}^\circ\text{C)}. \quad (5.6.11)$$

13- Calcul de la DTLM pour chaque zone (pour un contre courant pur).

14- Calcul de DTLM pondérée (DTLM_w), par :

$$DTLM_w = \frac{Q}{\sum \frac{Q_i}{(DTLM)_i}}, \text{ (}^\circ\text{C)}. \quad (5.6.12)$$

15- Estimation du coefficient globale de transfert de chaleur pour une surface nue.

Dans le cas où la viscosité de la charge serait inférieure à 0.7 mPa, la relation suivante est valable :

$$Un = \frac{0.9 \times \Delta t \times 10^3}{\left\{ \frac{(T_e - T_s)}{2} + t_e \right\}}, \text{ (W/m}^2\text{K)}. \quad (5.6.13)$$

16- Calculer la surface nue requise :

$$An = \frac{Q \times 10^3}{Un \times DTLM_w}, \text{ (m}^2\text{)}. \quad (5.6.14)$$

17- Calcul du nombre de tubes :

$$N_t = \frac{An}{0.0798 \times L_t}. \quad (5.6.15)$$

18- Calcul du nombre de rangées de tubes :

$$N_R = \frac{0.06 \times N_t}{W_t} \quad (5.6.16)$$

19- Calcul de la perte de charge :

19.1- Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t}, \text{ lb}/(\text{sec} \cdot \text{ft}^2) \quad (5.6.17)$$

19.2- Calcul du nombre Reynolds :

$$Re = \frac{D_i \times G_t}{\mu} \quad (5.6.18)$$

D_i = diamètre intérieur des tubes (ft).

μ = la viscosité du fluide (centipoise).

19.3- Calcul de la perte de charge :

$$\Delta P_T = \frac{f \times Y \times L \times N_p}{\phi} + B \times N_p, (\text{psi}) \quad (5.6.19)$$

F : facteur de friction (ANNEXE I.17).

Y : facteur correctif (psi/ft) (ANNEXE I.16).

B : facteur correctif (psi) (ANNEXE I.16).

ϕ : correction sur le gradient de viscosité. (ANNEXE I.18).

5.6.6.3-Résultats :

Du fait de la présence d'incondensable (condensation partielle de notre charge), la courbe obtenue en traçant la variation de la quantité de chaleur entre la température d'entrée et de sortie de notre fluide, ne sera pas linéaire.

En effet cette courbe va présenter deux pentes donc deux zones la première correspond à une désurchauffe du fluide et la seconde à une condensation, comme le montre le graphe suivant qui est obtenu par simulation.

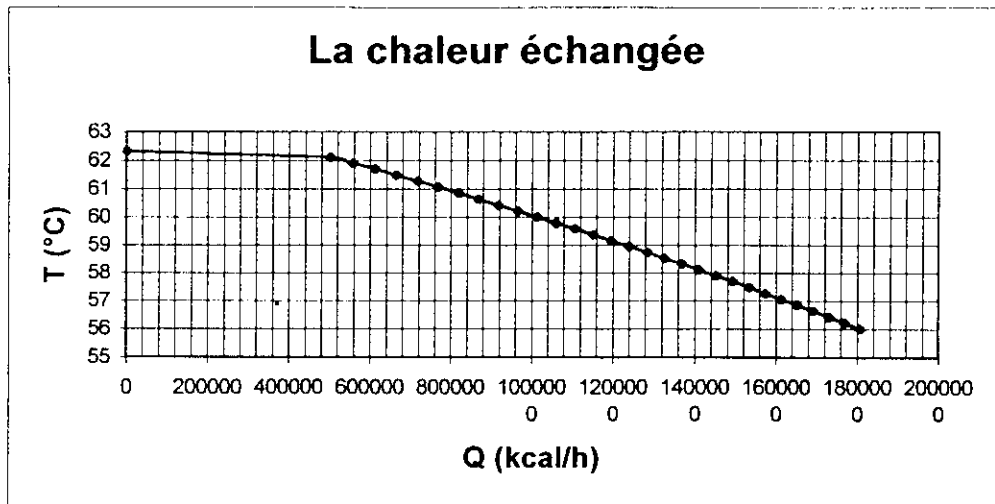


Figure 5.25 : Le flux de chaleur échangée dans l'aérocondenseur

Nous avons donc :

Zone	Te (°C)	Ts (°C)	Q (kW)
1	62,32	62,1084	583,337
2	62,1084	56	1517,663

- $Q = 2101 \text{ kW}$.

- $t_e = 38 \text{ °C}$ (qui est la température maximale obtenue pour l'air dans la région de Skikda).

- $E1 = 0,0087$.

- $E2 = 0,25337$.

- $F1 = 0,996$.

- $F2 = 0,8798$.

- $P_{F1} = 1,747$ (par interpolation des valeurs du tableau 5.7).

- $P_{F2} = 2,15$

$$5- A_{P1} = 13,785 \text{ m}^2$$

$$- A_{P2} = 33,28 \text{ m}^2$$

$$6- A_P = 47,1 \text{ m}^2$$

$$7- W = 35,298 \text{ kW.}$$

$$8- L_t = 9,1 \text{ m.}$$

$$- W_t = 5,1758 \text{ m.}$$

$$9- n_{Pm} = 3 \text{ pales.}$$

$$10- D_t = 2,828 \text{ m.}$$

$$11- \Delta t = 13,382 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$12- t_s = 51,382 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$13- DTLM_1 = 12,641 \text{ }^\circ\text{C} , [\text{avec } t_{s1} = 47,594 \text{ }^\circ\text{C} , \text{obtenu par : } t_{s1} = t_e + (Q_2/Q) (t_s - t_e)].$$

$$- DTLM_2 = 16,1936 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$14- DTLM_W = 15,02 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$15- U_n = 569,1776 \text{ (W/m}^2 \text{ K).}$$

$$16- A_n = 245,74 \text{ m}^2.$$

$$17- N_t = 338.$$

$$18- N_R = 4.$$

$$19.1- Wt = 15,627 \text{ lb/sec.}$$

$$- Gt = 18,33 \text{ lb/Fr}^2 \cdot \text{sec}$$

$$19.2- \mu = 1,09 \cdot 10^{-3} \text{ (cp).}$$

$$- Re = 1631,045.$$

$$19.3- f = 0,0017.$$

$$- Y = 2.1 \text{ (psi/ft).}$$

$$- B = 0.66 \text{ (psi).}$$

$$- \phi = 1.$$

$$- \Delta P = 4,6 \text{ psi.}$$

Note : les résultats de la simulation par le logiciel ACOL sont présentés en ANNEXE II.

Les résultats obtenus concordent parfaitement avec ceux de simulation, ce qui prouve l'efficacité de cette méthode.

Tableau 5.7 : les différentes valeurs du facteur de performance Pf

Service	Facteur de performance Pf (kW/M ² K)
Refroidissement liquide	
	2,38
Circuit d'eau fermé	2,26
Eau de procédé	2,20
Solutions aqueuses	
Hydrocarbures, viscosité η (mPas), Δp_{at} (kPa)	2,15
= 0,1 , = 70	1,68
= 1,0 , = 100	1,16
= 10,0 , = 200	0,70
= 100, , = 350	
Δp_{at} : est la perte de charge admissible dans le procédé.	
Condenseurs	
	2,44
Vapeur	2,32
Ammoniac	1,86
Réfrigérant 12	2,15
Hydrocarbures purs (condensation isotherme)	2,15
Dépropaniseur et débutaniseur de tête	2,03
Essence légère et naphta légère	1,92
Naphta lourde	1,92
Hydrocarbures +vapeur + non-condensables	2,15
Dioxyde de sulfure	
Refroidissement de gaz	
	2,03
Ammoniac	
Hydrocarbures de	
Poids moléculaire = 150, pression (kPa)	
150	1,45
700	1,86
2000	1,97
Poids moléculaire = 75, pression (kPa)	
150	1,34
700	1,68
2000	1,86
Poids moléculaire = 16, pression (kPa)	
150	1,22
700	1,56
2000	1,74

Chapitre 6 : Etude technico-économique du projet

6- Etude technico-économique du projet : [I.26], [I.27], [I.28], [I.29], [I.30], [III.1-5].

6.1-Introduction :

Investir c'est nécessairement faire un pas vers l'inconnu. C'est donc une démarche qui implique des risques.

Est-il dès lors utile de préciser donc que toute initiative d'investissement mérite d'être au préalable étudiée dans ses moindres contours pour éviter les risques d'erreurs souvent coûteux voire ruineux car un investissement est irréversible : quand il est réalisé, il devient impossible de revenir en arrière, même si certains éléments de cet investissement peuvent être revendus.

L'investissement pourrait être défini comme étant une dépense actuelle devant engendrer des bénéfices futurs.

L'analyse financière d'un projet tendant à appréhender sa rentabilité passe nécessairement par une étude préalable des conditions techniques et économiques (analyse du marché, analyse technique, analyse commerciale) qui cherchent d'abord à s'assurer de la viabilité de l'investissement.

Dans tout développement d'un projet industriel, l'estimation du coût du projet est un facteur essentiel dans l'étude de la faisabilité du projet.

La détermination du coût de ces investissements est réalisée dans les sociétés d'engineering par les services d'estimations qui ont pour mission d'établir un véritable devis des installations, sur le montant duquel s'engagent par contrat client et fournisseur.

6.2-Estimation du coût du projet :

6.2.1- Les deux grandes catégories d'estimation :

Selon la disponibilité et la précision des informations recueillies lors de la préparation des données, on peut classer les estimations de coûts en deux grandes catégories dont le degré de complexité va en augmentant.

6.2.1.1- L'estimation globale

On a recours à l'estimation globale lors des premières phases du projet quand nous ne disposons que d'un nombre réduit d'informations techniques. Elle a pour objectif la détermination d'un ordre de grandeur dans la perspective d'ouverture d'une étude de faisabilité et d'orientation d'une politique de développement.

Cette méthode ne nécessite qu'un minimum d'informations techniques sur le projet en ce sens qu'il suffit de disposer d'une description sommaire qui précise la nature et la spécificité du produit, la quantité à produire et le site de production. L'ordre de grandeur recherché s'obtient par un processus analogique basé sur la comparaison et l'extrapolation en prenant comme référence des unités semblables ou suffisamment proches (méthode d'extrapolation).

Les sources principales de données historiques (statistiques) sont les suivantes

- ▼ Projets déjà développés dans la société ;
- ▼ Données historiques de consultants ;
- ▼ Données préliminaires des détenteurs de procédés ;
- ▼ Littérature spécialisée.

6.2.1.2- L'estimation analytique

Contrairement à la précédente qui visait un ordre de grandeur, cette estimation concerne le calcul de budgets préliminaires au niveau d'une étude finale et détaillée de faisabilité ou au niveau de la définition d'une enveloppe budgétaire de référence établie sur la base d'un avant-projet sommaire. Cette méthode d'estimation se base sur une connaissance détaillée de l'installation objet d'étude et, par conséquent, n'est pas appliquée dans les premières phases d'un projet.

L'estimation analytique conduit à une découpe du projet aussi poussée que le permettent les données disponibles. L'estimation suppose dès lors une part d'études techniques suffisantes pour déterminer

infrastructures, installations, génération d'utilités et stockages nécessaires au projet, Calendrier enveloppe de la réalisation.

Le projet est découpé suivant un plan que la logique demande à avoir aussi conforme ou proche que possible de la découpe budgétaire finale.

Au niveau de chaque module (unité-ensemble), l'estimation de coût des autres postes (matériels secondaires, transport, marchés de travaux, services de l'ingénierie et les charges indirectes) sera faite à partir de facteurs propres, soit à l'unité ou pour l'ensemble, soit au type d'équipement principal (méthode de l'estimation factorielle).

Les sources principales pour déterminer, d'une part, le coût des équipements principaux et, d'autre part, les facteurs modulaires sont les suivantes :

- ▼ Projets déjà développés dans la société ;
- ▼ Budget des détenteurs de procédé ;
- ▼ Littérature spécialisée ;
- ▼ Données historiques des consultants ;
- ▼ Statistiques et/ou offres préliminaires de fournisseurs.

Une estimation analytique requiert un travail beaucoup plus intense qu'une méthode globale. La quantité de détails a considérablement augmenté, car nous prenons en compte une connaissance beaucoup plus détaillée de l'installation à étudier.

6.3-Evaluation technico-économique du projet :

Un projet d'investissement est une opération entraînant une affectation de ressources à un projet industriel ou financier dans l'espoir d'en retirer des flux de liquidités sur un certain nombre de périodes afin d'enrichir son entreprise.

6.3.1-Les étapes d'un projet d'investissement :

Les étapes du projet appelées aussi cycle de projet couvrent tout le processus qui va du lancement de l'idée de projet, à sa préparation, son évaluation puis son exécution.

Ces étapes son aux nombres de six :

1. L'identification ;
2. La préparation du projet ;
3. L'évaluation ;
4. La décision ;
5. L'exécution ;
6. La post-évaluation.

6.4-Critères de rentabilité des investissements :

Evaluer un investissement revient à porter une appréciation sur une série de cash flows (flux nets d'exploitation) apparaissant au cours du temps. Dans le cas le plus fréquent, cette série de cash flows comporte une dépense initiale et des revenus ultérieurs, mais elle peut présenter des profils plus complexes. Le problème posé est de synthétiser cette succession de cash flows d'une façon qui permettra des choix cohérents.

En effet, après avoir valorisé les différentes variantes sous forme d'échéanciers prévisionnels de recettes et de dépenses, ou tout au moins, après la préparation des éléments nécessaires à cette valorisation, nous devons, à présent comparer ces différentes variantes, pour décider de la variante à choisir. Pour cela, on se doit de se définir des règles de jugement, ce que nous appellerons des critères de choix.

Les critères de rentabilité les plus couramment employés en évaluation sont les suivants :

- ▼ Le délai de récupération appelé encore temps de récupération ;
- ▼ La Valeur Actuelle Nette (VAN) ou bénéfice actualisé ou encore cash flow actualisé ;
- ▼ Le Taux de Rentabilité Interne (TRI) ;

6.4.1- le délai de récupération :

Le délai de récupération est défini comme étant la durée au bout de laquelle les recettes totales liées au fonctionnement d'une unité ou d'un complexe, déductions faites de toutes les sorties y compris les taxes, sont égales au montant global des investissements nécessaires pour l'achat, la construction, le démarrage,... des installations, c'est-à-dire au montant du capital initial investi.

$$DR = \frac{I}{F} \quad (6.1)$$

I : représente les dépenses d'investissement initial.
F : le flux net de liquidité moyen.

6.4.2- L'actualisation :

L'actualisation est un procédé de calcul qui permet de comparer des sommes d'argent mises en jeu à des époques différentes.

La pratique des prêts et d'emprunts bancaires montre qu'un capital fructifie avec le temps et que deux sommes délivrées à deux dates différentes n'ont pas, indépendamment de toute dépréciation monétaire, une même valeur pour un individu.

Il est défini par :

$$D_0 = \frac{D_i}{(1+i)^n} \quad (6.2)$$

D_0 : la valeur du dinar aujourd'hui;

D_i : sa valeur dans n années;

i : le taux d'actualisation.

6.4.3- la valeur actuelle nette (VAN) :

Cette méthode d'évaluation de la rentabilité consiste à comparer la dépense initiale (I_0) à la valeur actuelle des cash flows attendus (CF, à CF_n) sur la durée de vie des investissements (n)

Si l'on étudie un projet d'investissement sur la période (0, T), c'est-à-dire sur la période allant de l'année 0 à l'année T, et si on note i le taux d'actualisation, on définit le cash flow actualisé de ce projet comme la somme des valeurs actuelles des cash flows annuels prévus, selon la formule

$$VAN = \sum FNT - I_0 \quad (6.3)$$

FNT : les flux nets actualisés;

I_0 = l'investissement initial.

Sa valeur est un critère de rejet car une valeur négative signifie que le projet n'est pas rentable.

6.4.4- Le taux de rentabilité interne (TRI) :

Le TRI est défini comme étant le taux d'actualisation qui égalise le coût d'investissement et les recettes d'exploitation. (qui annule la valeur actuelle nette).

Il représente le coût maximum des capitaux que pourrait supporter un projet d'investissement.

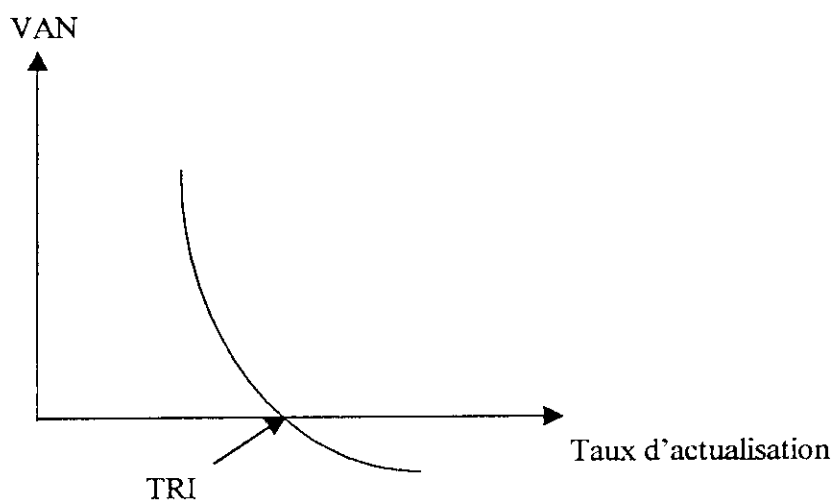


Figure 6.1 : Variation de la valeur actuelle nette en fonction du taux d'actualisation

Il est défini comme suit
$$\sum \frac{Fn}{(1+TRI)^n} - I = 0 \quad (6.4)$$

F_n = les flux nets périodiques ;

TRI : le taux de rentabilité interne recherché;

I : l'investissement initial.

