

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

11/95

وزارة التربية الوطنية

MINISTRE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT

Genie Chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة - BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

*Etude technique des équipements
de génie chimique
Application: unite de traitement de
petrole.*

Proposé par :

M BENIDDIR

Étudié par :

*DJERBAF. F.
OURDANE. F*

Dirigé par :

M M BENIDDIR

PROMOTION

Juillet 1995

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التربية الوطنية

MINISTRE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT

Genie Chimique

الطبعة الوطنية المتعددة التقييمات
المكتبة - BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

*Etude technique des équipements
de génie chimique
Application: unite de traitement de
petrole.*

Proposé par :

M BENIDDIR

Etudié par :

*DJERRAF. F.
OURDANE. F*

Dirigé par :

M M BENIDDIR

PROMOTION

Juillet 1995

E. N. P 10, Avenue Hassen Badi - EL-HARRACH - ALGER

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

DEDICACES

A MES CHERS PARENTS POUR LEUR
PATIENCE ET LEURS ENCOUAGEMENTS

A MES FRERES ET SOEURS

A SAIDA

A TOUTE MA FAMILLE ET MES AMIS

JE DEDIE CE MODESTE TRAVAIL .

FATIHA

A LA MEMOIRE DE MON PERE

A MA MERE

A MES FRERES ET SOEURS

A TOUS CE QUI ME SONT CHERS

JE DEDIE CE MODESTE TRAVAIL .

KARIMA

REMERCIEMENTS

Nous tenons a remercier vivement Mr BENIDDIR et a lui exprimer toutes nos reconnaissances d'avoir bien voulu diriger ce travail en nous faisant bénéficier de son expérience et de sa compétence.

Nous exprimons notre profonde gratitude à Mr BENYOUCEF pour l'honneur qu'il nous fait en acceptant de présider le jury ainsi qu'a tous les membres de jury qui ont accepté de participer à la critique de ce travail .

Que nos remerciements les plus sincères soient a toute l'équipe du CONDOR qui nous ont été d'un grand soutien moral en particulier à Mr YETTOU, pour ses encouragements, ses conseils et la patience dont il a fait preuve .

A tous ceux qui nous ont aidé à la mise en forme de ce travail, nous exprimons toutes notre reconnaissance et nos vifs remerciements en particulier à :

Mme Belaouane Lynda
Melle Djeraf Nora
Melle Rabhi Nadia

Enfin, que nos parents trouvent ici un témoignage de nos reconnaissances .

FERRATA

page 17 : Insistue à la place de societe

page 22 : fraction molaire à la place de
fraction moléculaire

page 23 : $\rho = 718,4625 \text{ kg/m}^3$
 b_m à la place de v_m
 $b_m = \sum x_i b_i$

page 25 : 6 et 1,5 inch

SOMMAIRE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Introduction	1
CHAPITRE I - DESCRIPTION DU PROCÉDE DE STABILISATION	3
I-1 . Unité de stabilisation du pétrole brut	4
I-2 . Description du procédé	5
I-3 . Les principaux équipements du procédé	7
CHAPITRE II- NOTION DE BASES SUR ASPEN PLUS	16
II-1. Généralités sur ASPEN PLUS	17
II-2. Modélisation par ASPEN PLUS	18
II-3. Présentation du langage d'ASPEN PLUS	21
II-4. Résultats de la simulation	24
CHAPITRE III- DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS	27
III-1. Dimensionnement de la colonne de stabilisation	28
III-2. Dimensionnement des séparateurs	32
III-3. Dimensionnement des échangeurs de chaleurs	51
III-4. Dimensionnement du rebouilleur	52
III-5. Dimensionnement des aéroréfrigérants	53
III-6. Dimensionnement de la pompe d'expédition	61

CHAPITRE IV- ESTIMATION DU PROCEDE	66
IV-1 Généralités	67
IV-2 Estimation du projet	67
IV-3 La méthode d'estimation	69
IV-4 Estimation des équipements principaux	70
IV-5 Estimation des équipements secondaires	75
IV-6 Estimation du coût du montage et du génie -civil	77
IV-7 Estimation du montant des frais indirects	81
IV-8 Estimation des frais d'engineering	85
IV-9 Conclusion	87
CONCLUSION	88
ANNEXE	

NOMENCLATURE

ABREVIATIONS

GOR : gaz - oil- ratio
Hc : Hydrocarbure
SpGr : Densité
T.V.R : Tension de vapeur reid
w : Eau

UNITES

B.T.U : British thermal unite
CP : Centipoise
DA : Dinars Algerien
F : Degré Fahrenheit
ft : Foot
G.P.M : Gallon par mètre
h : Heure
HP : Horsepower
in : Inch
J : Jour
kcal : Kilocalorie
kg : Kilomètre
kw : Kilowatt
m : Mètre
MMBTU/h : Million BTU/h
S : Seconde
\$: Dollars
T : Tonne
TS₁ : 0.5 m
TS₂ : 0.61 m

INTRODUCTION

LE PETROLE OCCUPE AUJOURD'HUI UNE PLACE PRIMORDIALE DANS LE BILAN ENERGETIQUE DES PAYS INDUSTRIALISES. EN EFFET, LE DEVELOPPEMENT DE LA CHIMIE MODERNE DEMONTRE TRES LARGEMENT QU'IL EST LA MATIERE PREMIERE DE CHOIX POUR LA SYNTHESE DE LA PLUSPART DES PRODUITS CHIMIQUES DE GRANDE CONSOMMATION, OUTRE QU'IL EST TRES DISPONIBLE, IL EST FORME D'UNE GRANDE VARIETE DE COMPOSES PRESENTANT, TOUTES LES STRUCTURES CARBONNEES NECESSAIRES POUR LA FABRICATION DE CES PRODUITS .

EN PROVENANCE DIRECTE DES GISEMENTS, LE PETROLE EST UN COMPOSE ORGANIQUE EXTREMEMENT COMPLEXE QU'ON NE PEUT UTILISER DIRECTEMENT. DES PUIITS, IL EST DONC DIRIGE VERS DES CENTRES D'EXPLOITATION OU IL EST RENDU PROPRE A SON EXPEDITION VERS LES RAFFINERIES. ON EN EXTRAIT, TOUT D'ABORD LE GAZ ET L'EAU QU'IL CONTIENT PUIS ON PROCEDE AU DESSALAGE QUI DOIT ETRE FAIT AVANT L'OPERATION PRIMORDIALE QUI EST LA DISTILLATION A PRESSION ATMOSPHERIQUE. EN EFFET, LA PRESENCE DE SEL EST LA CAUSE DE TRES GROS INCONVENIENTS AU NIVEAU DE LA DISTILLATION. LE PRINCIPE DU DESSALAGE EST ESSENTIELLEMENT LE LAVAGE DU BRUT SALE PAR DE L'EAU DOUCE CHAUDE .