6.5-Résultats :**6.5.1-Le coût du projet :****6.5.1.1- les équipements principaux :**

Equipements	Nombre	Coût devise (EU)	Equivalent en (DA)
Colonne + plateaux	1	158.300	11.398.000
Ballon de reflux	1	27.700	1.994.000
Bac de stockage	1	112.900	8.129.000
Ballon de drainage	1	12.300	886.000
Pompes	2	114.000	8.208.000
Aérocondenseur	1	105.300	7.603.000
Rebouilleur	1	156.300	11.254.000
Echangeurs de chaleur	3	25.100	1.807.000
Système de comptage	1	160.200	11.534.000
Torche	1	238.156	
Total 1		1.110.456	79.953.000

6.5.1.2- Les équipements secondaires :

	Coût devise (EU)	Equivalent en (DA)	%Coût des équipements
Pipes	554.931,73	39.955.000	50
Instrumentation et contrôle	325.032,67	12.402.000	30
Installation électrique	194.172,67	13.980.000	17,5
Total 2	1.074.137	77.338.000	

6.5.1.3- Coûts divers :

Coûts	Coût devise (EU)	Coût en (DA)	Equivalent en (DA)	% des différentes dépenses
Prestation de services				
Engineering	-	34.299.000	34.299.000	14
Acquisition	-	10.507.000	10.507.000	4,3
Supervision	-	27.787.700	27.787.700	11,5
Démarrage	69.926	2.787.700	7.822.000	3,2
Représentants commerciaux	36.259	232.400	2.834.000	1,16
Transport	48.051	1.636.585	5.096.000	*
Pièces de rechange	38.411	-	2.766.000	3,5
Construction				
Montage équipements	-	39.379.355	39.379.000	25
Travaux de génie civil	-	38.897.012	38.897.000	*
Autres				
Inflation	61.800	4.453.100	8.903.000	3
Assurance chantier	-	2.725.500	2.726.000	0,83
Frais financiers	40.400	4.329.700	7.239.000	2,21
Imprévus	212.200	15.289.000	30.567.000	8,84
Bénéfices	-	45.849.000	45.849.000	13,26
Taxes	25.484,4	9.337.562,42	11.186.000	**

* : Estimé à partir d'une offre. ** : La taxe représente 24 % des prestations étrangères + 2.33% du total DA

	Coût devise (EU)	Coût en (DA)	Equivalent en (DA)
Total Projet	<u>2.691.639,54</u>	<u>239.554.452,71</u>	<u>433.352.000</u>

Note : EU = 72 DA.

6.5.2-Etude de rentabilité du projet :

Pour cette étude on s'est basé sur les hypothèses suivantes :

- Nous avons supposé que la croissance économique stagne pendant 5 ans, ceci devrait ramener après cela une légère dévaluation du dinar, à cause de la croissance démographique, et une libéralisation plus profonde de l'économie.

- Une exonération d'impôts pendant 5 ans ;
- Les prix du brut sont soumis à l'inflation ;
- Un autofinancement du projet ;
- Une durée de vie de 20 ans pour notre unité ;
- Un amortissement linéaire sur 10 ans ;
- Aucun effectif additif du fait que l'addition d'un équipement seulement au sein d'une unité existante ne nécessitera pas d'effectif supplémentaire.

Dans notre étude nous allons considérer deux options :

-La première consiste à estimer la prix de vente de notre produit en fonction du taux de rentabilité interne de notre unité, nous obtenons les résultats suivant :

Tableau 6.1 : Variation du taux de rentabilité interne de notre unité en fonction du prix de vente

TRI (%)	17	16	15	14	13	12
Prix isobutane (\$/ton)	250	240	230	220	210	200

Parametres calcul		2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Taux infl.DA	5%	1	1,05	1,10	1,16	1,22	1,28	1,34	1,41	1,48	1,55
Taux infl.devises	3%	1	1,03	1,06	1,09	1,13	1,16	1,19	1,23	1,27	1,30
Prix du isobutane \$/ton	1,41	229,548	229,548	229,548	229,548	229,548	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416
Prix petrole brut \$/bbl		22	22	22	22	22	24	24	24	24	24
Prix petrole brut \$/ton		162,8	162,8	162,8	162,8	162,8	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6
Prix butane marché interne	0,188	30,6064	30,6064	30,6064	30,6064	30,6064	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888
Taux de change \$/DA		78	78	78	78	78	80	80	80	80	80
Consommation butane commercial ton/an				14534,8	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5
Production ton/an											
Isobutane				4186,832	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54
n-butane				9021,2	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5
Revenus 10*3 \$				1324,02	1712,28	1771,64	1999,83	2069,44	2141,61	2216,46	2294,08
iso butane				1019,61	1312,75	1352,13	1519,30	1564,88	1611,83	1660,18	1709,99
n-butane				304,41	399,53	419,51	480,53	504,56	529,79	556,27	584,09
CHARGES 10*3 \$											
Butane				490,46	643,72	675,91	774,22	812,93	853,58	896,26	941,07
consommables, utilites	3%			53,02	54,61	56,25	57,94	59,68	61,47	63,31	65,21
Personnel				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entretien	3%			81,54	83,99	86,51	89,11	91,78	94,53	97,37	100,29
Assurances	0,25%			13,21	13,61	14,01	14,43	14,87	15,31	15,77	16,25
Total charges				638,23	795,93	832,69	935,70	979,26	1024,90	1072,71	1122,82
Amortissement				555,46	555,46	555,46	555,46	555,46	555,46	555,46	555,46
TOTAL				1193,70	1351,40	1388,15	1491,17	1534,72	1580,36	1628,18	1678,28
Resultat brut				130,32	360,88	383,49	508,66	534,71	561,25	588,28	615,79
IBS				0	0	0	0	0	168,3757281	176,4833924	184,7371478
Resultat net				130,32	360,88	383,49	508,66	534,71	392,88	411,79	431,05
Remboursement											
Cash flow		-3332,78	-2221,85	685,78	916,35	938,95	1064,13	1090,18	948,34	967,26	986,52
Récupération				685,78	1602,13	2541,08	3605,21	4695,39	5643,73	6610,98	7597,50

2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
1,63	1,71	1,80	1,89	1,98	2,08	2,18	2,29	2,41	2,53	2,65	2,79
1,34	1,38	1,43	1,47	1,51	1,56	1,60	1,65	1,70	1,75	1,81	1,86
250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416	250,416
24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24
177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6	177,6
33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888	33,3888
80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5	18168,5
5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54	5233,54
11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5	11276,5
2374,58	2458,08	2544,70	2634,57	2727,80	2824,55	2924,94	3029,12	3137,26	3249,50	3366,01	3486,97
1761,29	1814,12	1868,55	1924,60	1982,34	2041,81	2103,07	2166,16	2231,14	2298,08	2367,02	2438,03
613,29	643,96	676,16	709,96	745,46	782,73	821,87	862,97	906,11	951,42	998,99	1048,94
988,13	1037,53	1089,41	1143,88	1201,07	1261,13	1324,19	1390,39	1459,91	1532,91	1609,56	1690,03
67,17	69,18	71,26	73,40	75,60	77,87	80,20	82,61	85,09	87,64	90,27	92,98
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
103,30	106,40	109,59	112,88	116,26	119,75	123,34	127,04	130,86	134,78	138,82	142,99
16,73	17,23	17,75	18,28	18,83	19,40	19,98	20,58	21,20	21,83	22,49	23,16
1175,33	1230,35	1288,01	1348,44	1411,77	1478,15	1547,71	1620,63	1697,05	1777,16	1861,14	1949,16
555,46	555,46										
1730,79	1785,81	1288,01	1348,44	1411,77	1478,15	1547,71	1620,63	1697,05	1777,16	1861,14	1949,16
643,79	672,27	1256,69	1286,13	1316,03	1346,40	1377,23	1408,50	1440,20	1472,33	1504,87	1537,81
193,1365202	201,6807783	377,0078139	385,8385209	394,8101727	403,9207989	413,1680599	422,5492206	432,0611221	441,7001519	451,4622123	461,3426874
450,65	470,59	879,68	900,29	921,22	942,48	964,06	985,95	1008,14	1030,63	1053,41	1076,47
0,00	0,00	0,00	0,00								
1006,11	1026,05	879,68	900,29	921,22	942,48	964,06	985,95	1008,14	1030,63	1053,41	1076,47
8603,62	9629,67	10509,35	11409,64	12330,87	13273,35	14237,41	15223,35	16231,50	17262,13	18315,54	19392,01

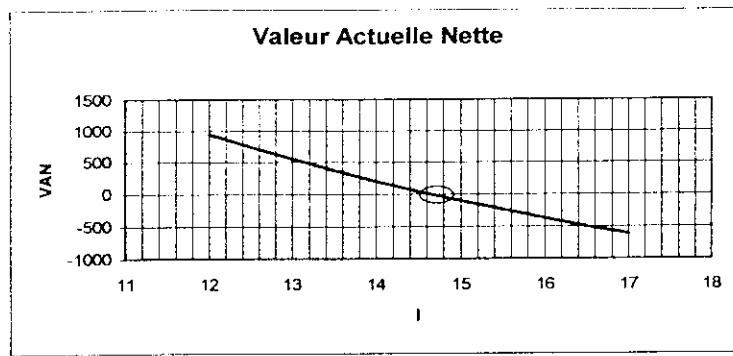


Figure 6.2 : variation de la VAN en fonction de I, pour un TRI = 15%

* - La seconde option consiste à estimer le taux de rentabilité interne de notre unité en fixant un prix de vente de notre produit qui serait égal à celui du marché américain (Mont Belvieu) augmenté du coût de transport.

Le prix de l'isobutane sur la marché américaine est en moyenne de 220 \$ la tonne (statistique 2002, Sonatrach), le coût de transport minimum est de l'ordre de 24 \$ la tonne, pour des capacités de 50 000 tonnes, ce qui fait un coût total de 244 \$. Pour ce prix le taux de rentabilité interne est égal à 16 % avec un délai de récupération sur 5 ans environ.

6.5.4- Conclusion :

Les résultats obtenus dans les deux cas sont très satisfaisants en comparaisant avec le coût d'importation du produit.

D'autant plus que la capacité du marché étranger en générale et américain en particulier ne peut pas constituer une source d'approvisionnement fiable pour l'entreprise POLYMED, sachant qu'un marché comme celui de Mont Belvieu, possède une capacité de production de 50 000 tonnes par an (source Sonatrach). La demande annuelle en isobutane de POLYMED est d'environ 4000 tonnes. La dépendance vis-à-vis d'une source peu fiable constitue un risque trop grand.

Pour une unité de cette ampleur nous recommandons un taux de rentabilité interne minimum de 15 % qui correspond à un prix de vente d'isobutane égale à 230 \$ la tonne.

Par cette étude nous avons pu démontrer qu'un tel projet présente un impact important sur le développement de l'industrie aval et la valorisation d'une source jusqu'à nos jours inexploitée.

Conclusion générale

La simulation, fondée sur un choix thermodynamique approprié, c'est avérée un outil informatique capital dans la conception et l'optimisation de notre unité.

Dans notre cas, l'équation d'état de Peng Robinson, a permis de résoudre convenablement et correctement les problèmes d'équilibre liquide-vapeur.

Les résultats de la simulation nous ont permis de dimensionner les différents équipements constituant notre unité.

Les résultats du dimensionnement effectué pour chaque équipement nous ont permis d'estimer leurs coûts à partir d'offres actualisées, partant de ce coût et par l'utilisation de facteurs d'estimation on a abouti à l'évaluation du coût global de notre projet qui s'élève à environ 5,6 millions USD.

Une étude de rentabilité a été faite par la suite en considérons deux options :

- La première consiste à estimer le prix de vente de notre produit en fonction du taux de rentabilité interne de l'unité.

- La seconde consiste à estimer le taux de rentabilité interne de notre unité pour un prix de vente qui serait égal à celui du marché américain augmenté d'un coût de transport.

Dans les deux cas les résultats obtenus se sont avérés très satisfaisants, en comparaisant avec le coût d'importation.

La réalisation d'un tel projet permettrait une valorisation du butane commercial dans ce processus de séparation, avec comme effet induit un potentiel de transformation en aval. En effet le PEHD serait une source de produits pour toutes industries locales de transformation.

L'effet démultiplicateur serait d'un potentiel d'investissement 5 fois plus important par rapport au coût de notre unité, en effet l'étude de la stratégie pétrochimique de Sonatrach a fait ressortir que pour chaque dollar investi dans la pétrochimie de base induirait un potentiel d'investissement 5 fois plus important dans la transformation plastique.

Une étude plus poussée serait à prévoir concernant l'étude de rentabilité du projet avec une analyse minutieuse de toutes les variantes qui peuvent se présenter.

Cette unité, bien que prévue pour être construite dans la région de SKIKDA, pourrait également être implantée dans la région d'Arzew à proximité de l'unité GPL, sachant qu'elle peut supporter les mêmes conditions climatiques ($T_{\max} = 48 \text{ °C}$). D'autant plus que les quantités de butane dépouillées sont nettement plus importantes.

Ceci dans la mesure où la pétrochimie puisse connaître un véritable essor en Algérie.

Bibliographie

Bibliographie

I- Les ouvrages :

[I.1] Jean Vidal ; « *Thermodynamique : Application au génie chimique et à l'industrie* ». Editions Technip, (1997).

[I.2] Jean-Pierre Wauquier ; « *Le Raffine du Pétrole : Procédés de séparations* ». Tome 2, Editions Technip, (1997).

[I.3] Pierre wuithier ; « *Raffinage et génie des chimique* ». Tome 1, Editions Technip, (1965).

[I.4] Ernest E.Ludwig ; « *Design for Chemical and Petrochemical Plants : Distillation & Absorption* ». Volume 2, Golf Publishing Company (seconde édition), (1989).

[I.5] L.M. Rose ; « *Distillation Design in Practice* ». Elsevier Science Publisher, (1985).

[I.6] HYSYS. Process ; « *Simulation Bases and User Guide* ». Hyprotech, (1998).

[I.7] Pierre Trambouze ; « *Le Raffinage du Pétrole : Matériels et Equipements* ». Edition Technip, (1998).

[I.8] Institut Algérien du Pétrole (IAP) ; « *Documents Internes : Dimensionnement des Séparateurs et des Ballons de reflux* ».

[I.9] Pierre wuithier ; « *Raffinage et génie des chimique* ». Tome 2, Editions Technip, (1965).

[I.10] Donald Q.Kern ; « *Process Heat Transfer* ». McGraw-Hill Book Company, (1950).

[I.11] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Fractionation & Absorption (Section 19)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.12] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Equilibrium Ratio (K) Data (Section 25)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.13] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Pumps & Hydraulic Turbines (Section 12)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.14] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Separator & Filter (Section 7)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.15] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Fluid Flow & Piping (Section 17)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.16] **Gas Process Suppliers Association (GPSA)** ; « *Engineering Databook : Air Cooled Exchangers (Section 10)* ». Volumes 1&2, Gas Process Association, (1998).

[I.17] **Ernest E.Ludwig** ; « *Design for Chemical and Petrochemical Plants : Heat Transfer* ». Volume 3, Gulf Publishing Company (seconde édition), (1989).

[I.18] **Carl Brenan** ; « *Rules of Thumb for Chemical Engineers* ». Gulf Publishing Company (Second Edition), (1998).

[I.19] **Crane** ; « *Flow of Fluids : Through Valves, Fittings & Pipes* ». Crane CO, (1973).

[I.20] **Brown & Root-Condor** ; « *Documents Internes BRC : Dimensionnement des Rebouilleurs* ».

[I.21] **Stepanoff** ; « *Pompes Centrifuges et Pompes à Hélices* ».

[I.22] **HTFS (Heat Transfer Flow Service)**; « *Manuel d'utilisation* ». AEA Technology Engineering Software, (1998).

[I.23] HTFS (Heat Transfer Flow Service); « *HTFS Handbook* ».

AEA Technology Engineering Software, (1998).

[I.24] Jean-Charles Cicile ; « *Contrôle et Régulation* ». Technique de L'ingénieur ,

j 2615, (1993).

[I.25] R. Mukherjee ; « *Description des Echangeurs de Chaleur* ». Technique de L'ingénieur

, B 2341, (1993).

[I.26] Jean-Pierre Favennec ; « *Le Raffinage du Pétrole : Exploitation et Gestion de la*

Raffinerie ». Tome 5, Edition Technip , (1993).

[I.27] Robert E.Maples ; « *Petroleum Refinery Process Economics* ». Penn Well Publishing

Company , (1993).

[I.28] Société Inter Bancaire de Formation (SIBF) ; « *Evaluation de Projets* ».

DES Troisième Année.

[I.29] Sonatrach (Commerciale) ; « *Documents internes Sonatrach* ».

[I.30] A.Chauvel P.LePrince ; « *Manuel d'Evaluation Economique des Procédés* ».

Edition Technip , (1976).

[I.31] C. E. Chitour ; « *Raffinage : thermodynamique des fluides réels* ».

Offices des Publications Universitaires , (1998).

II Les Thèses :

[II.1] K.Ibelaid , H.E Sayah (CRD-SH) M.Karroum, A.Bentouati (Naftec) ;

« *Dimensionnement d'une Raffinerie Traitant L'Ibanian Light* ». Thèse PGS, ENP, Alger
(Décembre 2000).

[II.2] Becaïd Kaci-Kamel ; « *Dimensionnement d'une Unité de Décarbonatation de*

l'Ethane ». Projet de Fin d'Etudes, USTHB, (Décembre 2001).

[II.3] Silem Assia, Laid Zineb ; « *Récupération de l'Ethane* ». Projet de Fin d'Etudes,

USTHB, (Janvier 2001).

[II.4] Abdelouhab Yasmina ; « *Simulation et Dimensionnement d'une unité de Stabilisation de Brut* ». Projet de Fin d'Etudes, IAP, Boumerdes (Juin 1998).

[II.5] Hasni Sabrina ; « *Modélisation de l'Extraction Solide Fluide, Simulation et Dimensionnement D'une unité industrielle d'Entraînement a la Vapeur d'Eau* ». Projet de Fin d'Etudes, ENP, Alger (Juillet 1997).

III Sources Electroniques (Internet) :

[III.1] www.meme-algeria.org.

[III.2] www.chemsystem.com.

[III.3] www.bpamoco.com.

[III.4] www.iea.org.

[III.5] www.opec.com.

ANNEXE I

ANNEXE I.1-5 : Coefficient d'équilibre pour les corps purs ;

ANNEXE I.6 : Coefficient de débit de vapeur ;

ANNEXE I.7 : Vitesse de descente corrigée ;

ANNEXE I.8 : Facteur de moussage ;

ANNEXE I.9 : Estimation du Flux de chaleur maximal ;

ANNEXE I.10 : Chute de température critique coté ébullition ;

ANNEXE I.11 : Estimation du Flux de chaleur ;

ANNEXE I.12 : Conductivité thermique ;

ANNEXE I.13-15 : Les standards TEMA pour les échangeurs à faisceaux calandre ;

ANNEXE I.16 : Facteurs de correction pour la calcul des perte de charge ;

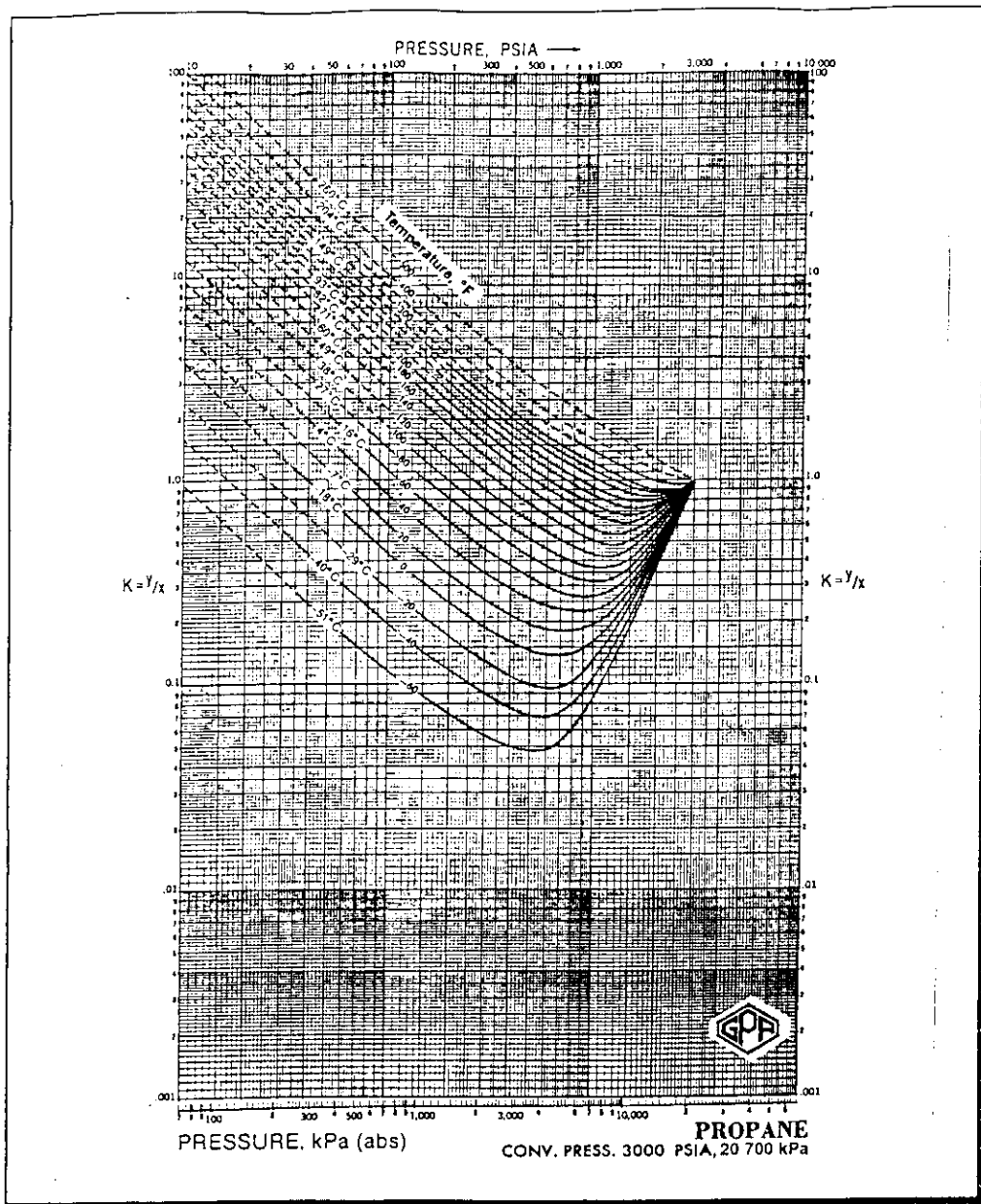
ANNEXE I.17 : Facteur de friction pour les fluides à l'intérieur des tubes ;

ANNEXE I.18 : Facteur de correction de viscosité ;

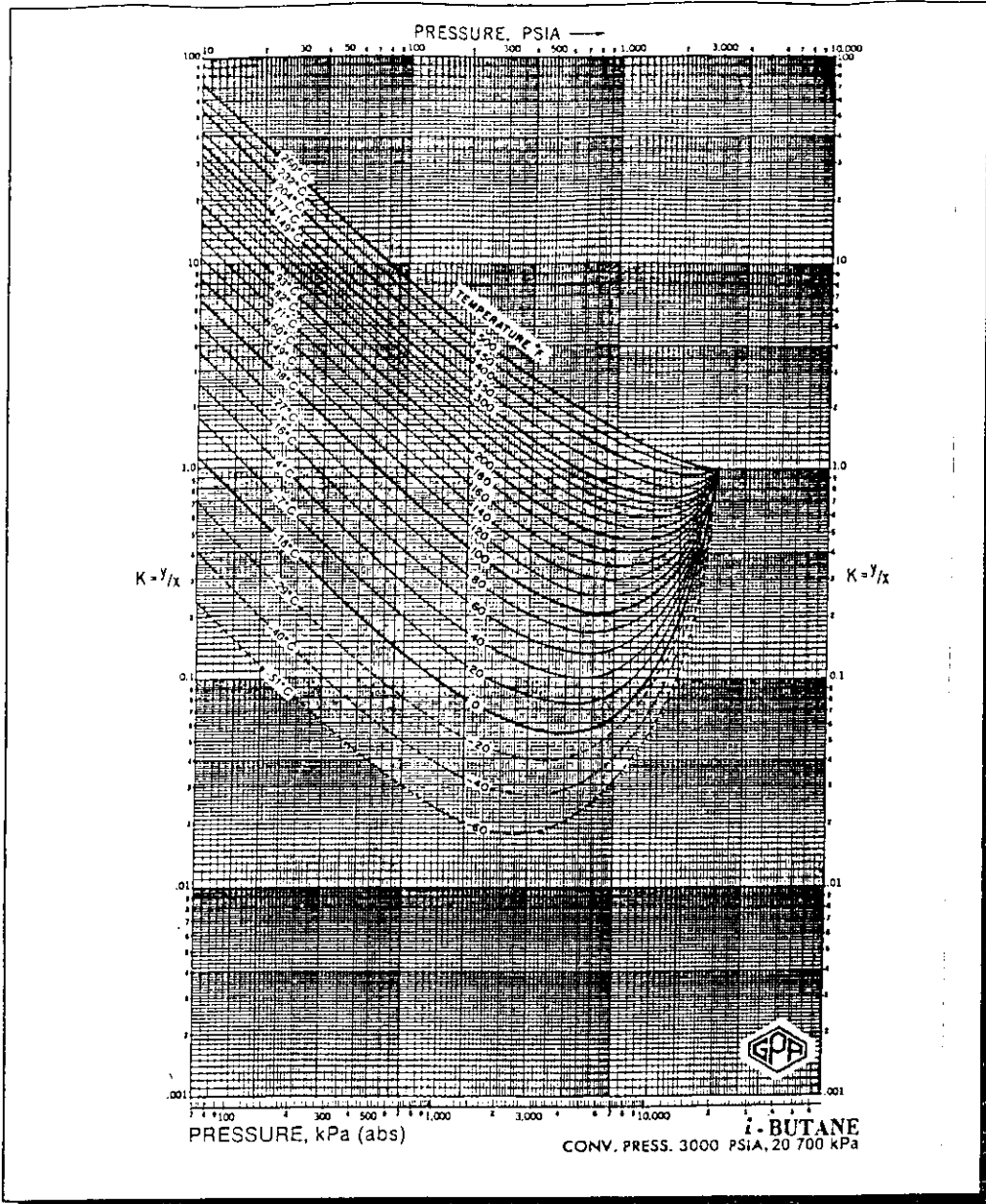
ANNEXE I.19 : Calcul de l'efficacité d'une colonne ;

ANNEXE I.20 : Facteur pour le calcul de la perte de charge ;

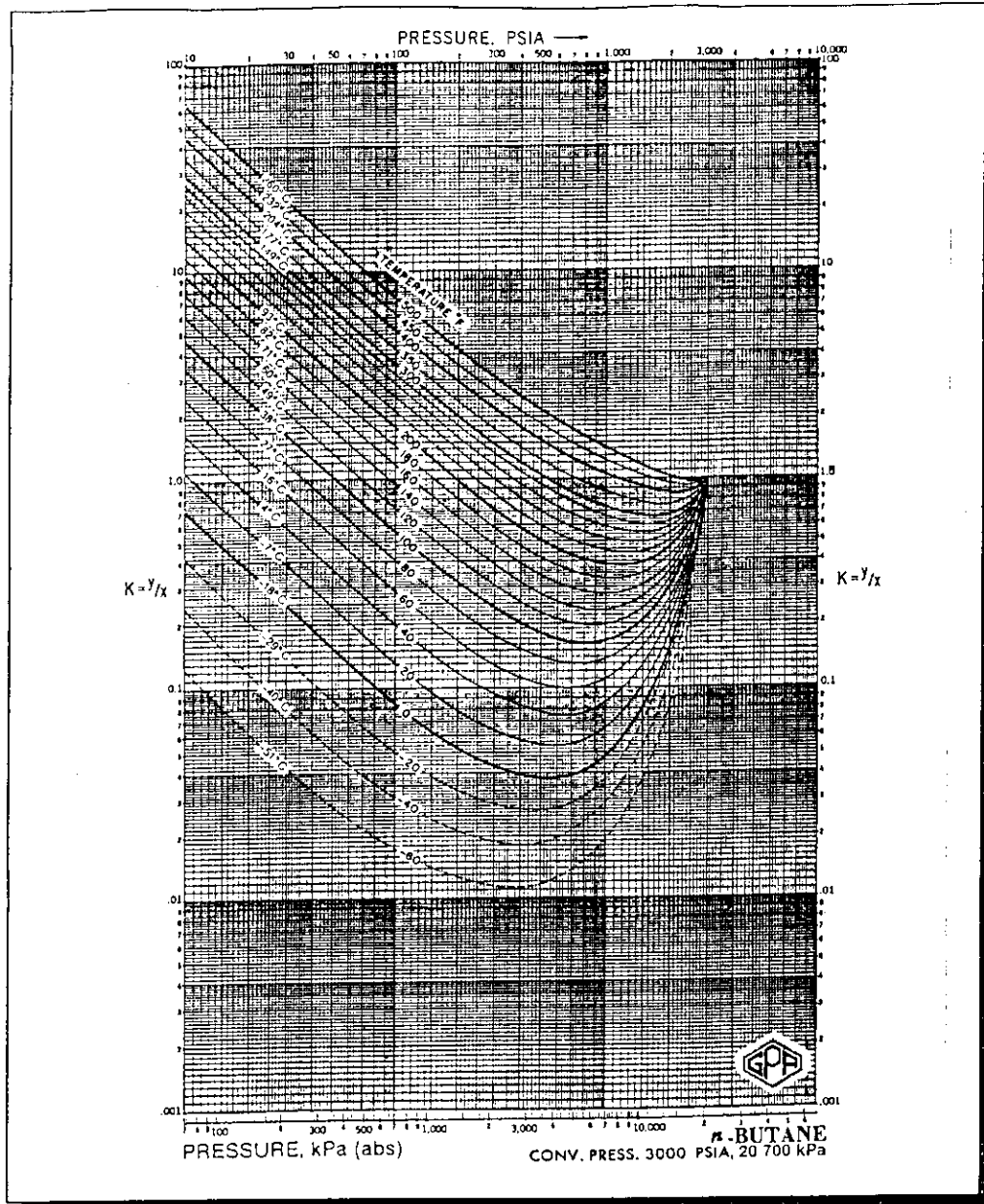
ANNEXE I.21 : Standards IPS pour échangeurs double tubes.