L'EXPLOITATION D'UN GISEMENT DE PETROLE NECESSITE DES INVESTISSEMENTS CONSIDERABLES .POUR CETTE RAISON, IL Y'A LIEU D'AVOIR RECOURS A DES EXPERTS QUI, GRACE A LEUR EXPERIENCE ET A LEUR FONCTION, PEUVENT DONNER UNE OPINION QUALITATIVE DE LA SITUATION .

C'EST LA SOCIETE D'ENGINEERING QUI SE VOIT CONFIER LA REALISATION DE TELS PROJETS. ELLE DOIT FOURNIR A SON CLIENT, SUIVANT DES MODALITES ET AVEC DES RESPONSABILITES VARIABLES D'UN CONTRAT A L'AUTRE, UN ENSEMBLE DE SERVICES (CALCUL ET SPECIFICATIONS DETAILLEES DES APPAREILS, IMPLANTATION DES UNITES ET INSTALLATIONS GENERALES).

DANS CE CADRE, NOUS INSERONS NOTRE TRAVAIL QUI FAIT L'OBJET D'UNE ETUDE TECHNIQUE D'UNE UNITE DE TRAITEMENT DE PETROLE AYANT UNE CAPACITE DE **3588 m³/J**

DANS CE CONTEXTE NOUS UTILISERONS LE SIMULATEUR **ASPEN PLUS** POUR MODELISER, CONCEVOIR ET OPTIMISER L'UNITE DE STABILISATION.

LA SIMULATION AINSI ETABLIE PERMET D'AVOIR LES BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR.

CES RESULTATS SERONT UTILISES POUR LE DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS DE L'UNITE, A SAVOIR : LES SEPARATEURS, LA POMPE D'EXPEDITION, LES AEROREFRIGERANTS, LES ECHANGEURS, LES CONDENSEURS, LE REBROUILLEUR, ET LA COLONNE.

ON COMPLETERA CE TRAVAIL PAR UNE ETUDE ECONOMIQUE ET CECI AFIN D'EVALUER LE PROCEDE. POUR CELA NOUS UTILISERONS LA METHODE DES FACTEURS MULTIPLICATIFS QUI DONNE UNE PRECISION DE $\pm 25 \%$.

CHAPITRE I

***DESCRIPTION DU PROCEDE
DE STABILISATION***

I-1 UNITE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT :

L'unité de stabilisation du pétrole comporte quatre sections (Fig I.1) :

- Section de séparation
- Section de compression
- Section de dessalage
- Section de stabilisation

I.1.1 SECTION DE SEPARATION :

La section de séparation est constituée d'un séparateur (100V01) triphasique (gaz - eau - Hc) qui fonctionne à haute pression (P = 30 bar)

I.1.2. SECTION DE COMPRESSION :

La section de compression est constituée de deux étages de compression comprenant chacun :

- un séparateur (400V01, 400V02).
- un compresseur (400K01, 400K02)
- un aéroréfrigérant (400EA01 ,400EA02)

I.1.3 SECTION DE DESSALAGE :

L'unité de dessalage permet d'éliminer le sel se trouvant préalablement dans le pétrole brut. Elle comporte :

- Une vanne de mélange (VAN 02)
- Un ballon dégazeur (100V03)
- un dessaleur électrostatique (100V03)

I.1.4 SECTION DE STABILISATION

La section de stabilisation comporte :

- Une colonne de stabilisation (300C01)
- Deux échangeurs de chaleur (100E01 , 100E02)
- Un aéroréfrigérant (100EA01)

I-2 DESCRIPTION DU PROCÉDE :

I.2.1 LE BUT DE LA STABILISATION :

Le but de la stabilisation est de traiter le pétrole brut provenant du gisement, de manière à obtenir une huile stabilisée conforme aux spécifications commerciales qui sont :

- Une T. V. R au stockage de 10 Psi (tension de vapeur Reid calculée à $T = 100^{\circ}\text{F}$ et $P = 1 \text{ atm}$)
- Salinité : 45-50 ppm (titrage AgNO_3 par NaCl)
- $d_{15}^4 = 0.8$

I.2.2 LE PROCÉDE DE STABILISATION :

Le pétrole provenant du gisement formé de trois phases arrive à pression et température élevées. Il subit une première séparation (vapeur - hydrocarbure - eau) dans un ballon triphasique .

Le liquide obtenu passe tout d'abord dans une unité de dessalage, puis subit un préchauffage suivi d'une détente. Il est ensuite envoyé dans une colonne de stabilisation où les différentes familles d'hydrocarbures sont séparées.

Après avoir cédé ses calories (100E01 , 100E02), le brut stabilisé est refroidi (100EA01) et envoyé vers le stockage d'où il est expédié par pompage.

Le gaz provenant de la tête de la colonne (300C01) et du séparateur (100V03) passe successivement à travers les deux étages de compression comportant chacun :

- un séparateur (400V01 - 400V02)
- un compresseur (400K01 - 400K02)
- un aéroréfrigérant (400EA01 - 400EA02)

Le gaz sortant se mélange avec le gaz provenant des séparateurs (100V02 - 100V04).

L'ensemble est envoyé vers la station de compression où il est réinjecté dans les puits afin de maintenir la pression du gisement .

I-3 LES PRINCIPAUX EQUIPEMENTS DU PROCÉDE :

I.3.1 LES RECIPIENTS SOUS PRESSION :

Par récipient sous pression, on entend tout système comportant une virole avec fonds renfermant des internes . Ce sont donc les différents types de colonnes et de ballons qui sont destinés à séparer un mélange en deux ou plusieurs produits auxquels des spécifications auront été imposées.

A - LES COLONNES A PLATEAUX :

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

La réalisation du contact liquide vapeur à contre courant est effectuée sur des plateaux horizontaux portant des orifices, où la vapeur montante rencontre un courant descendant de liquide plus froid .