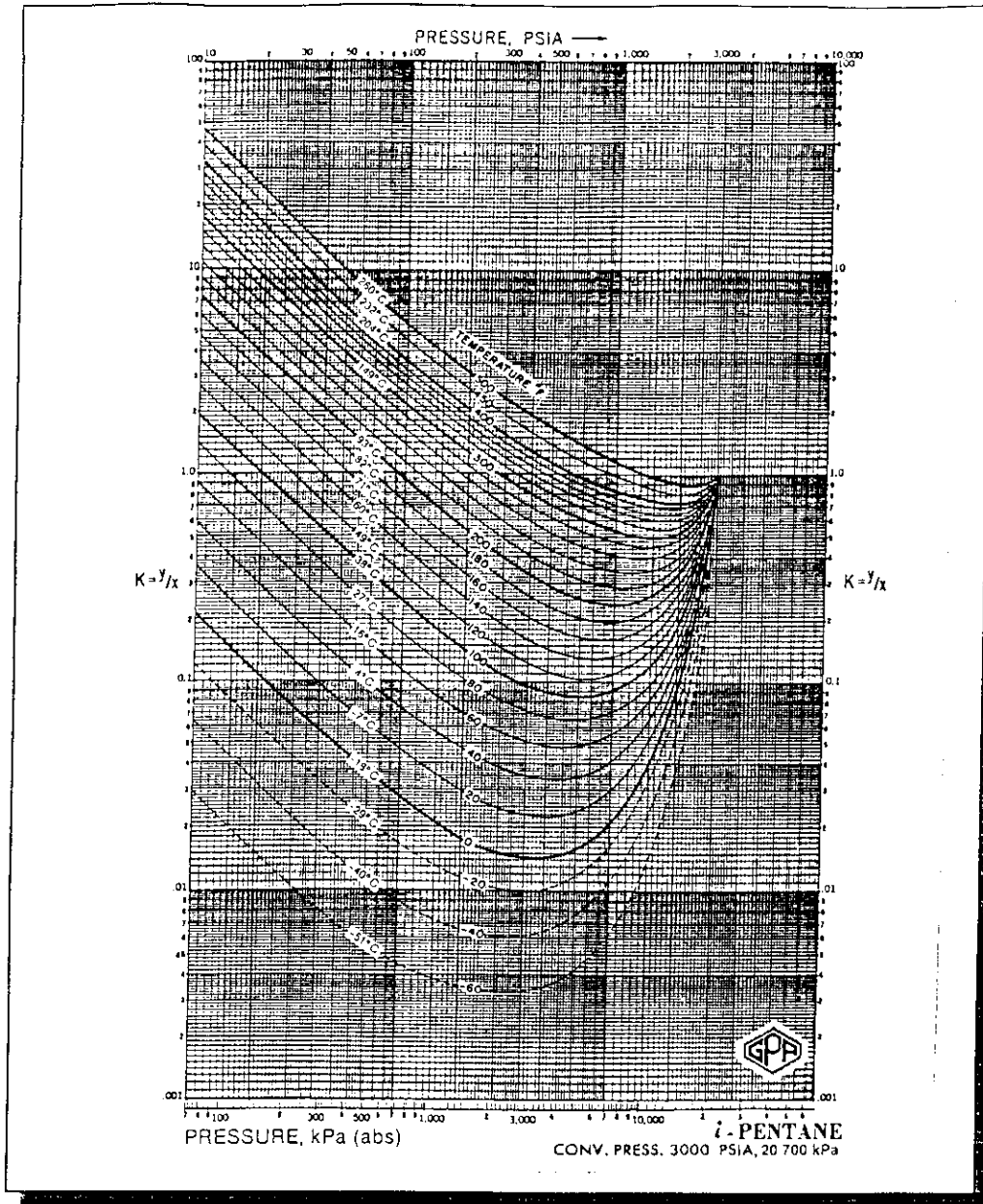
ANNEXE I.1



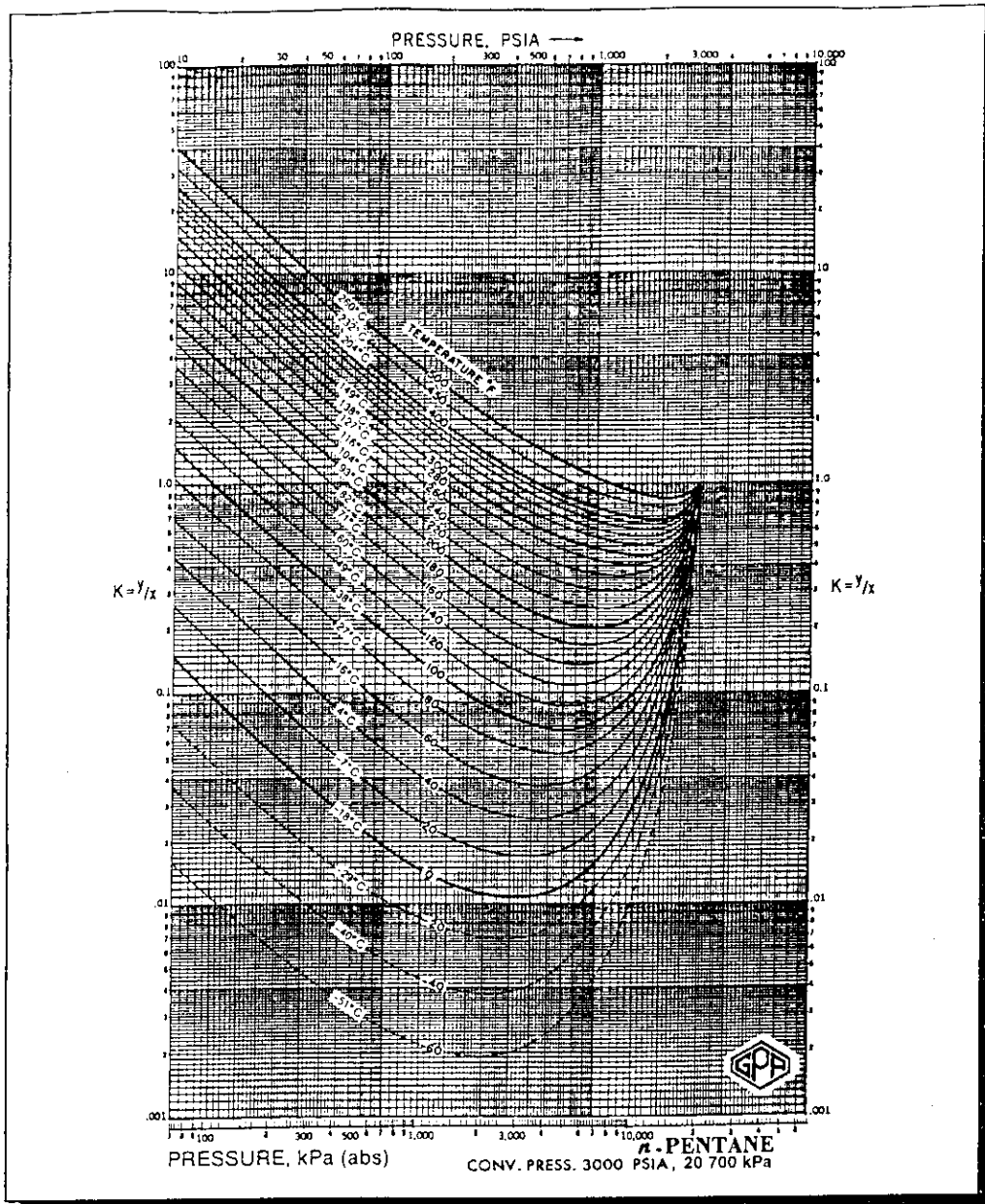
ANNEXE I.2



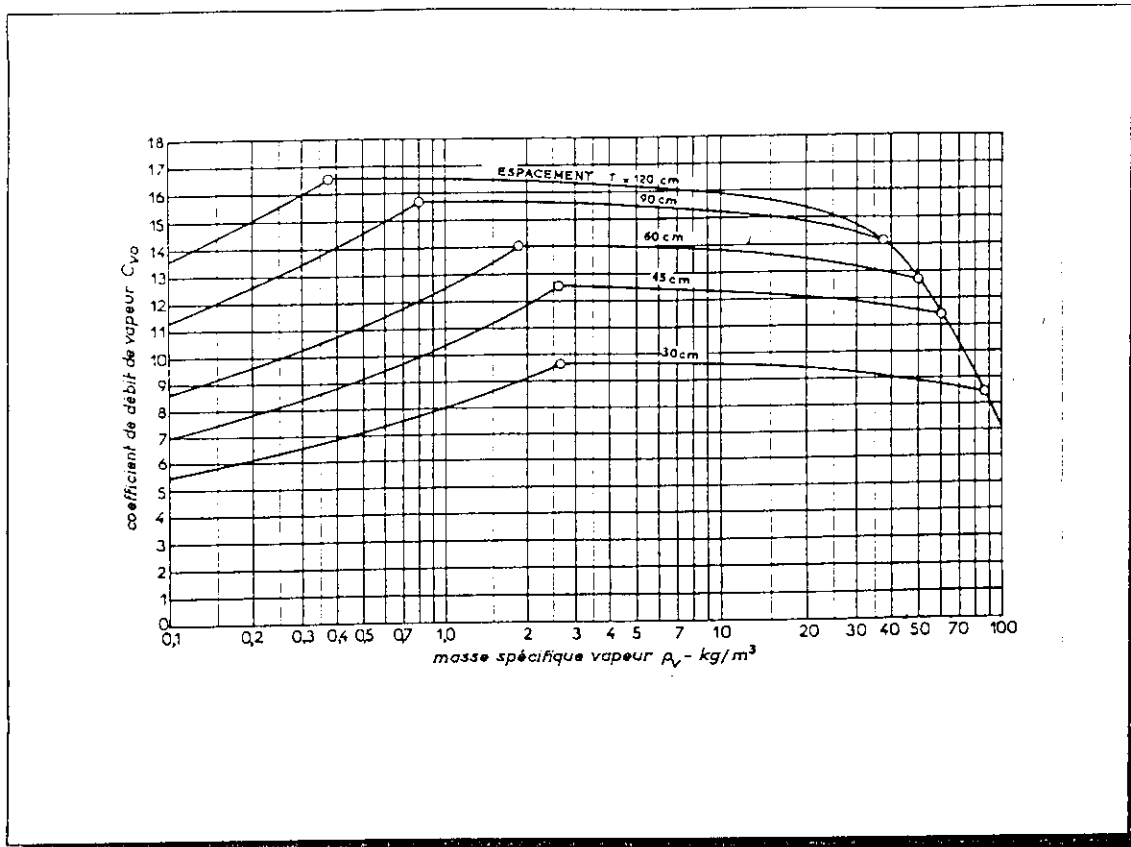
ANNEXE I.3



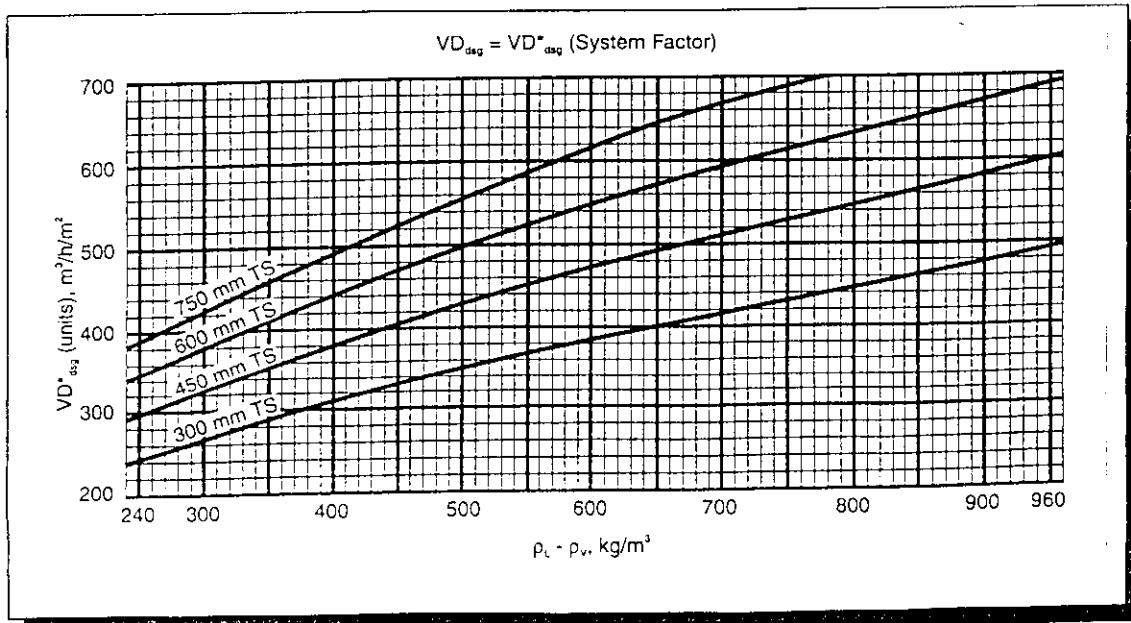
ANNEXE I.4



ANNEXE I.5



ANNEXE I.6



ANNEXE I.7

Systems with foaming tendencies are taken into account by using a factor to derate the capacity of a given tray design. A list of the more common foaming systems and their recommended factor is below.

System	Factor
Absorbers (over -18°C)	0.85
Absorbers (below -18°C)	0.80
Amine Contactor	0.80
Vacuum Towers	0.85
Amine Stills (Amine Regenerator)	0.85
H ₂ S Stripper	0.85
Furfural Fractionator	0.85
Top Section of Absorbing Type Demethanizer/ Deethanizer	0.85
Glycol Contactors	0.50
Glycol Stills	0.65
CO ₂ Absorber	0.80
CO ₂ Regenerator	0.85
Caustic Wash	0.65
Caustic Regenerator, Foul Water, Sour Water Stripper	0.60
Alcohol Synthesis Absorber	0.35
Hot Carbonate Contactor	0.85
Hot Carbonate Regenerator	0.90
Oil Reclaimer	0.70

The capacity of a given tray design used in *high pressure fractionation service* with a vapor density of 28.8 kg/m³ and higher should be derated by a system factor calculated by the following formula:

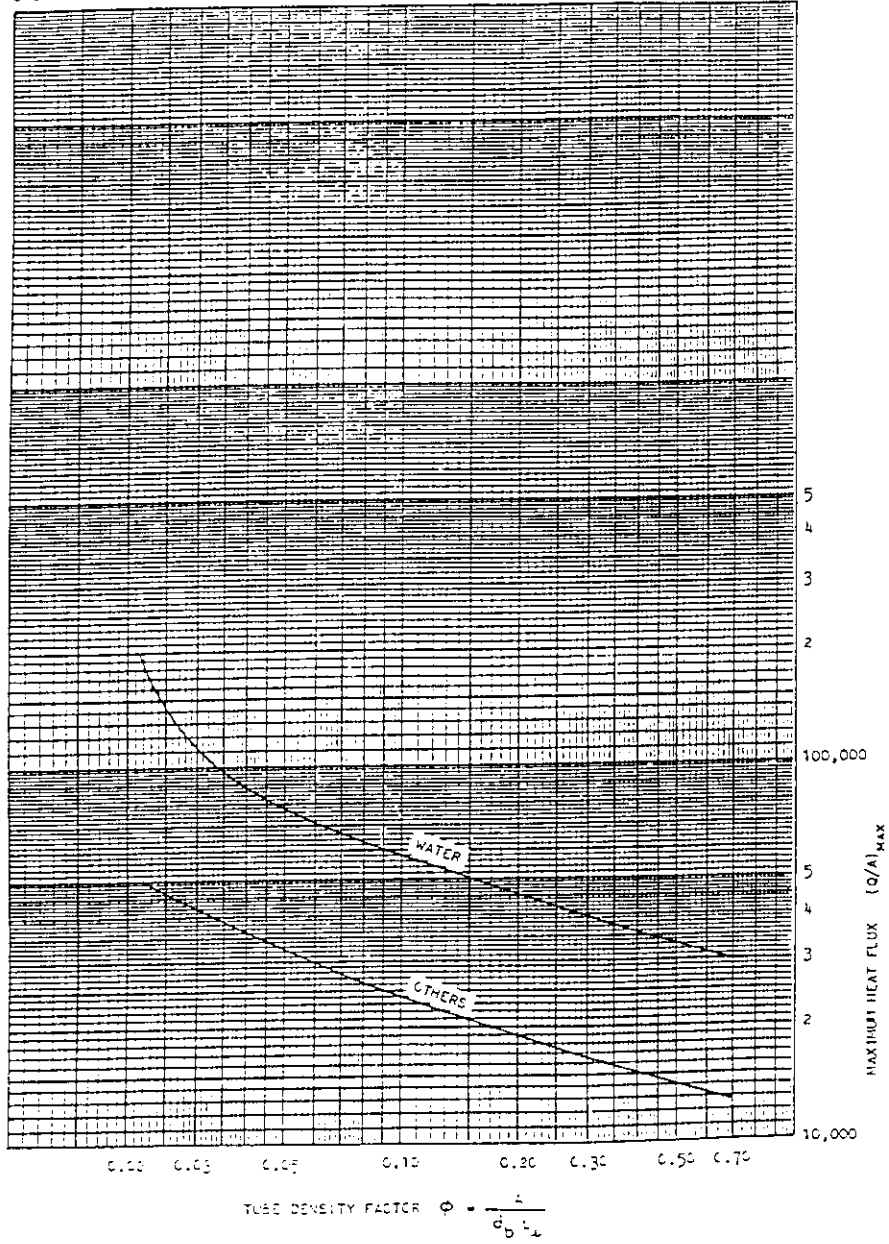
$$\text{System factor} = \frac{2.93}{(\rho_v)^{0.32}}$$

C F BRAUN & CO

167
8-5-66

MAXIMUM HEAT FLUX VERSUS ϕ

FIGURE 43.209

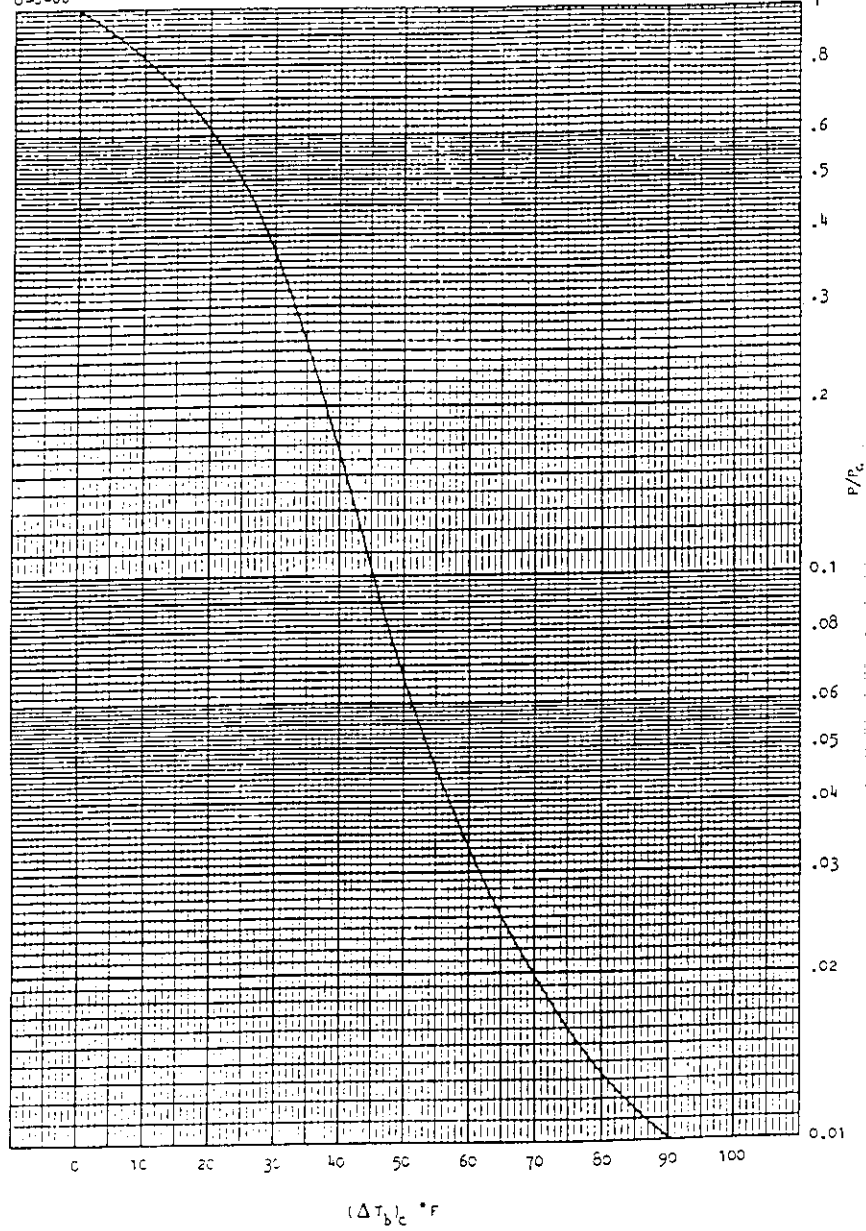


ANNEXE I.9

C F BRAUN & CO
KETTLE REBOILERS
CRITICAL BOILING TEMPERATURE DIFFERENCE

IKY
8-8-66

FIGURE 42.208

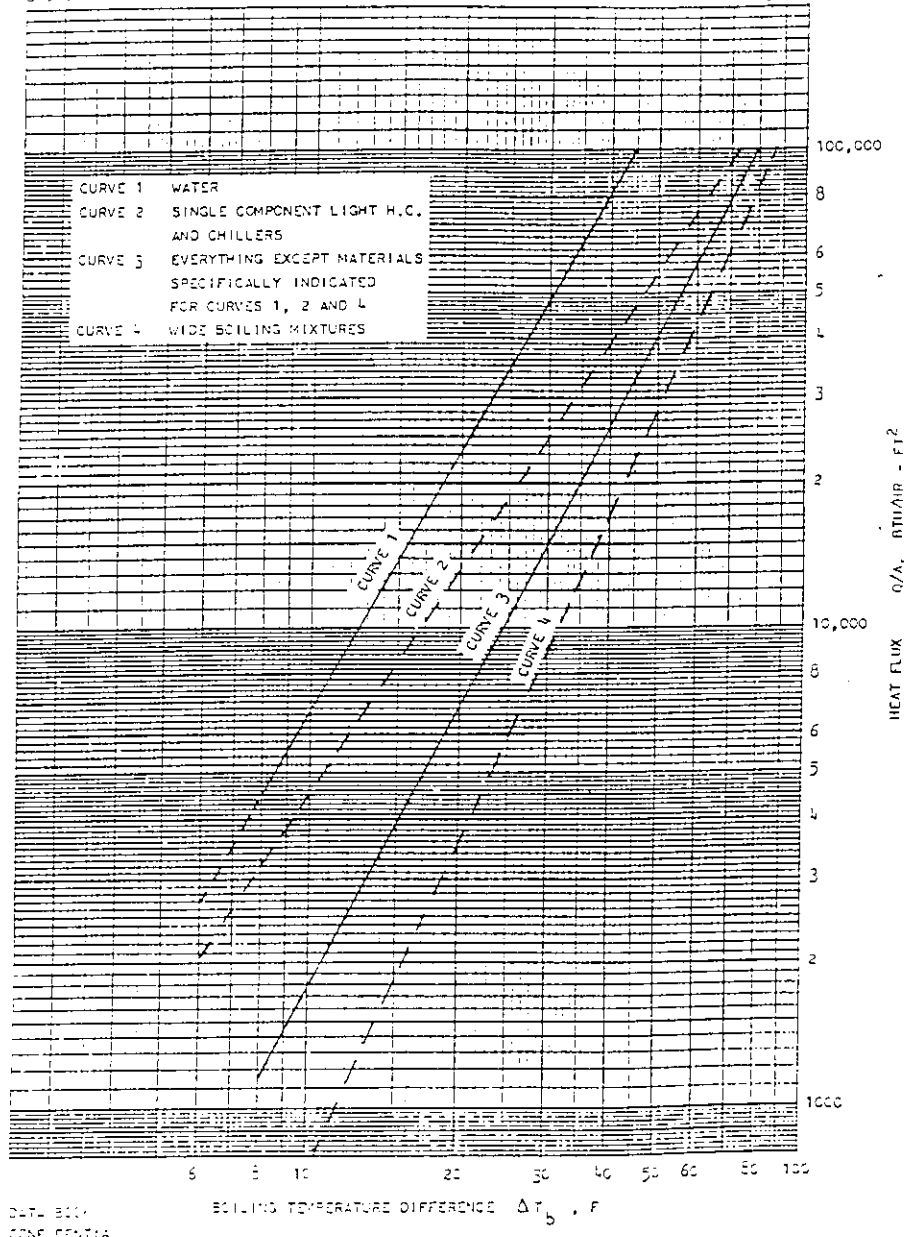


ANNEXE I.10

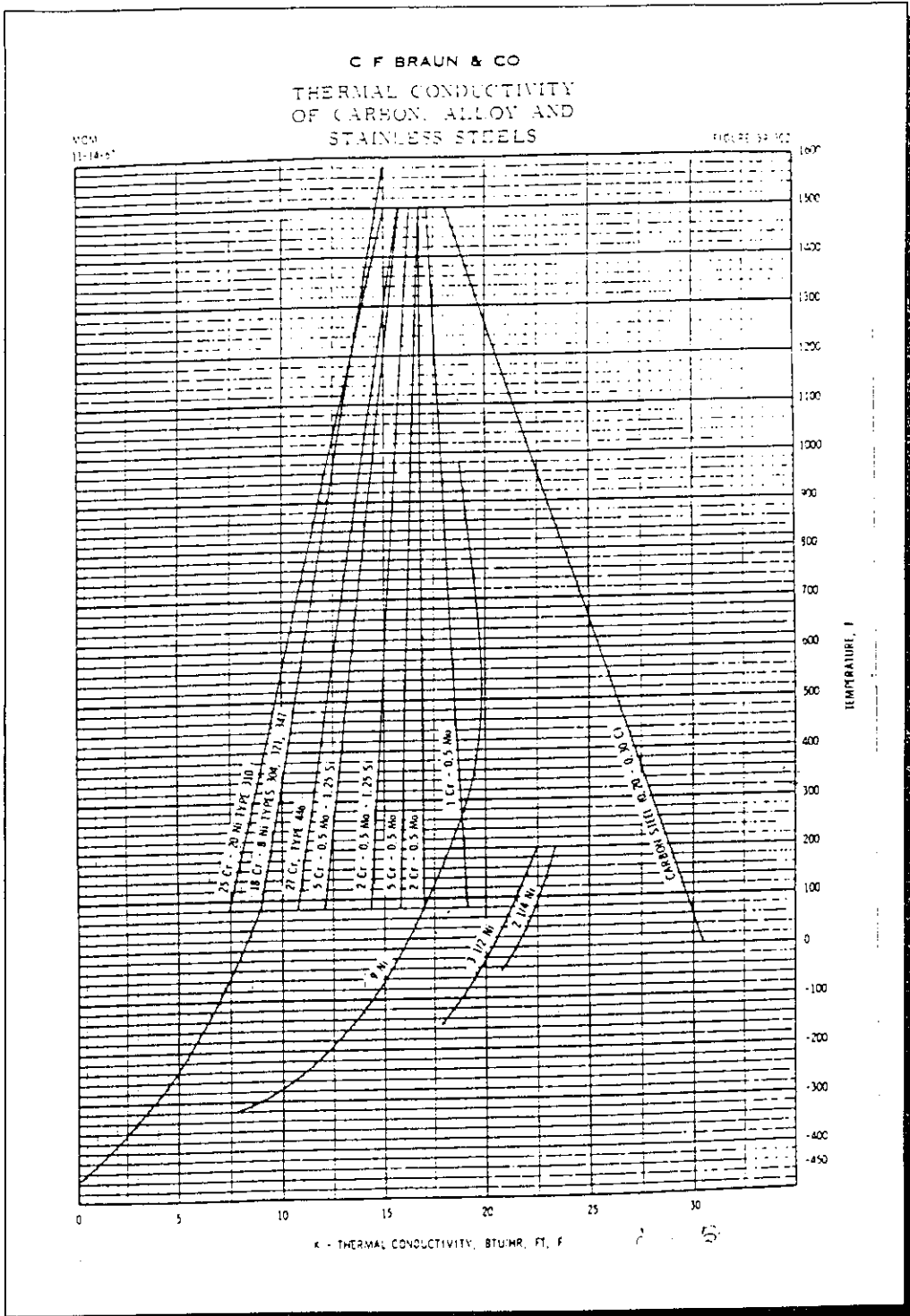
147
8-5-66

KETTLE REBOILERS HEAT FLUX CURVES

FIGURE 43.202



ANNEXE I.11



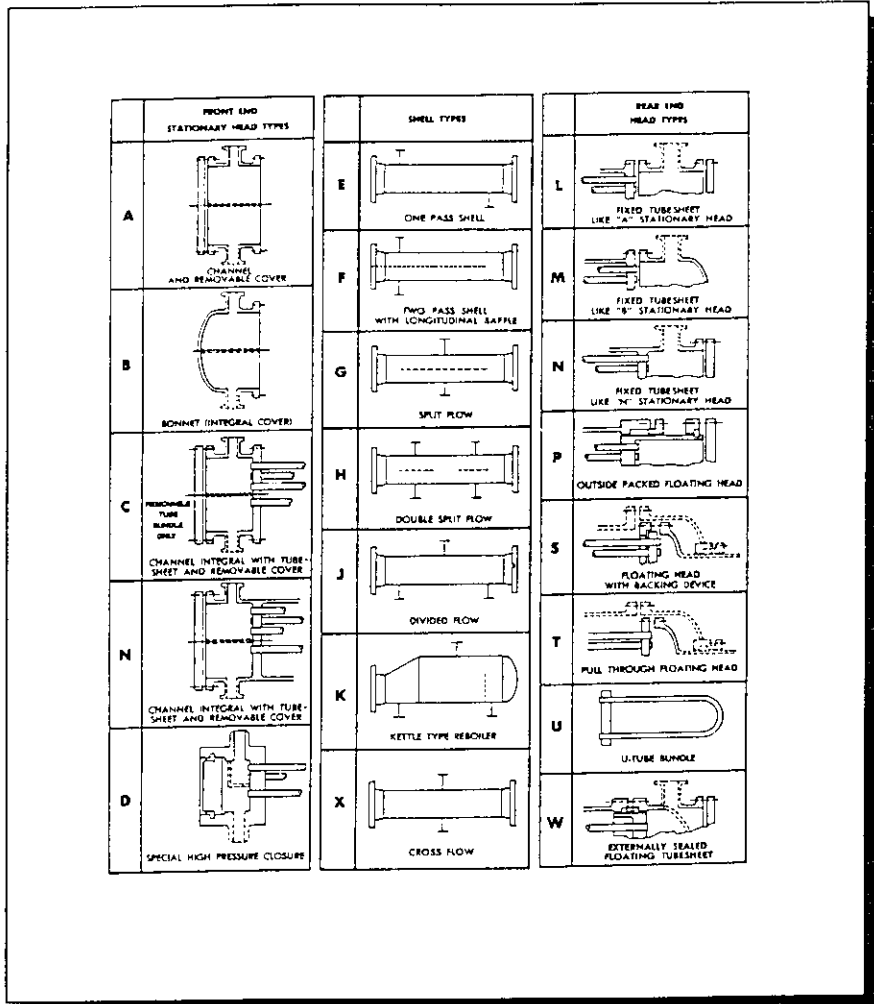
ANNEXE I.12

Tube O.D. (Inches)	W.G. Gage	Thickness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Lbs.	Tube I.D. Inches	Minimum Wall Thickness Inches*	Series Designation Inches*	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O.D. I.D.	Transverse Metal Area Sq. Inch
1 1/4	22	0.028	0.0296	0.0864	0.0908	0.088	1.184	0.02012	0.02088	0.1791	48	1.288	0.198
	24	0.022	0.0233	0.0754	0.0788	0.076	1.028	0.02010	0.02082	0.1810	52	1.214	0.184
	26	0.016	0.0165	0.0544	0.0568	0.054	0.714	0.02009	0.02071	0.1822	56	1.147	0.171
	27	0.016	0.0173	0.0544	0.0573	0.055	0.714	0.02008	0.02080	0.1829	58	1.147	0.171
3/8	14	0.048	0.0503	0.0862	0.0908	0.087	1.277	0.02008	0.02076	0.1888	94	1.354	0.0807
	20	0.036	0.0371	0.0642	0.0678	0.067	0.936	0.02008	0.02076	0.1908	114	1.270	0.0714
	22	0.030	0.0308	0.0542	0.0578	0.057	0.780	0.02008	0.02076	0.1928	128	1.179	0.0588
	24	0.022	0.0228	0.0442	0.0467	0.045	0.624	0.02008	0.02076	0.1950	134	1.123	0.0544
1/2	18	0.064	0.1075	0.1209	0.0888	0.332	0.370	0.02021	0.02098	0.1568	188	1.351	0.0988
	18	0.068	0.1296	0.1209	0.1128	0.278	0.400	0.02018	0.02071	0.1604	188	1.264	0.0944
	20	0.028	0.1152	0.1209	0.1128	0.174	0.430	0.02014	0.02058	0.1648	227	1.183	0.0811
	22	0.028	0.1348	0.1209	0.1182	0.141	0.444	0.02012	0.02048	0.1672	241	1.128	0.0815
5/8	12	0.108	0.1307	0.1638	0.1698	0.207	0.467	0.02081	0.02197	0.1666	203	1.331	0.177
	13	0.096	0.1488	0.1638	0.1738	0.238	0.436	0.02077	0.02182	0.1686	232	1.217	0.168
	14	0.084	0.1669	0.1638	0.1769	0.268	0.404	0.02073	0.02167	0.1706	258	1.103	0.159
	15	0.072	0.1850	0.1638	0.1788	0.298	0.372	0.02069	0.02152	0.1726	284	1.089	0.150
	16	0.060	0.2031	0.1638	0.1788	0.328	0.340	0.02065	0.02137	0.1746	310	1.075	0.141
	17	0.058	0.2212	0.1638	0.1788	0.358	0.308	0.02061	0.02122	0.1766	336	1.061	0.132
	18	0.046	0.2393	0.1638	0.1788	0.388	0.276	0.02057	0.02107	0.1786	362	1.047	0.123
	20	0.024	0.2574	0.1638	0.1788	0.418	0.244	0.02053	0.02092	0.1806	388	1.033	0.114
3/4	10	0.134	0.1879	0.1983	0.1983	0.333	0.442	0.02129	0.02244	0.2278	288	1.568	0.258
	11	0.120	0.2060	0.1983	0.1983	0.273	0.472	0.02122	0.02229	0.2297	318	1.471	0.258
	12	0.108	0.2241	0.1983	0.1983	0.213	0.502	0.02116	0.02214	0.2316	347	1.374	0.258
	13	0.096	0.2422	0.1983	0.1983	0.153	0.532	0.02109	0.02199	0.2335	377	1.277	0.258
	14	0.084	0.2603	0.1983	0.1983	0.093	0.562	0.02103	0.02184	0.2354	407	1.180	0.258
	15	0.072	0.2784	0.1983	0.1983	0.033	0.592	0.02097	0.02169	0.2373	437	1.084	0.258
	16	0.060	0.2965	0.1983	0.1983	0.003	0.622	0.02091	0.02154	0.2392	467	0.988	0.258
	17	0.048	0.3146	0.1983	0.1983	0.000	0.652	0.02085	0.02139	0.2411	497	0.892	0.258
7/8	10	0.154	0.2884	0.2281	0.1888	0.282	0.507	0.02221	0.02336	0.2682	481	1.642	0.312
	11	0.140	0.3065	0.2281	0.1888	0.222	0.537	0.02214	0.02321	0.2701	511	1.545	0.312
	12	0.128	0.3246	0.2281	0.1888	0.162	0.567	0.02207	0.02306	0.2720	541	1.448	0.312
	13	0.116	0.3427	0.2281	0.1888	0.102	0.597	0.02201	0.02291	0.2739	571	1.351	0.312
	14	0.104	0.3608	0.2281	0.1888	0.042	0.627	0.02194	0.02276	0.2758	601	1.254	0.312
	15	0.092	0.3789	0.2281	0.1888	0.002	0.657	0.02188	0.02261	0.2777	631	1.157	0.312
	16	0.080	0.3970	0.2281	0.1888	0.000	0.687	0.02182	0.02246	0.2796	661	1.060	0.312
	17	0.068	0.4151	0.2281	0.1888	0.000	0.717	0.02176	0.02231	0.2815	691	0.963	0.312
1	8	0.180	0.3628	0.2618	0.1756	0.175	0.670	0.02382	0.02497	0.3008	550	1.880	0.385
	9	0.168	0.3809	0.2618	0.1756	0.115	0.700	0.02375	0.02482	0.3027	580	1.783	0.385
	10	0.156	0.3990	0.2618	0.1756	0.055	0.730	0.02368	0.02467	0.3046	610	1.686	0.385
	11	0.144	0.4171	0.2618	0.1756	0.000	0.760	0.02361	0.02452	0.3065	640	1.589	0.385
	12	0.132	0.4352	0.2618	0.1756	0.000	0.790	0.02354	0.02437	0.3084	670	1.492	0.385
	13	0.120	0.4533	0.2618	0.1756	0.000	0.820	0.02347	0.02422	0.3103	700	1.395	0.385
	14	0.108	0.4714	0.2618	0.1756	0.000	0.850	0.02340	0.02407	0.3122	730	1.298	0.385
	15	0.096	0.4895	0.2618	0.1756	0.000	0.880	0.02333	0.02392	0.3141	760	1.201	0.385
1 1/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2200	0.266	0.880	0.02680	0.02795	0.3808	870	1.606	0.605
	8	0.168	0.6402	0.3272	0.2200	0.206	0.910	0.02673	0.02780	0.3827	900	1.509	0.605
	9	0.156	0.6583	0.3272	0.2200	0.146	0.940	0.02666	0.02765	0.3846	930	1.412	0.605
	10	0.144	0.6764	0.3272	0.2200	0.086	0.970	0.02659	0.02750	0.3865	960	1.315	0.605
	11	0.132	0.6945	0.3272	0.2200	0.026	1.000	0.02652	0.02735	0.3884	990	1.218	0.605
	12	0.120	0.7126	0.3272	0.2200	0.000	1.030	0.02645	0.02720	0.3903	1020	1.121	0.605
	13	0.108	0.7307	0.3272	0.2200	0.000	1.060	0.02638	0.02705	0.3922	1050	1.024	0.605
	14	0.096	0.7488	0.3272	0.2200	0.000	1.090	0.02631	0.02690	0.3941	1080	0.927	0.605
1-1/2	10	0.134	1.1871	0.3827	0.3228	0.387	1.232	0.02984	0.03099	0.4883	1880	1.218	0.575
	12	0.108	1.2808	0.3827	0.3228	0.227	1.262	0.02977	0.03084	0.4902	2014	1.121	0.575
	14	0.082	1.3745	0.3827	0.3228	0.067	1.292	0.02970	0.03069	0.4921	2148	1.024	0.575
	16	0.056	1.4682	0.3827	0.3228	0.007	1.322	0.02963	0.03054	0.4940	2282	0.927	0.575
2	11	0.120	2.4328	0.6738	0.4808	2.412	1.782	0.03144	0.03259	0.6880	3795	1.138	0.709
	12	0.108	2.4811	0.6738	0.4808	2.206	1.782	0.03137	0.03244	0.6900	3881	1.122	0.688
	13	0.096	2.5294	0.6738	0.4808	1.820	1.782	0.03130	0.03229	0.6920	3967	1.106	0.667
	14	0.084	2.5777	0.6738	0.4808	1.434	1.782	0.03123	0.03214	0.6940	4053	1.090	0.646

* Weights are based on low carbon steel with a density of 0.2836 lbs./cu. in. For other metals multiply by the following factors:

Aluminum	0.35	Aluminum Bronze	1.04	Nickel	1.13
Titanium	0.58	Aluminum Brass	1.06	ANickel-Copper	1.12
A.I.S.I. 400 Series S/Steels	0.99	Nickel-Chrome-Iron	1.07	Copper and Cupro-Nickels	1.14
A.I.S.I. 300 Series S/Steels	1.02	Admiralty	1.09		

** Liquid Velocity = $\frac{\text{lbs. Per Tube Hour}}{C \times \text{Sp. Gr. of Liquid}}$ in feet per sec. (Sp. Gr. of Water at 60 F = 1.0)



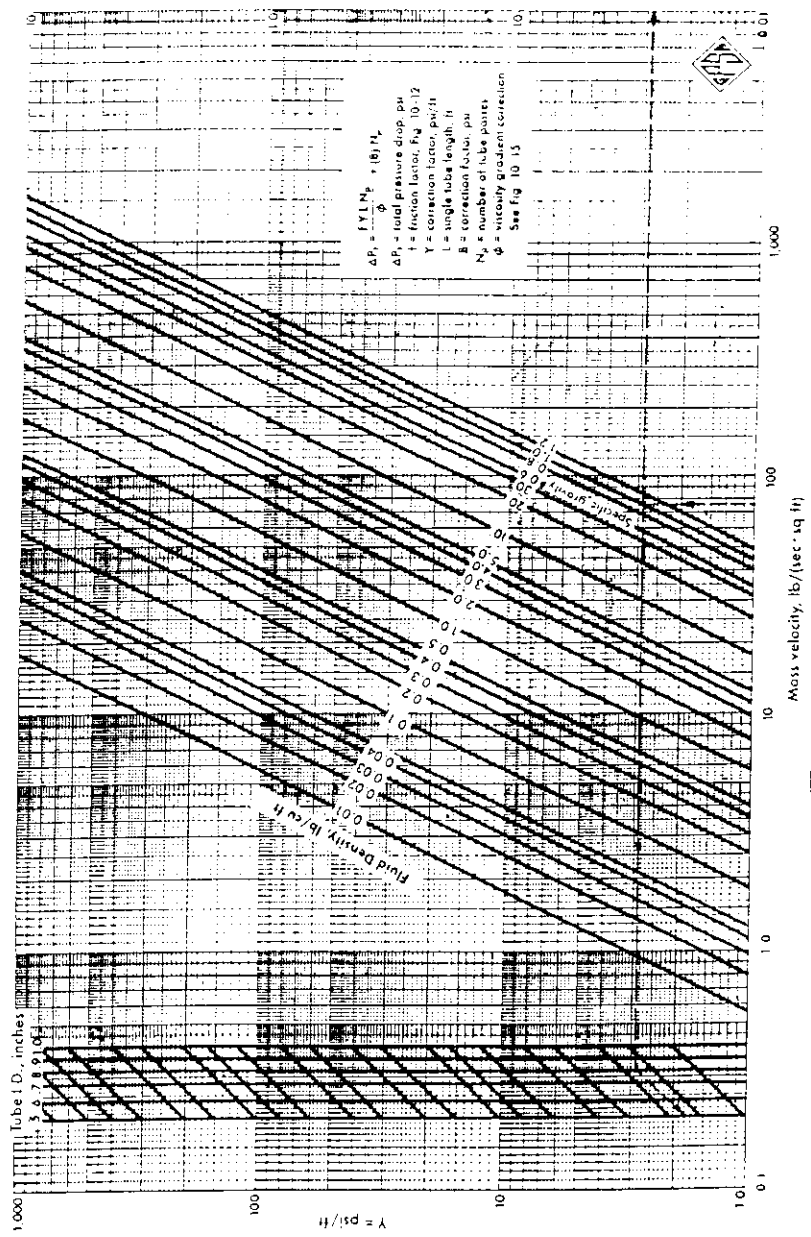
ANNEXE I.14

37	35	33	31	29	27	25	23 1/4	21 1/4	19 1/4	17 1/4	15 1/4	13 1/4	12	10	8	I.D. of Shell (in.)	
1269	1143	1019	881	763	663	583	481	391	307	237	193	135	105	69	43	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1127	1007	859	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	33	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
965	865	765	665	587	495	419	355	287	255	183	139	101	85	53	33	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
699	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
595	543	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1242	1088	964	846	734	628	528	452	370	300	238	186	124	94	58	32	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1088	972	853	746	646	556	468	398	326	264	208	154	110	90	56	23	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
946	849	746	644	560	480	408	346	280	222	172	126	94	73	48	28	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
683	605	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
584	525	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	26	12	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
1000	882	772	671	566	484	406	336	270	212	158	108	72	60	28	8	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
884	773	688	586	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
610	532	466	396	340	284	234	192	154	120	84	58	42	28	8	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
526	464	406	356	304	256	214	180	134	100	76	58	38	28	12	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
1072	1021	904	788	680	576	484	412	332	266	196	154	108	84	48	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1021	912	802	692	586	508	421	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
880	778	688	590	510	440	366	308	242	192	142	126	88	72	48	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
658	560	486	422	368	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
534	476	411	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1092	976	852	740	622	534	438	378	296	218	166	122	84	56	28	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
968	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
584	508	444	376	322	266	218	178	142	110	74	50	36	20	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
500	440	384	336	286	238	198	166	122	90	66	50	32	18	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	66	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
813	724	632	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
484	430	368	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1058	944	826	716	616	510	418	358	272	206	158	110	74	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
940	826	720	628	518	440	368	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
820	718	632	534	458	392	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
562	488	426	356	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
1040	902	790	682	576	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
902	794	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	Fixed Tubes
542	466	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
438	388	334	280	230	192	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	Fixed Tubes
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
908	798	692	600	498	422	350	286	226	170	122	82	52	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
792	692	608	512	438	374	306	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	1/2" on 1 1/2"	U Tubes
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	58	38	24	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/2"	U Tubes

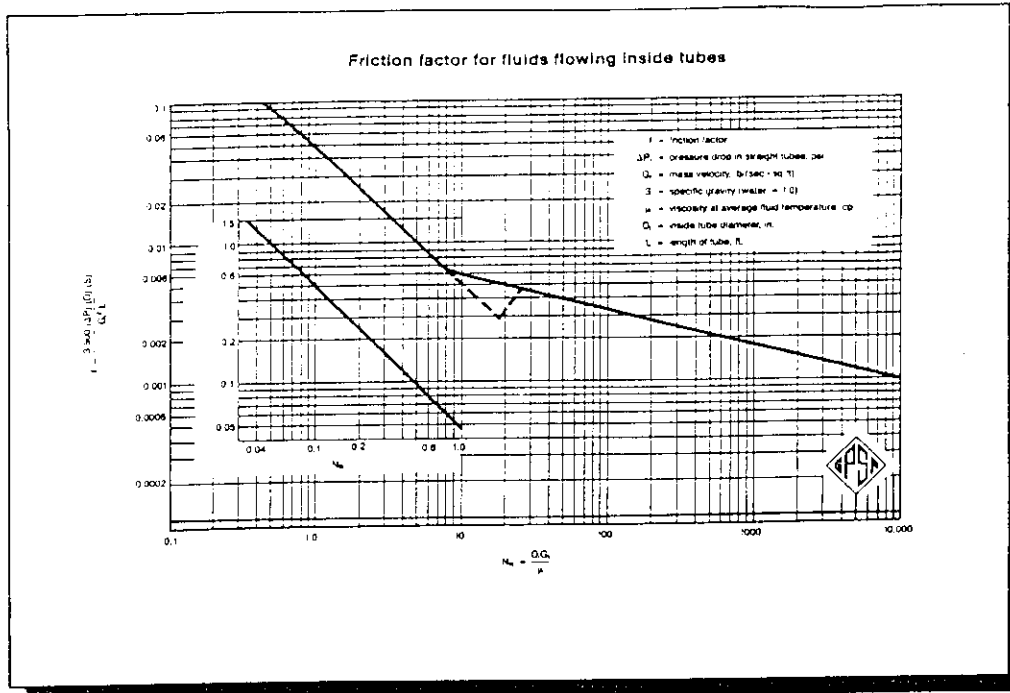
¹ Allowance made for Tie Rods.