Plusieurs types de plateaux existent, parmi lesquels nous citerons :

- Les plateaux à calottes
- Les plateaux à clapets
- Les plateaux perforés sans deversoir

A-1 Les plateaux à calottes :

Ils donnent une efficacité de contact plus ou moins bonne. Leur qualité prédominante est leur faculté d'adaptation sur une très large échelle aux variations des débits liquide et vapeur.

A-2 Les plateaux à clapets :

Ce sont des plateaux perforés dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur.

A-3 Les plateaux perforés sans deversoir :

Dans ces plateaux, le niveau liquide correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les orifices. Leur efficacité reste bonne tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par calcul.

Notre choix, se porte sur les plateaux à clapets qui présentent les meilleures capacité et efficacité.

Les bilans massiques et thermiques, associés aux équations d'équilibre de chaque étage, permettent de fixer les températures, les pressions et les débits et ceci aux différents niveaux de la colonne, ainsi que le nombre d'étages théoriques et les quantités de chaleur à mettre en oeuvre pour obtenir le fractionnement spécifié.

L'hydrodynamique du plateau fixera le diamètre de la colonne, l'espacement entre plateaux, la perte de charge ainsi que la souplesse de fonctionnement, c'est à dire, les débits liquide et vapeur minimaux et maximaux autorisés, correspondant au domaine de stabilisation du plateau.

L'efficacité globale établira le rapport entre les plateaux théoriques et les plateaux réels à prévoir, autrement dit la hauteur de la colonne.

Le choix de la pression de service, la corrosivité des produits ainsi que divers contraintes imposeront l'épaisseur des viroles et le choix de l'acier à utiliser.

B - LES SEPARATEURS :

Un séparateur est constitué de quatre parties distinctes et ce indépendamment de sa forme ou de sa configuration.

- La première section dans laquelle une séparation primaire du liquide et du gaz est effectuée, est appelée section de séparation centrifuge. Elle est utilisée pour collecter la plus grande portion de liquide contenue dans l'alimentation. Ce dernier est projeté contre un cylindre appelé cyclone ou encore contre un deflecteur.

A ce niveau on a la force centrifuge = $500 \times$ force de gravité.

Le déplacement horizontal du liquide entraîné dans le courant gazeux, est alors arrêté. Les gouttelettes liquides sont recueillies au fond du séparateur et dans la deuxième section.

- La deuxième section dans laquelle la turbulence du fluide diminue doit être de longueur (ou de hauteur) suffisante afin de permettre aux gouttelettes liquides de se séparer du courant gazeux. Ces dernières sont collectées au fond du séparateur grâce à la différence de densité entre les phases liquide et vapeur. Un compartiment est prévu pour contenir le liquide (demister).

- La troisième section est composée d'un éliminateur de brouillard qui est situé au niveau de la sortie du gaz et qui est constitué d'un empilement de fines toiles métalliques.

- La quatrième section est constituée d'un système de contrôle (vannes, jauges, régulateur) et d'un dispositif anti-vortex.

I.3.2 LES ECHANGEURS DE CHALEUR :

Sous la dénomination "équipement d'échange" sont regroupés les équipements suivants:

- Echangeur du type TEMA (tube, calandre)
- Aéroréfrigérant

A - LES ECHANGEURS (TEMA) :

Ce type d'appareil est destiné aux opérations de transfert thermique entre fluides chaud et froid.

Les échangeurs de chaleur type TEMA sont les plus répandus en raffineries. L'introduction du faisceau dans la calandre détermine parfaitement la circulation du fluide à l'extérieur des tubes.

Le but du calcul d'échangeur de chaleur est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales.

L'échangeur a ainsi deux aspects complémentaires

- L'aspect global caractérisé par des mesures aux entrées et sorties.
- L'aspect lié à l'échange au niveau de la surface élémentaire caractérisé par son flux. Ce dernier est défini à partir des températures du mélange, de la nature des matériaux et de la manière dont on s'en sert (dimensions géométriques et mécaniques).

B - LES AEROREFRIGERANTS :

Ils sont réservés aux refroidissements d'un effluent par un fluide auxiliaire (dans notre cas par de l'air).

Dans ces aéroréfrigérants, le fluide à refroidir est mis en circulation par une pompe ou un ventilateur, selon sa nature, et traverse un ensemble de tubes dont la paroi extérieure est soumise à une circulation d'air naturel ou forcé (mécanique).

B-1 Apport d'air par tirage naturel :

Dans ces appareils, la circulation d'air est assurée par une cheminée placée au-dessus des surfaces d'échange.

B-2 Apport d'air par tirage mécanique :

La circulation d'air est assurée par un ou plusieurs ventilateurs placés en partie basse ou en partie haute des réfrigérants.

Les ventilateurs peuvent être de type soufflant ou de type aspirant.

Dans notre unité on a utilisé des aéroréfrigérants à tirage mécanique et ceci afin de bien contrôler la température de refroidissement .

Le constructeur connaissant les caractéristiques de perte de charge de circuit d'air, peut fixer exactement la valeur du débit d'air et peut par conséquent déterminer les réfrigérants répondant parfaitement à la demande , ce qui permet la réalisation d'appareils beaucoup plus petits qu'en tirage naturel, moins onéreux et plus efficaces.

1.3.3 LES CONDENSEURS :

Les condenseurs sont des appareils à calandre et faisceau tubulaire, construits selon les mêmes plans que les échangeurs. Ils permettent la condensation et le refroidissement des effluents vapeurs en tête de colonne et ceci en utilisant un produit froid .

La condensation de la vapeur composée de plusieurs constituants entièrement miscibles à l'état liquide, s'effectue sur un intervalle de températures, allant du point de rosée au point de bulle. Les hydrocarbures lourds se condensent les premiers , alors que les légers ne sont liquifiés qu'à la sortie du condenseur si ce dernier est total, ou restent à l'état vapeur si la condensation est partielle .

1.3.4 LES REBOUILLEURS :

En raffinerie, l'apport des calories nécessaires au procédé mis en oeuvre, se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct, dans lequel les calories produites par la combustion, sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection, au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom de fours tubulaires .

Un four tubulaire est constitué d'une enveloppe métallique de formes diverses.

Le métal doit avoir des propriétés mécaniques suffisantes à chaud. Un autre facteur important déterminant le choix de l'acier est la corrosion qui peut être provoquée par le fluide réchauffé.

Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées .

Dans le four tubulaire, le débit et les températures d'entrée et de sortie sont fixés à l'avance .