² R. O. S. = 2 1/2 X Tube Dia. Actual Number of "U" Tubes is one-half the above figures.

Pressure drop for fluids flowing inside tubes



ANNEXE I.16



ANNEXE I.17

Correction factor for fluid viscosity within the tubes

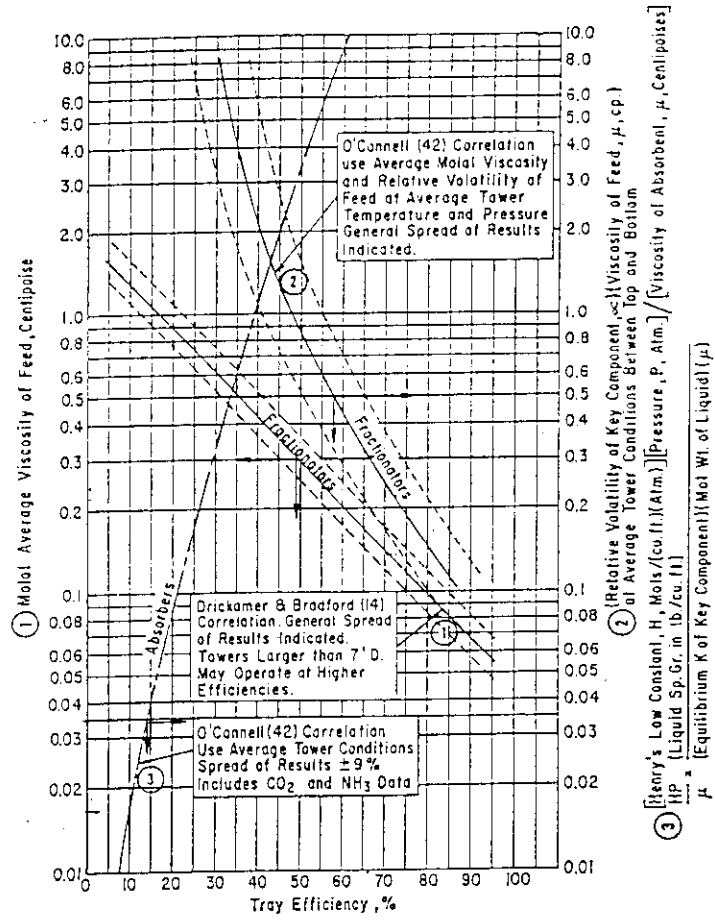
Correction factor* when $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ (See Fig. 10-15)

	Correction Factor, ϕ
1. Hydrocarbon vapor; steam; water	1.0
2. Hydrocarbon liquids (18 to 48 API), MEA/DEA solutions	0.98
3. Water/glycol solutions; heat transfer fluids	0.92
4. Lube oils; heavy petroleum fractions (10 to 18 API)	0.85

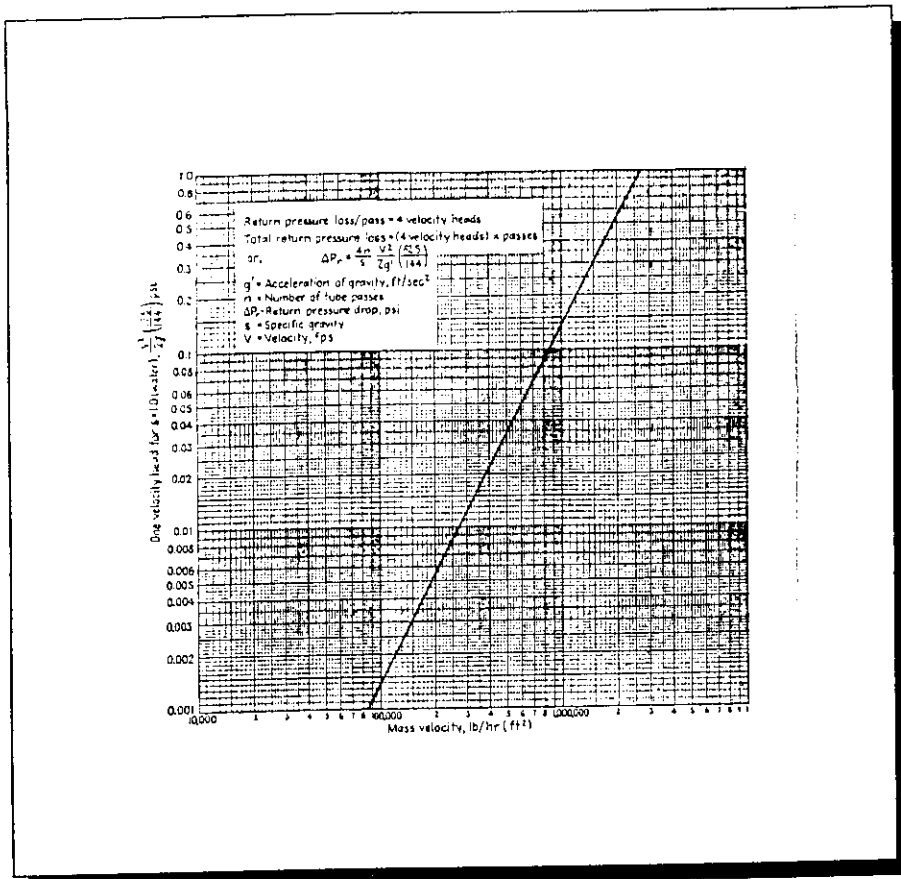
*When $N_R < 17$, $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$ A Reynolds number of less than 17 is only

likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of ϕ to use in Step 10 is 0.80, even though the calculated value may be lower.

ANNEXE I.18



ANNEXE I.19



ANNEXE I.20

DIMENSIONS DES TUBES ACIER I.P.S. (A.P.I. 5 L)

DIAMÈTRE NOMINAL (in)	DIAMÈTRE EXTERIEUR (cm)	SCHEDULE (n°)	DIAMÈTRE INTERIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE AU m LINÉAIRE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/8	1.023	40	0.683	0.386	0.0323	0.0215	0.377
		80	0.548	0.234		0.0171	0.475
1/4	1.372	40	0.925	0.672	0.0431	0.0390	0.640
		80	0.767	0.482		0.0241	0.803
3/8	1.715	40	1.252	1.231	0.0539	0.0393	0.848
		80	1.074	0.908		0.0337	1.100
1/2	2.134	40	1.590	1.961	0.0670	0.0496	1.265
		80	1.387	1.511		0.0436	1.822
3/4	2.667	40	2.093	3.440	0.0838	0.0657	1.680
		80	1.887	2.797		0.0593	2.200
1	3.253	40	2.665	5.578	0.1053	0.0837	2.500
		80	2.431	4.641		0.0764	3.230
1 1/4	4.218	40	3.505	9.949	0.1324	0.1101	3.393
		80	3.246	8.275		0.1020	4.464
1 1/2	4.826	40	4.089	13.132	0.1516	0.1285	4.047
		80	3.810	11.400		0.1197	5.416
2	6.045	40	5.250	21.647	0.1899	0.1650	5.446
		80	4.925	19.050		0.1547	7.485
2 1/2	7.315	40	6.271	30.886	0.2298	0.1970	8.830
		80	5.900	27.340		0.1853	11.414
3	8.890	40	7.793	47.698	0.2793	0.2448	11.280
		80	7.387	42.626		0.2314	15.327
4	11.430	40	10.226	82.130	0.3591	0.3213	16.070
		80	9.718	74.173		0.3053	22.320
6	16.827	40	15.405	186.388	0.5286	0.4840	28.27
		80	14.633	168.173		0.4597	42.56
8	21.907	40	20.272	322.763	0.6882	0.6369	42.56
		80	19.367	294.588		0.6084	64.58
10	27.305	40	25.451	508.745	0.8678	0.7996	60.27
		80	24.766	481.690		0.7780	81.56
12	32.385	30	30.709	740.7	1.0174	0.9647	85.18
		20	33.655	889.8		1.1108	81.25
14	35.56	30	38.735	1178.4	1.2767	1.2170	93.15
		20	43.815	1507.8		1.4363	108.18
16	40.64	20	46.895	1877.7	1.5960	1.5360	118.96
		10	53.975	2288.1		1.7565	125.00
20	50.80	20	59.055	2739.1	1.9150	1.8553	140.9
		10					

ANNEXE I.21

ANNEXE II

- ANNEXE II.1 : Exigences du fournisseur sur les produits de notre unité ;
- ANNEXE II.2 : Calcul de la DTLM
- ANNEXE II.3 : Calcul de coefficient de transfert de chaleur global ;
- ANNEXE II.4 : Résultat de la simulation pour l'aérocondenseur avec ACOL ;
- ANNEXE II.5 : Résultats de la simulation avec HYSYS.

Exigences du fournisseur sur les produits de notre unité :

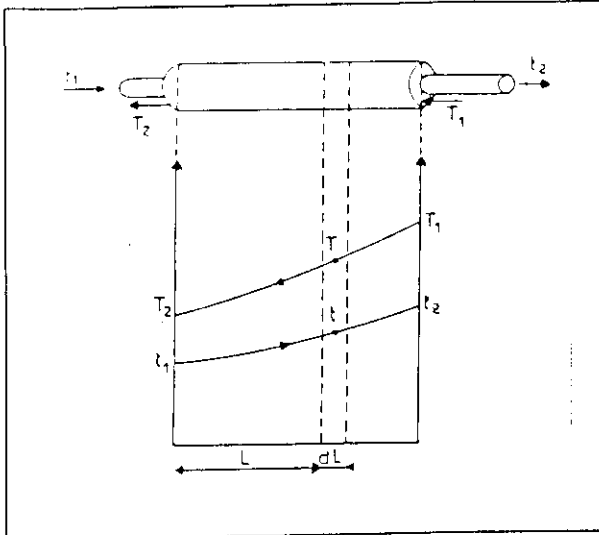
Constituants	% Molaire
Propane	2,5 % max.
Isobutane	95 % min.
n-Butane	2,5 % max.

Température : 38 °C.

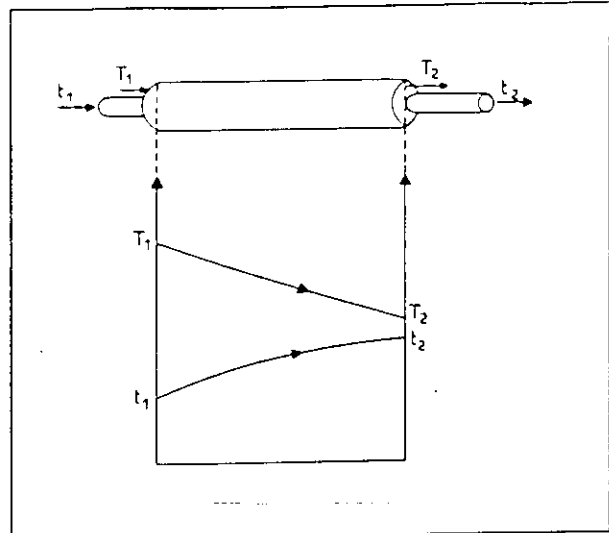
Pression : 8 bar.

Production d'isobutane : 12 ton / jour.

ANNEXE II.1 : Exigences du fournisseur sur
les produits de notre unité



DTLM pour un contre courant



DTLM pour un courant parallèle

DTLM : différence de température logarithmique moyenne défini par la relation :

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

Avec :

1) Contre courant : $\Delta t_1 = T_1 - t_2$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

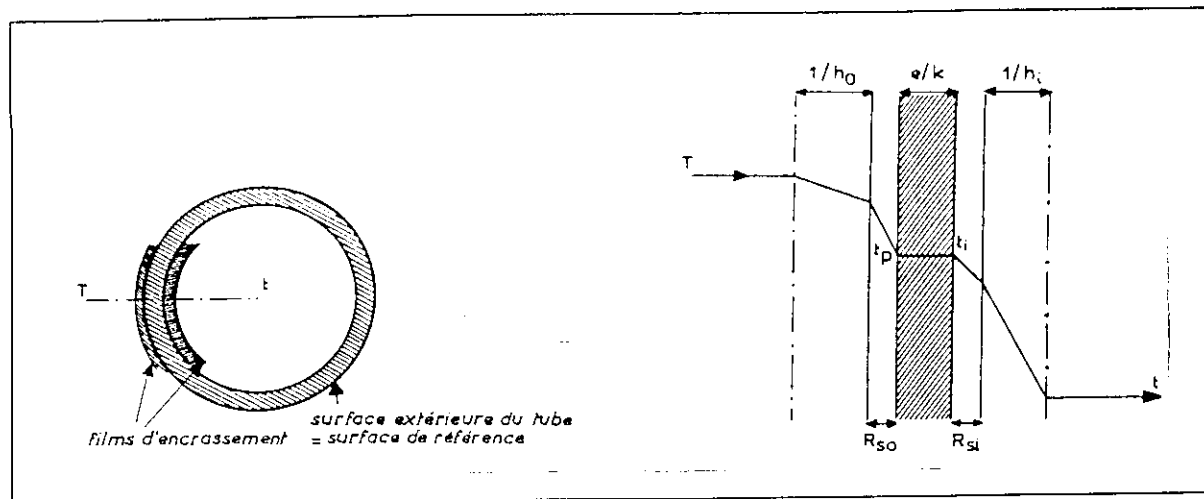
2) Courant parallèle : $\Delta t_1 = T_1 - t_1$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_2$$

T : température du fluide chaud (°C).

t : température du fluide froid (°C).

ANNEXE II.2 : Calcul de la DTLM



ANNEXE II.3 : Résistance au transfert pour le calcul du coefficient de transfert global

Avec :

$R_0 = 1/h_0$: résistance dans le fluide à l'extérieur du tube, égale à l'inverse du coefficient de film externe ;

R_{S0} : résistance due au film d'encrassement déposé sur l'extérieur du tube ;

R_t : résistance due à la paroi métallique du tube (souvent négligeables) ;

R_{Si} : résistance due au film d'encrassement déposé à l'intérieur du tube ;

$R_i = 1/h_i$: : résistance dans le fluide à l'intérieur du tube, égale à l'inverse du coefficient de film interne.

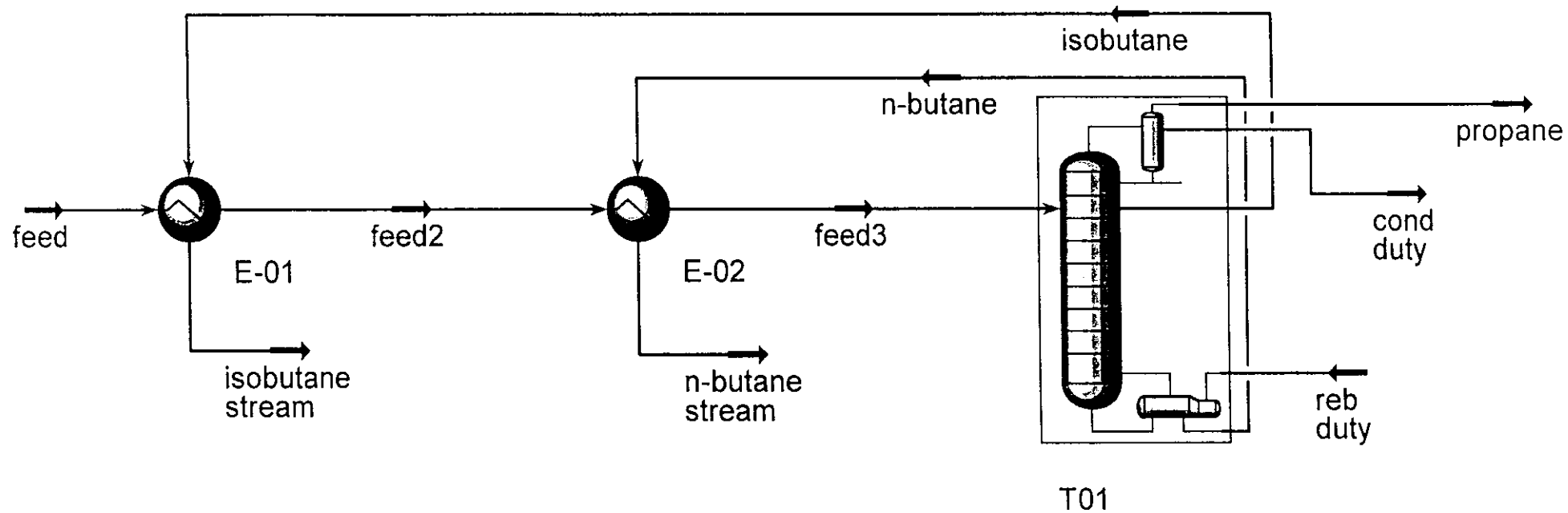
Remarque : pour ramener tous les coefficients à la même surface de référence (surface externe), il faut multiplier les résistances interne (R_{Si} , R_i) par le rapport des diamètres externes et internes (d_0/d_i)

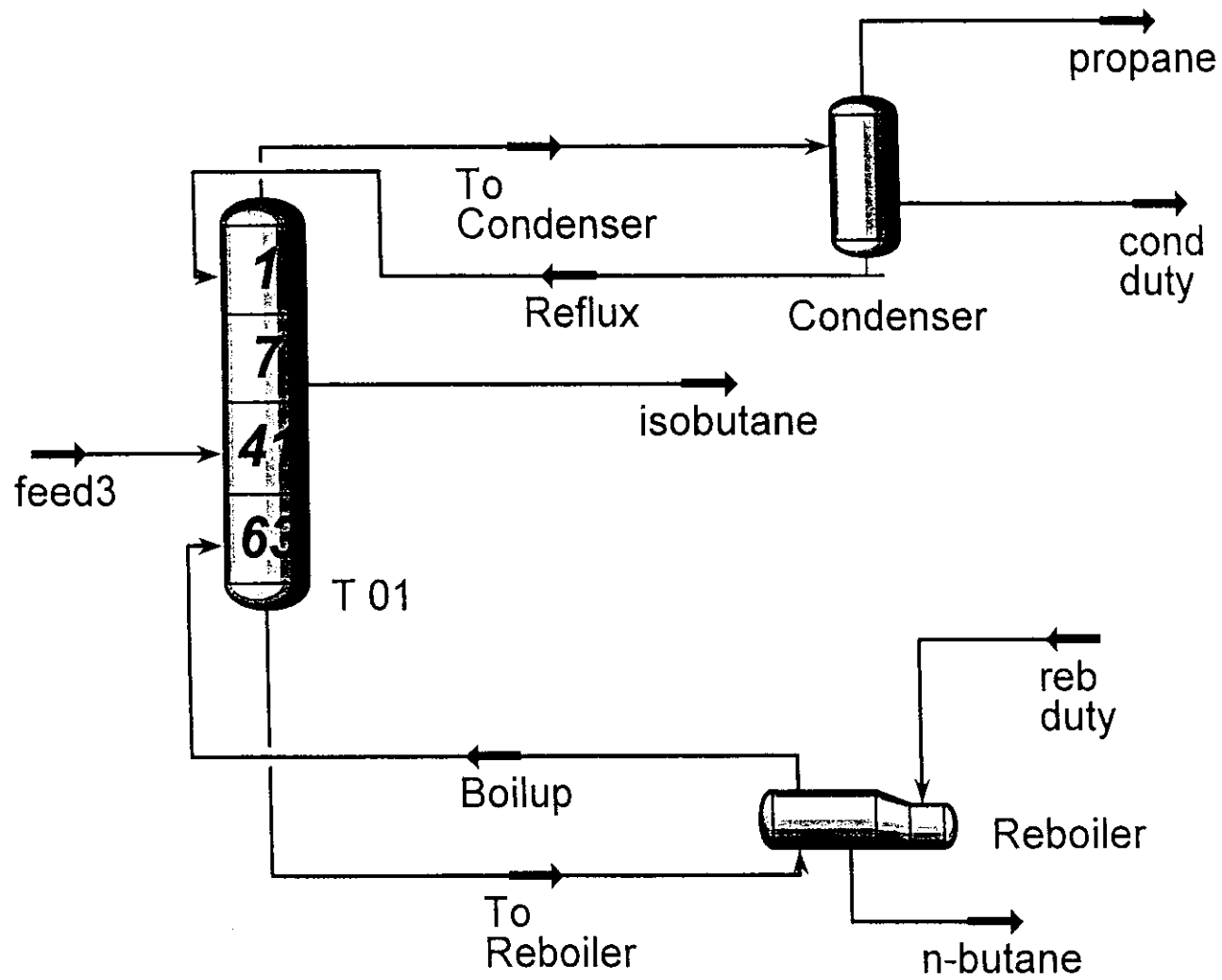
ANNEXE II.4 : ACOL

CROSSFLOW HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET

1	Customer	SONATRACH		Item No.	AE-100	
2	Plant Location	GNL SKIKDA		Purch.Inq.No.		
3	Service of Unit	Overhead Condenser		Purch.Ord.No.		
4	Size of Unit	9.346 x 5.116	m	Type	Forced Draught (Default)	
5	Total Extended Surface Area	5849	m ²	Bare Tube Area/Bundle	246.6	m ² Area Ratio 23.72
6	Heat Exchanged	2110	kW	MTD,Effective	15.02	°C
7	Transfer Rate - Finned Tube	24.02		Bare Tube,Service	569.7	Clean 769.5 W/m ² K
8	PERFORMANCE DATA - TUBE SIDE					
9	Fluid Name			Lethal Service(Yes)(No)	IN	OUT
10	Mass Flow,Input/Calc.	25520	25520	kg/h	Density,Liq/Vap	kg / m ³ 484.9 26.91 487.1 25.47
11		IN	OUT		Sp.Ht.Cp.,Liq/Vap	kJ/kg K 2.86 2.189 2.836 2.161
12	Temp.,Input/Calc. °C	62.3139962	55.99001	56.	Viscosity,Liq/Vap	centipoise 0938 .0093 .0948 .0092
13	Liquid	kg/h	25520		Cond.,Liq/Vap	W/m K .0827 .0213 .0846 .0209
14	Vapour	kg/h ,mw	25520		(Pour)(Freeze) Pt.	°C
15	Noncond	kg/h ,mw			Bubble Pt.	°C
16	Steam	kg/h			Latent Heat	kJ/kg 277.1
17	Water	kg/h			Press.Dp,Allow/Calc	bar .3 .2575
18	Pressure	bar(abs)	11		Fouling resist(id)	m ² K/W! .0002
19	PERFORMANCE DATA - AIR SIDE					
20	Mass Flow,Input/Calc.	760000	760000	kg/h	Altitude above Sea Level	10 m
21	Volume Flow/Fan	93.14		m ³ /s	Temperature In (Design Dry Bulb)	38 °C
22	Static Pressure	537.5		Pa	Temperature Out	48 °C
23	Face Velocity	4.083	act.	m/s	Mass Vel.(net free area)	4.627 kg/s m ² Min.Design Ambient °C
24	DESIGN - MATERIALS - CONSTRUCTION					
25	Design Pressure	bar(abs)	Test Pressure	bar(abs)	Design Temperature	°C
26	TUBE BUNDLE	HEADER, Type Plug			TUBE, Material	Carbon Steel (Default)
27	Size	9.144 x 4.964	m	Material	(Seamless)(Welded)	
28	No./Bay	1	No.of Rows	4	No.Passes	3 Slope 0 deg
29	ACOL Bundle Type	4			Plug Material	OD 25.4 mm ID 19.86 mm
30	Bundles	In Par.	In Ser.		Gasket Material	No./Bundle 338 Length 9144 mm
31	Bays	In Par.	In Ser.		Corrosion Allowance	Trans.Pitch 58.4000h deg
32	Bundle Frame				No.,Size Inlet Nozz.	2 87.84 mm Material Aluminium 3303 (Default)
33	MISCELLANEOUS				No.,Size Outlet Nozz.	2 66.64 mm OD 57.16 mm Thick .68 mm
34	Struct.Mount.(Grade)(Pipewrk)				Special Nozzles	No. /m 433 Fin Des.Temp °C
35	Surface Preperation				Rating & Facing	Code- Stamp(Y/N)
36	Louvres	Auto	Manual		T1 P1	SPECS.
37	Vibration Switches				Chemical Cleaning	
38	MECHANICAL EQUIPMENT					
39	Fan,Mfr.& Model	DRIVER,Type			SPEED REDUCER,Type	
40	rev/min *	No./Bay	2	Mfr.	Mfr.& Model	
41	Dia. * mm	No.Blades		No./Bay	kW	/Driver No./Bay
42	Pitch Adj	Auto	Angle	rev/min	AGMA Rating Ratio	
43	Material,Blade	Hub		Enclosure	Support(Structure)(Pedestal)	
44	/Fan,Des	Min.Amb		Volt;Phase;Cycl		
45	Control Action on Air Failure-Fan Pitch(Min)(Max)(Lockup)			No louvres (Default) (Open)(Close)(Lockup)		
46	Degree Control of Outlet Process Temperature (Maximum Cooling) ()					
47	Recirculation (None)(Int.)(Ext.Over Side)(Ext.Over End)			Steam Coil No (Default)		
48	Notes:					
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56	Plot Area	Proposal Drq.No.	Weight-Bundle	Shipping		
57						

ANNEXE II.5 : HYSYS





1		Case Name: D:\CPP.hsc
2		
3	AGBC	Unit Set: NewUser
4	Calgary, Alberta	Date/Time: Tue Jun 18 07:13:48 2002
5	CANADA	

Distillation: T100 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream		
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
reb stream	Reboiler	
feed	41 Main TS	Heat Exchanger E-02
Outlet Stream		
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
cond stream	Condenser	
liquid outlet	Reboiler	Heat Exchanger E-02
isobutane	7 Main TS	Heat Exchanger E-01
propane	Condenser	

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
25	Reflux Ratio	0.9700 *	624.5	642.8	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On
26	Comp Fraction	0.9806 *	0.9806	2.285e-005	1.000e-002 *	1.000e-003 *	On	On
27	Temperature	89.30 C *	89.30 C	-1.009e-008	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On
28	Temperature - 2	56.00 C *	56.00 C	-9.404e-009	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On
29	Comp Recovery	0.7800 *	0.9078	6.701e-002	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On
30	Comp Flow	12.00 tonne/d *	15.25 tonne/d	0.2705	1.000e-002 *	2.400e-002 tonne/d *	Off	On
31	Liquid Flow	46.20 m3/h *	46.20 m3/h	9.428e-005	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

37	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	--
----	--------	-----------	-------------	-------	-----------------------	----

Comp Fraction

40	Stage:		Flow Basis:	Mole Fraction	Phase:	Liquid
41	Components:			i-Butane		

Temperature

44	Stage:	Reboiler				
----	--------	----------	--	--	--	--

Temperature - 2

47	Stage:	Condenser				
----	--------	-----------	--	--	--	--

Comp Recovery

50	Draw:	isobutane	Flow Basis:	Molar		
51	Components:			i-Butane		

Comp Flow

54	Draw:	isobutane	Flow Basis:	Mass	Phase:	Liquid
55	Components:			i-Butane		

Liquid Flow

58	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Volume	Liquid Specification:	--
----	--------	-----------	-------------	--------	-----------------------	----

User Variables

PROPERTIES

Properties : feed

	Overall	Liquid Phase	
55	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
56	Temperature: (C)	50.00	50.00
57	Pressure: (kPa)	1800	1800
58	Molar Flow (kgmole/h)	30.00	30.00
59	Mass Flow (tonne/d)	41.72	41.72
60	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.031	3.031
61	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.465e+005	-1.465e+005
62	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2528	-2528

Distillation: T100 @Main (continued)

Properties : feed				
		Overall	Liquid Phase	
11	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	81.48	81.48	
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.406	1.406	
13	Heat Flow (kcal/h)	-1.050e+006	-1.050e+006	
14	Molar Density (kgmole/m3)	9.244	9.244	
15	Mass Density (API)	132.1	132.1	
16	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	575.1	575.1	
17	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.4	151.4	
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.613	2.613	
19	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	7.021e-002	7.021e-002	
20	Viscosity (mP)	1.318	1.318	
21	Surface Tension (dyne/cm)	8.315	8.315	
22	Molecular Weight	57.95	57.95	
23	Z Factor	7.247e-002	7.247e-002	

Properties : liquid outlet				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
27	Temperature: (C)	89.30	89.30	89.30
28	Pressure: (kPa)	1245	1245	1245
29	Molar Flow (kgmole/h)	18.10	0.0000	18.10
30	Mass Flow (tonne/d)	25.28	0.0000	25.28
31	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.808	0.0000	1.808
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.381e+005	-1.219e+005	-1.381e+005
33	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2373	-2096	-2373
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	82.09	127.1	82.09
35	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.411	2.186	1.411
36	Heat Flow (kcal/h)	-5.974e+005	0.0000	-5.974e+005
37	Molar Density (kgmole/m3)	8.323	0.5408	8.323
38	Mass Density (API)	160.1	4358	160.1
39	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	584.0	583.7	584.0
40	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	181.9	129.9	181.9
41	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.126	2.234	3.126
42	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.942e-002	2.021e-002	5.942e-002
43	Viscosity (mP)	0.9508	9.680e-002	0.9508
44	Surface Tension (dyne/cm)	4.998	---	4.998
45	Molecular Weight	58.19	58.16	58.19
46	Z Factor	4.964e-002	0.7640	4.964e-002

Properties : isobutane				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
49	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
50	Temperature: (C)	72.29	72.29	72.29
51	Pressure: (kPa)	1154	1154	1154
52	Molar Flow (kgmole/h)	11.15	0.0000	11.15
53	Mass Flow (tonne/d)	15.51	0.0000	15.51
54	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.150	0.0000	1.150
55	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.467e+005	-1.310e+005	-1.467e+005
56	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2531	-2264	-2531
57	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	107.9	153.1	107.9
58	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.861	2.646	1.861
59	Heat Flow (kcal/h)	-3.909e+005	0.0000	-3.909e+005
60	Molar Density (kgmole/m3)	8.324	0.5214	8.324
61	Mass Density (API)	161.2	4549	161.2
62	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	562.6	562.2	562.6
63	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	173.1	123.5	173.1
64	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.986	2.134	2.986
65	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.816e-002	1.863e-002	5.816e-002
66	Viscosity (mP)	1.062	9.456e-002	1.062
67	Surface Tension (dyne/cm)	4.978	---	4.978
68	Molecular Weight	57.97	57.86	57.97
69	Z Factor	4.828e-002	0.7708	4.828e-002

Properties : propane				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
72	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	

Distillation: T100 @Main (continued)

Properties : propane				
		Overall	Vapour Phase	
11	Temperature: (C)	56.00	56.00	
12	Pressure: (kPa)	1100	1100	
13	Molar Flow (kgmole/h)	0.7505	0.7505	
14	Mass Flow (tonne/d)	0.9327	0.9327	
15	Liquid Volume Flow (m3/h)	7.206e-002	7.206e-002	
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.195e+005	-1.195e+005	
17	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2307	-2307	
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	153.0	153.0	
19	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.955	2.955	
20	Heat Flow (kcal/h)	-2.143e+004	-2.143e+004	
21	Molar Density (kgmole/m3)	0.5053	0.5053	
22	Mass Density (API)	5266	5266	
23	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	541.7	541.7	
24	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	105.7	105.7	
25	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.040	2.040	
26	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	1.798e-002	1.798e-002	
27	Viscosity (mP)	9.263e-002	9.263e-002	
28	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
29	Molecular Weight	51.78	51.78	
30	Z Factor	0.7955	0.7955	

31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	
71	
72	

Distillation: col @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
reb stream	Reboiler		
feed	41 Main TS	Heat Exchanger	E-100
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
cond stream	Condenser		
liquid outlet	Reboiler	Heat Exchanger	E-100
isobutane	7 Main TS	Heat Exchanger	E-101
propane	Condenser		

MONITOR

Specifications Summary									
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used	
Reflux Ratio	150.0 *	144.2	-3.882e-002	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On	Off	
Comp Fraction	0.9778 *	0.9778	1.463e-005	1.000e-002 *	1.000e-003 *	On	On	On	
Temperature	89.30 C *	89.30 C	5.095e-009	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On	
Temperature - 2	56.00 C *	56.00 C	-2.069e-008	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On	
Comp Recovery	0.7800 *	0.7988	1.044e-002	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On	Off	
Comp Flow	12.00 tonne/d *	13.87 tonne/d	0.1559	1.000e-002 *	2.400e-002 tonne/d *	Off	On	Off	
Liquid Flow	46.20 m3/h *	46.14 m3/h	-1.359e-003	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off	

SPECS

Column Specification Parameters									
Reflux Ratio									
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	—				
Comp Fraction									
Stage:		Flow Basis:	Mole Fraction	Phase:	Liquid				
Components:	i-Butane								
Temperature									
Stage:	Reboiler								
Temperature - 2									
Stage:	Condenser								
Comp Recovery									
Draw:	isobutane	Flow Basis:	Molar						
Components:	i-Butane								
Comp Flow									
Draw:	isobutane	Flow Basis:	Mass	Phase:	Liquid				
Components:	i-Butane								
Liquid Flow									
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Volume	Liquid Specification:	—				

User Variables

PROPERTIES

Properties : feed				
		Overall	Liquid Phase	
Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000	
Temperature:	(C)	50.00	50.00	
Pressure:	(kPa)	1800	1800	
Molar Flow	(kgmole/h)	32.15	32.15	
Mass Flow	(tonne/d)	44.34	44.34	
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.232	3.232	
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.455e+005	-1.455e+005	
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2531	-2531	

Distillation: col @Main (continued)

Properties : feed				
		Overall	Liquid Phase	
10				
11	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	83.13	83.13	
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.447	1.447	
13	Heat Flow (kcal/h)	-1.118e+006	-1.118e+006	
14	Molar Density (kgmole/m3)	9.284	9.284	
15	Mass Density (API)	133.2	133.2	
16	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	573.3	573.3	
17	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	150.8	150.8	
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.624	2.624	
19	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	7.017e-002	7.017e-002	
20	Viscosity (mP)	1.299	1.299	
21	Surface Tension (dyne/cm)	8.167	8.167	
22	Molecular Weight	57.46	57.46	
23	Z Factor	7.216e-002	7.216e-002	

Properties : liquid outlet				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
24				
25				1.0000
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	89.30
27	Temperature: (C)	89.30	89.30	1245
28	Pressure: (kPa)	1245	1245	18.73
29	Molar Flow (kgmole/h)	18.73	0.0000	26.17
30	Mass Flow (tonne/d)	26.17	0.0000	1.871
31	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.871	0.0000	-1.381e+005
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.381e+005	-1.219e+005	-2373
33	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2373	-2096	82.12
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	82.12	127.2	1.411
35	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.411	2.186	-6.183e+005
36	Heat Flow (kcal/h)	-6.183e+005	0.0000	8.323
37	Molar Density (kgmole/m3)	8.323	0.5408	160.1
38	Mass Density (API)	160.1	4358	584.0
39	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	584.0	583.6	181.9
40	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	181.9	129.9	3.126
41	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.126	2.234	5.942e-002
42	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.942e-002	2.021e-002	0.9509
43	Viscosity (mP)	0.9509	9.680e-002	4.997
44	Surface Tension (dyne/cm)	4.997	—	58.20
45	Molecular Weight	58.20	58.16	4.964e-002
46	Z Factor	4.964e-002	0.7640	