Les températures obtenues dans les produits de la combustion sont toujours très élevées

L'économie d'exploitation est un facteur prépondérant dans l'étude d'un four, il est considéré parmi les équipements les plus cher.

I-3-5 LES POMPES:

Une pompe est une machine tournante qui transmet de l'énergie à un fluide (ou par équivalence une hauteur de liquide) , généralement en vue de son déplacement .

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 .

Dans l'industrie de raffinerie , seules les pompes centrifuges sont les plus communément employées. Les pompes volumétriques serviront pour des services particuliers (dosage).

La mise en marche de la pompe, met brusquement en mouvement une grande quantité de liquide qui était initialement au repos, ce qui provoque une dépression à l'aspiration de la pompe (on enlève du liquide) et une surpression au refoulement (on apporte du liquide) .

Ces deux phénomènes engendrent des oscillations de pressions qui sont plus importantes dans la conduite de refoulement, du fait de la longueur de la tuyauterie.

Les facteurs principaux expliquant ces phénomènes sont l'élasticité de la conduite et la compressibilité du liquide.

L3.6 LES COMPRESSEURS :

Le terme compresseur désigne toute machine mécanique permettant la compression ou le transfert des gaz .

Il existe plusieurs types de compresseurs :

- Les compresseurs centrifuges
- Les compresseurs axiaux
- Les compresseurs alternatifs

Dans notre usine, nous avons utilisé des compresseurs centrifuges et ce pour les avantages qu'ils présentent. Ils ne nécessitent pas d'appareil de secours, et présentent un bon rendement ainsi qu'un entretien négligeable .

Le compresseur centrifuge fonctionne selon le même principe que la pompe centrifuge et comporte plusieurs étages de compression , chaque cellule possède une roue dans laquelle le gaz reçoit de l'énergie qui se transforme en pression dans le diffuseur.

A la sortie de celui -ci, le gaz, collecté sous pression, est dirigé vers l'aspiration de la seconde roue.

I.3.7 BACS DE STOCKAGE :

Il est convenu de ranger les produits pétroliers en quatre classes suivant leur volatilité .

A chaque classe correspond des types particuliers de réservoirs qui se différencient essentiellement par leurs pressions de service.

Le réservoir à toit flottant est généralement utilisé par les raffineurs pour le stockage des produits volatils, (pétrole brut et essences). Il apporte une solution commode et efficace aux problèmes de la réduction des pertes par évaporation. Il est essentiellement constitué de tôles cintrées et soudées .

En raison du grand encombrement de ces équipements, seule la préparation des tôles est faite en usine, quant au montage, il est exécuté directement sur le chantier.

Pour des raisons de sécurité, le bac de stockage est destiné à recevoir environ 80 % de sa capacité .

CHAPITRE II

NOTIONS DE BASES SUR

ASPEN PLUS

II.1 GENERALITES SUR ASPEN PLUS

ASPEN PLUS signifie Advanced System For Process Engineering. Il a été conçu par la société MIT (Massachusetts Institute of Technology) et a été adopté par un système informatique de type VAX 8650 .

ASPEN PLUS connaît un immense succès car il est devenu un outil de base pour le calcul des différents procédés d'Engineering , en effet la consultation de ce logiciel donne de meilleurs résultats pour la conception et l'amélioration des procédés , ce qui a d'ailleurs permis à plusieurs entreprises d'améliorer leurs production et leurs commercialisation .

Comment se présente **ASPEN PLUS** ?

Qu'il soit utilisable en production ou en économie , le processus est considéré comme étant un ensemble d'opérations unitaires :

La résolution consiste à optimiser le procédé de fabrication.

Celui-ci peut être réalisé suivant trois modèles :

- La simulation
- La conception
- L'optimisation

Ces trois fonctions sont dépendantes l'une de l'autre. Ainsi une simulation rigoureuse permet d'éviter beaucoup d'erreurs avant la conception du procédé.

Cette dernière peut être rendue optimale en faisant des séries de cas d'étude pour assurer son fonctionnement et ceci suivant plusieurs conditions opératoires et dans le but d'obtenir le modèle adéquat .

Le modèle ainsi obtenu , permet de :

- Guider les opérations dans le procédé
- Réduire les frais et améliorer la production.
- Et aussi apporter des modifications dans le procédé.

II.2 MODELISATION PAR ASPEN PLUS :

La modélisation des procédés en régime permanent conduit à la résolution d'un grand nombre d'équations algébriques linéaires et non linéaires. Ces équations peuvent être de trois types :

- Les équations de modèles (modèles d'opérations unitaires et modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques)
- Les équations de connection qui indiquent la topologie du procédé
- Les équations de spécification

Dans **ASPEN PLUS** , la résolution de ce type de problème se fait selon l'approche modulaire séquentielle , cette dernière est basée sur le fait que chaque opération unitaire (séparation, distillation...) peut être représentée par un module de calcul.

Celui-ci contient les équations nécessaires pour calculer les variables des flux de sortie (température, pression, débit , composition ...) en fonction des variables des flux d'entrée et de paramètres spécifiques aux types d'opérations unitaires. Suivant que le problème soit une simulation , une conception ou une optimisation, les figures suivantes représentent de façon schématique leurs résolutions.