Properties : isobutane				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
47				
48				1.0000
49	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	72.16
50	Temperature: (C)	72.16	72.16	1154
51	Pressure: (kPa)	1154	1154	10.17
52	Molar Flow (kgmole/h)	10.17	0.0000	14.14
53	Mass Flow (tonne/d)	14.14	0.0000	1.049
54	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.049	0.0000	-1.467e+005
55	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.467e+005	-1.308e+005	-2532
56	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2532	-2264	107.9
57	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	107.9	153.2	1.863
58	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.863	2.651	-3.565e+005
59	Heat Flow (kcal/h)	-3.565e+005	0.0000	8.331
60	Molar Density (kgmole/m3)	8.331	0.5215	161.1
61	Mass Density (API)	161.1	4554	562.5
62	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	562.5	562.0	173.0
63	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	173.0	123.3	2.985
64	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.985	2.134	5.821e-002
65	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.821e-002	1.863e-002	1.062
66	Viscosity (mP)	1.062	9.456e-002	4.983
67	Surface Tension (dyne/cm)	4.983	—	57.93
68	Molecular Weight	57.93	57.79	4.826e-002
69	Z Factor	4.826e-002	0.7710	

Properties : propane				
		Overall	Vapour Phase	
70				
71				
72	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	

Distillation: col @Main (continued)

Properties : propane

		Overall	Vapour Phase
11	Temperature: (C)	56.00	56.00
12	Pressure: (kPa)	1100	1100
13	Molar Flow (kgmole/h)	3.246	3.246
14	Mass Flow (tonne/d)	4.034	4.034
15	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.3116	0.3116
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.195e+005	-1.195e+005
17	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2307	-2307
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	153.0	153.0
19	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.955	2.955
20	Heat Flow (kcal/h)	-9.270e+004	-9.270e+004
21	Molar Density (kgmole/m3)	0.5053	0.5053
22	Mass Density (API)	5266	5266
23	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	541.7	541.7
24	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	105.7	105.7
25	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.040	2.040
26	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	1.798e-002	1.798e-002
27	Viscosity (mP)	9.263e-002	9.263e-002
28	Surface Tension (dyne/cm)	—	—
29	Molecular Weight	51.78	51.78
30	Z Factor	0.7955	0.7955

31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72

Distillation: T01 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
reb stream	Reboiler		
feed3	41 Main TS	Heat Exchanger	E-02
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
cond stream	Condenser		
liquid outlet	Reboiler	Heat Exchanger	E-02
isobutane	7 Main TS	Heat Exchanger	E-01
propane	Condenser		

MONITOR

Specifications Summary									
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used	
Reflux Ratio	120.0 *	115.8	-3.461e-002	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On	Off	
Comp Fraction	0.9700 *	0.9700	8.725e-005	1.000e-002 *	1.000e-003 *	On	On	On	
Temperature	89.30 C *	89.30 C	8.626e-008	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On	
Temperature - 2	56.00 C *	56.00 C	6.511e-008	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On	
Comp Recovery	0.7800 *	0.7914	6.387e-003	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On	Off	
Comp Flow	12.00 tonne/d *	15.44 tonne/d	0.2864	1.000e-002 *	2.400e-002 tonne/d *	Off	On	Off	
Liquid Flow	32.10 m3/h *	46.21 m3/h	0.4397	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off	

SPECS

Column Specification Parameters									
Reflux Ratio									
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	CRP				
Comp Fraction									
Stage:		Flow Basis:	Mole Fraction	Phase:	Liquid				
Components:	i-Butane								
Temperature									
Stage:	Reboiler								
Temperature - 2									
Stage:	Condenser								
Comp Recovery									
Draw:	isobutane	Flow Basis:	Molar						
Components:	i-Butane								
Comp Flow									
Draw:	isobutane	Flow Basis:	Mass	Phase:	Liquid				
Components:	i-Butane								
Liquid Flow									
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Volume	Liquid Specification:	CRP				

User Variables

PROPERTIES

Properties : feed3				
		Overall	Liquid Phase	
Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000	
Temperature:	(C)	50.00	50.00	
Pressure:	(kPa)	1300	1300	
Molar Flow	(kgmole/h)	39.95	39.95	
Mass Flow	(tonne/d)	55.06	55.06	
Liquid Volume Flow	(m3/h)	4.009	4.009	
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.451e+005	-1.451e+005	
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2527	-2527	

Distillation: T01 @Main (continued)

Properties : feed3

		Overall	Liquid Phase	
11	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	81.65	81.65	
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.422	1.422	
13	Heat Flow (kcal/h)	-1.386e+006	-1.386e+006	
14	Molar Density (kgmole/m3)	9.272	9.272	
15	Mass Density (API)	133.7	133.7	
16	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	574.0	574.0	
17	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.5	151.5	
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.637	2.637	
19	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	7.042e-002	7.042e-002	
20	Viscosity (mP)	1.296	1.296	
21	Surface Tension (dyne/cm)	8.230	8.230	
22	Molecular Weight	57.43	57.43	
23	Z Factor	5.218e-002	5.218e-002	

Properties : liquid outlet

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
25				
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
27	Temperature: (C)	89.30	89.30	89.30
28	Pressure: (kPa)	1245	1245	1245
29	Molar Flow (kgmole/h)	24.49	0.0000	24.49
30	Mass Flow (tonne/d)	34.17	0.0000	34.17
31	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.444	0.0000	2.444
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.379e+005	-1.217e+005	-1.379e+005
33	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2372	-2094	-2372
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	81.19	126.3	81.19
35	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.397	2.172	1.397
36	Heat Flow (kcal/h)	-8.072e+005	0.0000	-8.072e+005
37	Molar Density (kgmole/m3)	8.331	0.5408	8.331
38	Mass Density (API)	160.1	436.1	160.1
39	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	583.9	583.8	583.9
40	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	181.8	129.8	181.8
41	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.128	2.234	3.128
42	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.946e-002	2.021e-002	5.946e-002
43	Viscosity (mP)	0.9499	9.678e-002	0.9499
44	Surface Tension (dyne/cm)	5.000	CRP	5.000
45	Molecular Weight	58.13	58.13	58.13
46	Z Factor	4.959e-002	0.7640	4.959e-002

Properties : isobutane

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
47				
48				
49	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
50	Temperature: (C)	72.21	72.21	72.21
51	Pressure: (kPa)	1154	1154	1154
52	Molar Flow (kgmole/h)	11.41	0.0000	11.41
53	Mass Flow (tonne/d)	15.86	0.0000	15.86
54	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.177	0.0000	1.177
55	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.466e+005	-1.307e+005	-1.466e+005
56	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2531	-2263	-2531
57	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	108.0	153.3	108.0
58	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.864	2.653	1.864
59	Heat Flow (kcal/h)	-3.997e+005	0.0000	-3.997e+005
60	Molar Density (kgmole/m3)	8.334	0.5213	8.334
61	Mass Density (API)	161.1	455.7	161.1
62	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	562.6	562.1	562.6
63	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	172.9	123.3	172.9
64	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.986	2.134	2.986
65	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	5.825e-002	1.863e-002	5.825e-002
66	Viscosity (mP)	1.062	9.456e-002	1.062
67	Surface Tension (dyne/cm)	4.989	CRP	4.989
68	Molecular Weight	57.92	57.77	57.92
69	Z Factor	4.824e-002	0.7711	4.824e-002

Properties : propane

		Overall	Vapour Phase	
70				
71				
72	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	

Distillation: T01 @Main (continued)

Properties : propane

		Overall	Vapour Phase
11	Temperature (C)	56.00	56.00
12	Pressure (kPa)	1100	1100
13	Molar Flow (kgmole/h)	4.047	4.047
14	Mass Flow (tonne/d)	5.029	5.029
15	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.3885	0.3885
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.195e+005	-1.195e+005
17	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2307	-2307
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	153.0	153.0
19	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.956	2.956
20	Heat Flow (kcal/h)	-1.155e+005	-1.155e+005
21	Molar Density (kgmole/m3)	0.5053	0.5053
22	Mass Density (API)	5267	5267
23	Std Liquid Mass Density (kg/m3)	541.7	541.7
24	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	105.6	105.6
25	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.040	2.040
26	Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	1.798e-002	1.798e-002
27	Viscosity (mP)	9.263e-002	9.263e-002
28	Surface Tension (dyne/cm)	CRP	CRP
29	Molecular Weight	51.77	51.77
30	Z Factor	0.7955	0.7955

31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	
69	
70	
71	
72	

Material Stream: feed2

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	4.809	4.809
Pressure: (kPa)	1350	1350
Molar Flow (kgmole/h)	39.95	39.95
Mass Flow (tonne/d)	55.06	55.06
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.009	4.009
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.515e+005	-1.515e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	60.58	60.58
Heat Flow (kcal/h)	-1.446e+006	-1.446e+006
Std Liq Volume Flow (m3/h)	3.997	3.997

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	4.809	4.809
Pressure: (kPa)	1350	1350
Actual Volume Flow (m3/h)	3.900	3.900
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2637	-2637
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.055	1.055
Molecular Weight	57.43	57.43
Molar Density (kgmole/m3)	10.24	10.24
Mass Density (API)	108.6	108.6
Std Liquid Mass Density (kg/m3)	574.0	574.0
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	129.9	129.9
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.263	2.263
Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	8.417e-002	8.417e-002
Viscosity (mP)	1.961	1.961
Surface Tension (dyne/cm)	13.33	13.33
Z Factor	5.703e-002	5.703e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Molar Volume (m3/kgmole)	9.763e-002	9.763e-002
Actual Gas Flow (ACT_m3/h)	—	—
Actual Liquid Flow (m3/s)	1.083e-003	1.083e-003
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	944.6	944.6
Std. Liquid Volume Flow (m3/h)	3.997	3.997
Watson K	13.65	13.65
Kinematic Viscosity (cSt)	0.3333	0.3333
Cp/Cv	1.285	1.285
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.627e+006	2.627e+006
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.574e+004	4.574e+004
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (kPa)	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Overall Phase						Vapour Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
Propane	1.9975	0.0500	88.0820	0.0384	0.1738	0.0434	
i-Butane	13.9822	0.3500	812.7026	0.3543	1.4462	0.3607	
n-Butane	23.9615	0.5998	1392.7400	0.6071	2.3880	0.5957	
i-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001	
n-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001	
Total	39.9492	1.0000	2294.1010	1.0000	4.0089	1.0000	

Liquid Phase						Phase Fraction	1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
Propane	1.9975	0.0500	88.0820	0.0384	0.1738	0.0434	

Material Stream: feed2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
i-Butane	13.9822	0.3500	812.7026	0.3543	1.4462	0.3607
n-Butane	23.9615	0.5998	1392.7400	0.6071	2.3880	0.5957
i-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001
n-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001
Total	39.9492	1.0000	2294.1010	1.0000	4.0089	1.0000

Material Stream: feed3

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	50.00	50.00
Pressure: (kPa)	1300	1300
Molar Flow (kgmole/h)	39.95	39.95
Mass Flow (tonne/d)	55.06	55.06
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.009	4.009
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.451e+005	-1.451e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	81.65	81.65
Heat Flow (kcal/h)	-1.386e+006	-1.386e+006
Std Liq Volume Flow (m3/h)	3.997	3.997

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	50.00	50.00
Pressure: (kPa)	1300	1300
Actual Volume Flow (m3/h)	4.309	4.309
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2527	-2527
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.422	1.422
Molecular Weight	57.43	57.43
Molar Density (kgmole/m3)	9.272	9.272
Mass Density (API)	133.7	133.7
Std Liquid Mass Density (kg/m3)	574.0	574.0
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.5	151.5
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.637	2.637
Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	7.042e-002	7.042e-002
Viscosity (mP)	1.296	1.296
Surface Tension (dyne/cm)	8.230	8.230
Z Factor	5.218e-002	5.218e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1079	0.1079
Actual Gas Flow (ACT m3/h)	—	—
Actual Liquid Flow (m3/s)	1.197e-003	1.197e-003
Std. Gas Flow (STD m3/h)	944.6	944.6
Std. Liquid Volume Flow (m3/h)	3.997	3.997
Watson K	13.65	13.65
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2433	0.2433
Cp/Cv	1.293	1.293
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.627e+006	2.627e+006
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.574e+004	4.574e+004
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (kPa)	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Overall Phase						Vapour Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
Propane	1.9975	0.0500	88.0820	0.0384	0.1738	0.0434	
i-Butane	13.9822	0.3500	812.7026	0.3543	1.4462	0.3607	
n-Butane	23.9615	0.5998	1392.7400	0.6071	2.3880	0.5957	
i-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001	
n-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001	
Total	39.9492	1.0000	2294.1010	1.0000	4.0089	1.0000	

Liquid Phase						Phase Fraction	1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
Propane	1.9975	0.0500	88.0820	0.0384	0.1738	0.0434	

Material Stream: feed3 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
i-Butane	13.9822	0.3500	812.7026	0.3543	1.4462	0.3607
n-Butane	23.9615	0.5998	1392.7400	0.6071	2.3880	0.5957
i-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001
n-Pentane	0.0040	0.0001	0.2882	0.0001	0.0005	0.0001
Total	39.9492	1.0000	2294.1010	1.0000	4.0089	1.0000

Material Stream: isobutane stream

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	36.00	36.00
Pressure: (kPa)	1104	1104
Molar Flow (kgmole/h)	11.41	11.41
Mass Flow (tonne/d)	15.86	15.86
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.177	1.177
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.523e+005	-1.523e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	90.57	90.57
Heat Flow (kcal/h)	-4.153e+005	-4.153e+005
Std Liq Volume Flow (m3/h)	1.175	1.175

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	36.00	36.00
Pressure: (kPa)	1104	1104
Actual Volume Flow (m3/h)	1.228	1.228
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2629	-2629
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.564	1.564
Molecular Weight	57.92	57.92
Molar Density (kgmole/m3)	9.290	9.290
Mass Density (API)	130.9	130.9
Std Liquid Mass Density (kg/m3)	562.6	562.6
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	145.6	145.6
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.513	2.513
Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	7.060e-002	7.060e-002
Viscosity (mP)	1.495	1.495
Surface Tension (dyne/cm)	8.723	8.723
Z Factor	4.625e-002	4.625e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1076	0.1076
Actual Gas Flow (ACT m3/h)	—	—
Actual Liquid Flow (m3/s)	3.411e-004	3.411e-004
Std. Gas Flow (STD m3/h)	269.7	269.7
Std. Liquid Volume Flow (m3/h)	1.175	1.175
Watson K	13.82	13.82
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2779	0.2779
Cp/Cv	1.292	1.292
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.644e+006	2.644e+006
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.565e+004	4.565e+004
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (kPa)	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Overall Phase							Vapour Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Propane	0.1656	0.0145	7.3025	0.0111	0.0144	0.0122		
i-Butane	11.0661	0.9700	643.2065	0.9734	1.1446	0.9728		
n-Butane	0.1766	0.0155	10.2668	0.0155	0.0176	0.0150		
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Total	11.4083	1.0000	660.7757	1.0000	1.1766	1.0000		

Liquid Phase							Phase Fraction	1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Propane	0.1656	0.0145	7.3025	0.0111	0.0144	0.0122		

Material Stream: isobutane stream (continued)

 Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)					Phase Fraction		1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
i-Butane	11.0661	0.9700	643.2065	0.9734	1.1446	0.9728	
n-Butane	0.1766	0.0155	10.2668	0.0155	0.0176	0.0150	
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Total	11.4083	1.0000	660.7757	1.0000	1.1766	1.0000	

Material Stream: n-butane stream

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng Robinson

CONDITIONS			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (C)	23.55	23.55	
Pressure: (kPa)	1195	1195	
Molar Flow (kgmole/h)	24.49	24.49	
Mass Flow (tonne/d)	34.17	34.17	
Liquid Volume Flow (m3/h)	2.444	2.444	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.482e+005	-1.482e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	49.93	49.93	
Heat Flow (kcal/h)	-8.676e+005	-8.676e+005	
Std Liq Volume Flow (m3/h)	2.438	2.438	

PROPERTIES			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (C)	23.55	23.55	
Pressure: (kPa)	1195	1195	
Actual Volume Flow (m3/h)	2.471	2.471	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2550	-2550	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8590	0.8590	
Molecular Weight	58.13	58.13	
Molar Density (kgmole/m3)	9.914	9.914	
Mass Density (API)	113.5	113.5	
Std Liquid Mass Density (kg/m3)	583.9	583.9	
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	139.0	139.0	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.391	2.391	
Thermal Conductivity (Kcal/m-hr-C)	8.088e-002	8.088e-002	
Viscosity (mP)	1.664	1.664	
Surface Tension (dyne/cm)	12.06	12.06	
Z Factor	4.886e-002	4.886e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1009	0.1009	
Actual Gas Flow (ACT m3/h)	---	---	
Actual Liquid Flow (m3/s)	6.863e-004	6.863e-004	
Std. Gas Flow (STD m3/h)	579.1	579.1	
Std. Liquid Volume Flow (m3/h)	2.438	2.438	
Watson K	13.51	13.51	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2887	0.2887	
Cp/Cv	1.280	1.280	
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.660e+006	2.660e+006	
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.575e+004	4.575e+004	
Liquid Fraction	1.000	1.000	
Partial Pressure (kPa)	0.0000	0.0000	

COMPOSITION

Overall Phase							Vapour Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000
i-Butane	0.7100	0.0290	41.2680	0.0290	0.0734	0.0300		0.0300
n-Butane	23.7759	0.9707	1381.9501	0.9706	2.3695	0.9696		0.9696
i-Pentane	0.0040	0.0002	0.2882	0.0002	0.0005	0.0002		0.0002
n-Pentane	0.0040	0.0002	0.2882	0.0002	0.0005	0.0002		0.0002
Total	24.4939	1.0000	1423.7946	1.0000	2.4439	1.0000		1.0000

Liquid Phase							Phase Fraction	1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000

Case Name: D:\CRP et PIB.hsc

Unit Set: NewUser

Date/Time: Wed Jun 19 18:42:41 2002

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng Robinson

Material Stream: n-butane stream (continued)

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
i-Butane	0.7100	0.0290	41.2680	0.0290	0.0734	0.0300
n-Butane	23.7759	0.9707	1381.9501	0.9706	2.3695	0.9696
i-Pentane	0.0040	0.0002	0.2882	0.0002	0.0005	0.0002
n-Pentane	0.0040	0.0002	0.2882	0.0002	0.0005	0.0002
Total	24.4939	1.0000	1423.7946	1.0000	2.4439	1.0000