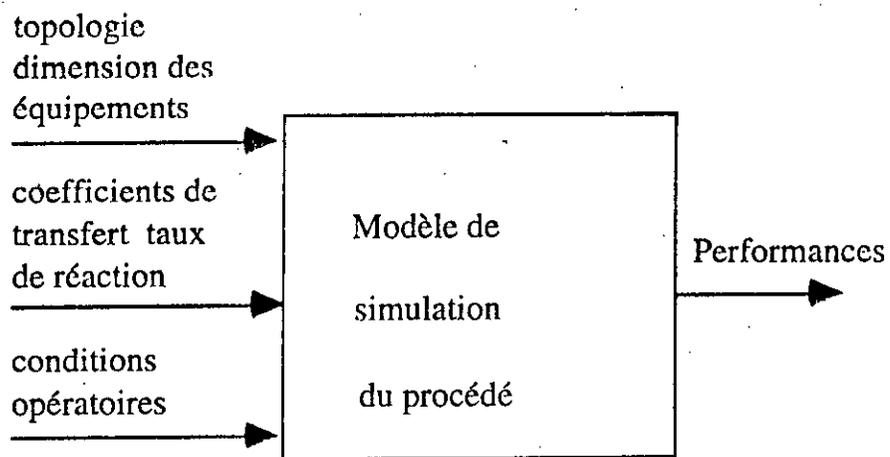


Figure III.1 : Représentation schématique d'un problème de simulation

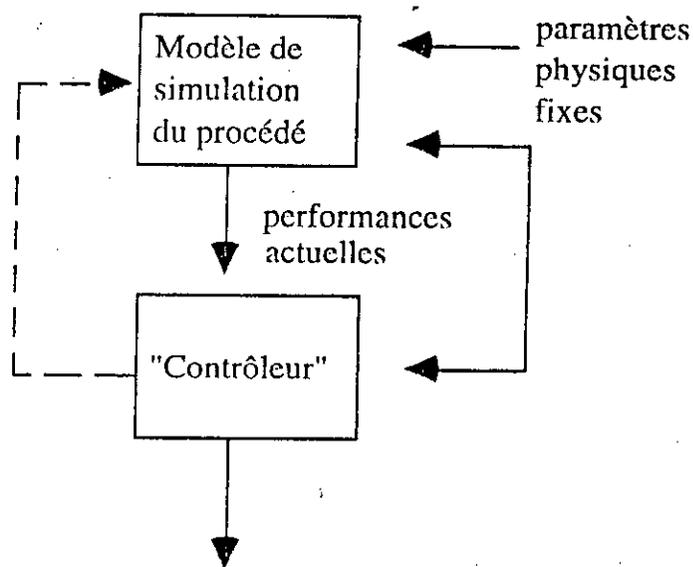


Figure III.2 - Représentation schématique d'un problème de conception

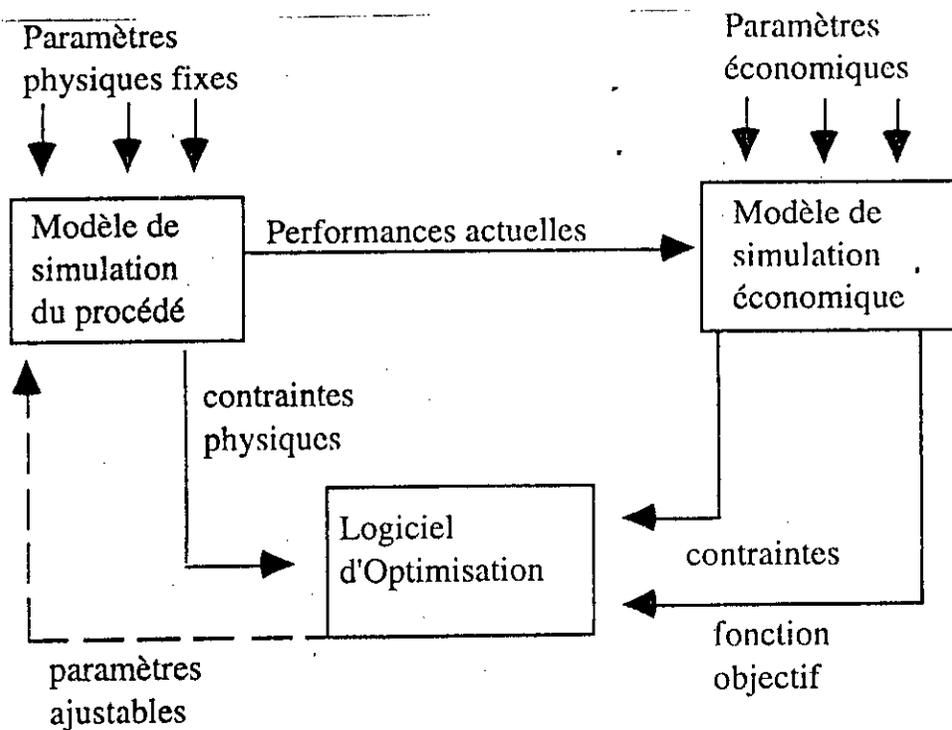


Figure II.3 - Représentation schématique d'un problème d'optimisation

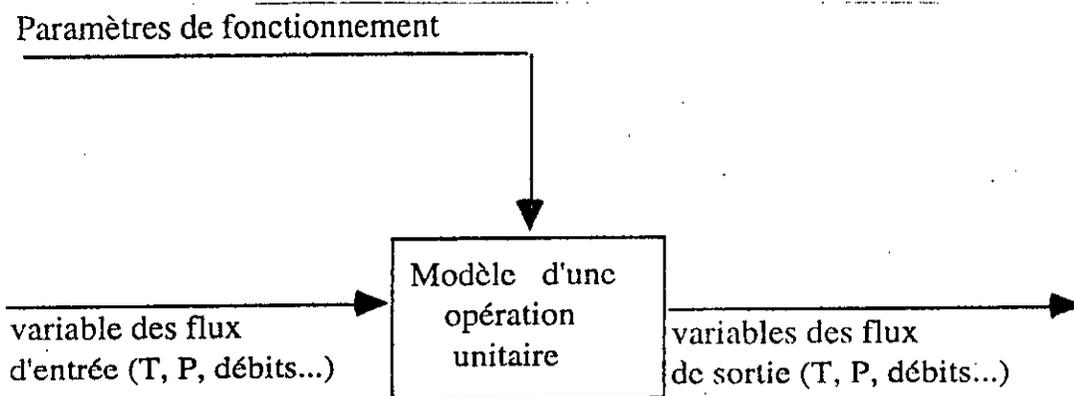


Figure II.4 - Représentation générale d'un module de calcul d'une opération unitaire

II.3 PRESENTATION DU LANGUAGE D'ASPEN PLUS :

ASPEN PLUS est un logiciel qui fonctionne suivant un ensemble d'informations thermodynamiques. Il peut être utilisé par des ingénieurs ayant des connaissances importantes dans le domaine du génie chimique, sans pour autant être expert en informatique.

Pour exploiter efficacement le logiciel **ASPEN PLUS**, il est nécessaire d'introduire certaines instructions (données) qui sont principales et de respecter l'ordre de lecture ou d'écriture. Le déroulement se fait simultanément entre les entrées et les sorties ainsi que le traitement proprement dit.

II.3.1 DONNEES D'ENTREES (input)

A/ Définir les équipements utilisés et les modèles de simulation correspondants dans **ASPEN PLUS** et qui sont donnés sous forme de block

- Echangeur de chaleur ----- HEATX
- Colonne de distillation ----- RADFRAC
- Ballon de séparation ----- FLASH 2
- Aéroréfrigérant ----- HEATER
- Compresseur ----- COMPR
- Mélangeur ----- MIXER
- Pompe ----- PUMP

B/ Incrire tous les courants d'entrée et de sortie représentant les flux de matière et de chaleur.

C/ Traduire tous les modèles des équipements par leurs courants d'entrée et de sortie qui sont donnés par ASPEN PLUS sous forme de flowsheet .

Exemple :

- flowsheet pour les stream

Stream	Source	Arrivée
10	100V03	100E02

D/ Introduire toutes les propriétés physico-chimiques de l'alimentation c'est à dire la composition , la température , pression ,

D-1 La composition de l'alimentation

A l'entrée de l'unité on a la composition suivante :

COMPOSITION	FRACTION MOLECULAIRE
H ₂ O	0.0
CO ₂	3.7996.10 ⁻³
N ₂	2.8997.10 ⁻³
C ₁	0.4103
C ₂	0.1124
C ₃	7.8392.10 ⁻³
C ₄	9.9990.10 ⁻³
nC ₄	3.9496.10 ⁻²
iC ₅	1.3899.10 ⁻²
nC ₅	2.6897.10 ⁻²
nC ₆	3.5896.10 ⁻²
nC ₇	4.8395.10 ⁻²

nC_8	-----	$5.3195.10^{-2}$
nC_9	-----	$3.3197.10^{-2}$
nC_{10}	-----	$2.4098.10^{-2}$
nC_{11}	-----	$1.6698.10^{-2}$
nC_{12+}	-----	$9.0291.10^{-2}$

D-2 Propriétés physico-chimiques à l'entrée :

- Température $T = 25^\circ \text{C}$
- Masse volumique $\rho = 179.7174 \text{ kg/m}^3$
 $718,4623 \text{ kg/m}^3$

II.3.2 SPECIFICATIONS DE LA FONCTION THERMODYNAMIQUE

ASPEN PLUS ne peut fonctionner directement qu'après lui avoir indiqué le choix de la fonction thermodynamique à utiliser.

Dans le cas de notre procédé et pour une simulation fiable, nous choisissons l'équation d'état de REDLICH-KWONG - SOAVE qui est donnée par la relation suivante :

$$P = \frac{RT}{V - b_m} - \frac{a_m}{V(V + V_m)}$$

où $b_m = \sum n_i b_i$

$$b_i = 0.08664035 R \cdot T_{c_i} / P_{c_i}$$

$$a_m = \sum x_i x_j (a_i a_j) (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{c_i} \alpha(T)$$

$$a_{c_i} = 0.42748025 \cdot (RT_{c_i})^2 / P_{c_i}$$

$$\alpha(T) = [1 + Fw(1 - Tr)]^2$$

$$f(w) = 0.48508 + 1.55171w - 0.15613 w^2$$

Avec :

R = Constante de gaz parfait

P = Pression

Pc = Pression critique

T = température

Tc = Temperature critique

V = Volume molaire

a = Constante d'équation d'état

b = Constante d'équation d'état

w = Facteur acentrique

Les indices *i* et *m* représentent respectivement le constituant *i* et le mélange *m*

NB : Pour des composés ayant une température réduite (*Tr*) élevée, l'équation de REDLICH - KWONG - SOAVE n'est plus applicable. Elle est corrigée par l'équation :

$$\alpha(T) = \exp [c(1 - Tr)^d]$$

c et *d* étant des constantes obtenues par calcul

II.4 RESULTATS DE LA SIMULATION :

Dans le cadre du traitement du pétrole brut, une étude de simulation de l'unité de stabilisation a été exécutée.

L'étude est basée sur les équations fondamentales suivantes :

- équation d'équilibre : $y_i = k_i x_i$
 $\sum k_i x_i = 1$

- équation de bilan de matière

- global $F = L + V$

- Au constituant i $x_i L + y_i V = Z_i F$

- équation de bilan de chaleur

$$H_L L + H_V V = H_F F + Q$$

pour un constituant i donné :

X représente la fraction molaire liquide

Y représente la fraction molaire gazeuse

F représente l'alimentation

L représente le débit liquide

V représente le débit gazeux

Z représente le facteur de compressibilité

H représente l'enthalpie

Q représente le flux de chaleur

K représente la volatilité absolue

L'étude de la simulation repose sur les hypothèses suivantes :

- La T.V.R de l'huile stabilisée est égale à 10 PSI

- L'engorgement de la colonne de stabilisation ne dépasse pas 70 % pour une efficacité de 0.6 .

Remarque :

Les premiers temps, la quantité de gaz et d'eau présente dans le pétrole est très faible mais au fil des années cette quantité augmente.

Pour que notre étude soit étendue sur un intervalle de temps assez large (20 ans), qui est généralement fixe auparavant, un certain nombre de facteurs doit être pris en considération dans l'établissement de la simulation, ainsi que dans le dimensionnement des équipements à savoir :

- Un G.O.R = 650
- Présence d'eau et de gaz à l'entrée de l'alimentation.

Les résultats obtenus sont donnés dans l'annexe.

Après avoir réalisé la simulation, on peut tirer les conclusions suivantes :

- L'unité de stabilisation telle que conçue peut traiter une charge de 263 993 kg/h pour une TVR de 10 Psi .
- L'ajout d'une petite quantité de brut , ne pose pas de problème majeur exepé une légère augmentation de l'entraînement du liquide dans la phase gazeuse au niveau du ballon triphasique .
- L'ajout d'un séparateur basse - pression peut augmenter la capacité de production .

CHAPITRE III

DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

III.1 DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE DE STABILISATION

Après un certain nombre de projets qui portent tous sur la stabilisation du pétrole, il a été observé expérimentalement qu'une bonne séparation s'obtient pour une colonne ayant les caractéristiques suivantes :

- Colonnes à deux sections (voir Fig III.1)
- Nombre d'étages théoriques = 12
- Facteur d'engorgement = 0.8
- Efficacité = 0.6

Les résultats obtenus par Aspen Plus sont :

- D1 = 1.054 m D1 : diamètre de la première section
- D2 = 1.673 m D2 : diamètre de la deuxième section

1/ Calcul du nombre de plateaux réel : NR

$$NR = NT / E$$

Première section NT = 2
NR = 4

Deuxième section NT = 8
NR = 13

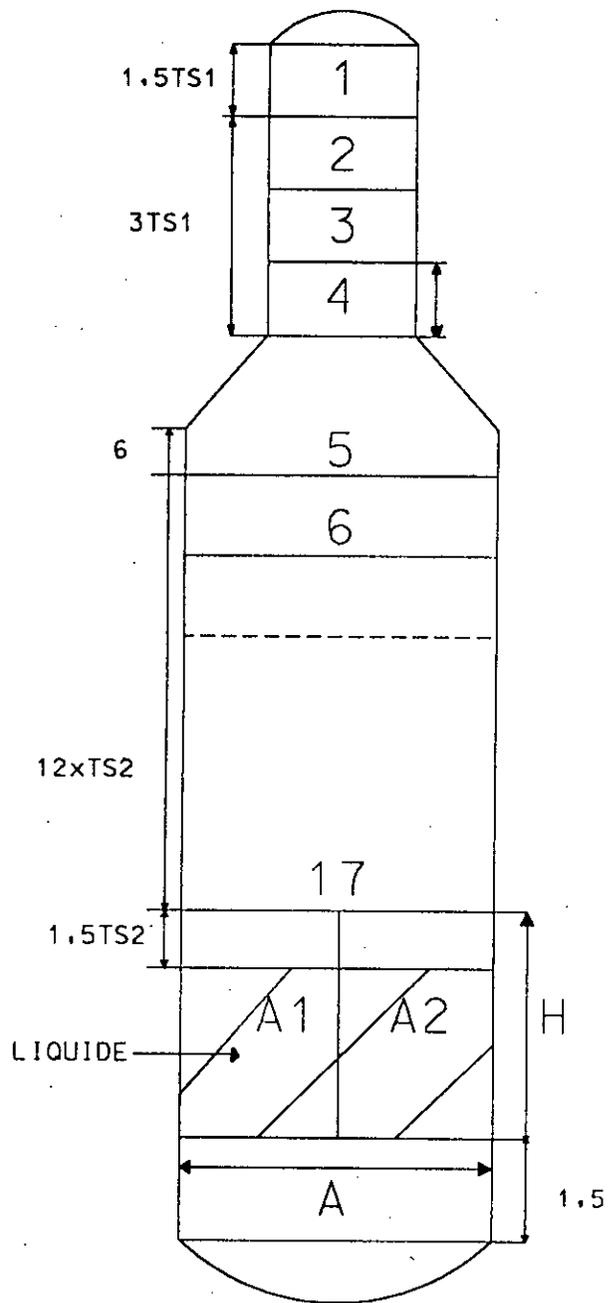


figure 3.1

schéma de la colonne de stabilisation

2/ Calcul de la section du liquide : A [m^2]

$$A = \pi D_2^2 / 4$$

D_2 [m] : Diamètre de la deuxième section

$$A = 2.2 \text{ m}^2$$

3/ Calcul de la section : A_1 [m^2]

$$A_1 = Q / V$$

Q [m^3/J] : Débit volumique du liquide = $5728.6 \text{ m}^3/J$

V [m/s] : Vitesse d'écoulement = 0.1073 m/s

$$A_1 = 0.62 \text{ m}^2$$

4/ Calcul de la section : A_2 [m^2]

$$A_2 = A - A_1$$

$$A_2 = 1.58 \text{ m}^2$$

5/ Calcul du volume occupé par le liquide : v [m^3]

$$V = Q \times t$$

t [s] : Temps de rétention = 350

$$V = 23.2 \text{ m}^3$$

6/ Calcul de la hauteur du liquide : H [m]

$$H = V / A$$

$$H = 10.54 \text{ m}$$

7/ Calcul de la longueur de la colonne : L [m]

$$L = 2.6'' + \sum TS_1 + \sum TS_2 + H$$

$$1 TS_1 = 0.5 \text{ m}$$

$$1 TS_2 = 0.6 \text{ m}$$

$$6'' = 0.152 \text{ m}$$

$$L = 22 \text{ m}$$

8/ Calcul du poids de la colonne : P [kg]

$$P = \sum P_i \quad i = 1,5$$

Aspen Plus donne les résultats suivants :

Poids de la première section : $P_1 = 4995 \text{ Kg}$

Poids des plateaux de la première section $P_2 = 185 \text{ Kg}$

Poids de la deuxième section : $P_3 = 27750 \text{ Kg}$

Poids des plateaux de la deuxième section : $P_4 = 1850 \text{ Kg}$

Poids du fond bas de la colonne : $P_5 = 1850 \text{ Kg}$

Pour tenir compte du fond de haut de la colonne $P' = P_5 \times 1.2$

$$P'_5 = 2220 \text{ Kg}$$

et

$$P = 37\,000 \text{ Kg}$$

III.2 DIMENSIONNEMENT DES SEPARATEURS

III.2.1 LES SEPARATEURS HORIZONTALS (Fig III.2)

A - PRINCIPE DE DIMENSIONNEMENT

Suivant qu'on a une séparation liquide-gaz ou bien une séparation liquide-liquide et selon le type du séparateur, le dimensionnement se fait comme suit :

A-1 Séparation liquide-gaz

1/ Détermination de la vitesse terminale

Soit une particule de forme sphérique, ayant une masse volumique ρ et un diamètre d_p



La vitesse terminale U_t , dans le cas d'un mouvement vertical de la particule dans un fluide immobile (ρ_f, η_f) est déterminée à partir de l'équilibre suivant :

$$-F_t + P_{app} = 0$$

F_t : Force de trainée

P_{app} : Poids apparent

$$F_t = C_D \times A \times K$$

$$K = \rho g U_t^2 / 2$$

$$P_{app} = (m - m_e) g = g V_p (\rho - \rho_f)$$

C_D : coefficient de drac

$$A \text{ [m}^2\text{]} : \text{maitre couple} = \pi d^2 p / 4$$

K : pression dynamique du fluide

$\rho \text{ [Kg/m}^3\text{]} : \text{masse volumique de la particule}$

$\eta_f \text{ [CP]} : \text{viscosité dynamique du fluide}$

$\rho_f \text{ [kg/m}^3\text{]} : \text{masse volumique du fluide}$

$V_p \text{ [m}^3\text{]} : \text{volume de la particule}$

$g \text{ [m/s}^2\text{]} : \text{accélération de la pesanteur}$

$m \text{ [kg]} : \text{masse de la particule}$

$m_e \text{ [kg]} : \text{masse de l'eau}$

$$U_t = [4g \times dp (\rho - \rho_f) / 3 C_D \times \rho_f]^{1/2}$$

C_D est déterminé à partir de la courbe $C_D (Re)^2$ en fonction de C_D représenté par la figure (III.A)

$$Re = \text{Nombre de Renolds} = U \times dp \times \rho_f / \eta_f$$

2/ Détermination de la longueur du séparateur : $L \text{ [m]}$

D'après la valeur de la pression opératoire, le tableau III.1 nous permis de choisir la valeur de D/L correspondante.

PRESSION Psi	L/D
0 < P < 250	1.5 < L/D < 3
250 < P < 500	3 < L/D < 4
P > 500	4 < L/D < 6

Tableau III.1

La longueur est alors déduite à partir du rapport L/D après avoir estimé le diamètre du séparateur

3/ Estimation de la Hauteur du liquide : DL [m]

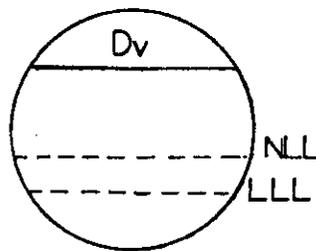
4/ Estimation de la hauteur de la vapeur : Dv [m]

$$Dv = L / DL$$

5/ Détermination de la vitesse admissible : Va [m/s]

$$Va = Ut \times L / Dv$$

6/ Détermination de la surface occupée par la vapeur : Av [m²]



$$Av = D^2/4 [\text{Arc cos } (1- Dv/D) - (1 - 2Dv/D) \sin (\text{Arc cos}(1-2Dv/D))]$$

7/ Détermination de la vitesse réelle de la vapeur : V_R [m/s]

$$V_R = Q_g \times C / \rho_g \times A_v$$

Q_g [Kg/s] : Débit de gaz

C : facteur de design

8/ Comparaison des vitesses V_a et V_R

- Si $V_R / V_a < 0.75 \Rightarrow$ le diamètre considéré est correct
- Si non, choisir une autre valeur.

9/ Détermination de la surface occupée par le liquide : A_L [m²]

$$A_L = (\pi D^2 / 4) - A_v$$

10/ Détermination du temps de retention : t [s]

$$t = A_L \times F \times L / Q_L \times C$$

Q_L [m³/s] : Débit liquide

F [%] : Zone de stabilisation qui indique la position de la chicane.

Dans le cas d'un séparateur biphasique $F = 1$

A-2 Séparation liquide - liquide

Pour la séparation (Hc - eau), il y'a lieu de comparer les deux vitesses (V_{eau-Hc} , V_{Hc-eau}) pour un diamètre de particule donné.

1/ Détermination de la vitesse terminale : U_t [m/s]

En régime laminaire : $F_t = 3 \pi \eta f \times d_p \times U$

A l'équilibre : $F_t = P_{app}$

$$\Rightarrow 3 \pi \mu f \times d_p \times U = (\rho - \rho_f \times V_p \times g)$$

$$U_t = g \times d_p^2 (\rho - \rho_f) / 18 \eta f$$

D'où :

- La vitesse de l'hydrocarbure dans la phase continue : U_{HC} [m/s]

$$U_{HC} = g \times d_p^2 (\rho_\omega - \rho_l) / 18 \eta_{HC}$$

ρ_ω [Kg/m³] : Masse volumique de l'eau.

ρ_{HC} [Kg/m³] : Masse volumique de l'hydrocarbure.

η_{HC} [CP] : Viscosité dynamique de l'hydrocarbure.

- La vitesse de l'eau dans la phase continue : U_ω [m/s]

$$U_\omega = g \times d_p^2 (\rho_\omega - \rho_{HC}) / 18 \eta_\omega$$

2/ Détermination de la surface occupée par l'hydrocarbure : A_{HC} [m²]

$$A_{HC} = Q_{HC} / Q_L \times A_L$$

Q_{HC} [m³/s] : Débit de l'hydrocarbure

Q_L [m³/s] : Débit du liquide

3/ Détermination de la surface occupée par l'eau : A_ω [m²]

$$A_\omega = A_L - A_{HC}$$

4/ Estimation de la hauteur d'eau : D_ω [m]

5/ Détermination de vitesse horizontale de l'hydrocarbure : V_{HC} [m/s]

$$V_{HC} = Q_{HC} \times C / \rho_{HC}$$

ρ_{HC} [kg/m³] : Masse volumique de l'hydrocarbure.

6/ Détermination de la vitesse terminale du liquide : V_{max} [m/s]

$$V_{max} = V_{HC} \times L \times F$$

Il faut que $V_{max} < V_{HC}$, dans la cas contraire il y'a lieu de changer la valeur de F , autrement dit, la position de la chicane.

A-3 Le dimensionnement du boot :

Le boot est un récipient qui est placé au fond du séparateur, Il permet de récupérer l'eau.

1/ Détermination de la surface du boot : S_B [m²]

$$S_B = Q_{\omega} / U_{\omega}$$

Q_{ω} [m³/s] : Débit de l'eau

2/ Détermination du diamètre du boot : D_B [m]

$$D_B = (4S_B / \pi)^{1/2}$$

A-4 Détermination de l'épaisseur du séparateur : e_p [m]

$$e_p = [D \times P / (2 P_m E_j - 1.2 P)] - e_c$$

P [bar] : Pression opératoire

P_m [bar] : Pression du métal

E_j [%] : Efficacité du joint

e_c [m] : Epaisseur de la corrosion

A-5 Détermination du poids du séparateur : P [kg]

$$P = 1574e_p [\pi DL + 2 D^2]$$

B - CALCUL

Dans le dimensionnement des séparateurs 100V01-100V02-100V03 et 100V04, on a suivi la méthode citée ci dessus et les résultats obtenus sont les suivants :

Séparateur 100V01

On dispose des données suivantes

Matière	Hydrocarbure Hc	Vapeur V	Eau ω
Données			
Débit Q [kg/h]	129940	98555	3.549×10^4
Masse Volumique ρ [kg/m ³]	718.4623	26.6589	993.0134
Viscosité η [CP]	1.1130×10^{-2}	1.113×10^{-2}	0.764

Tableau III.2

Les résultats obtenus sont données dans le tableau III.3.

NB : Dans tous les calculs, le diamètre de la particule $d_p = 150$ microns et $c = 1,1$

Séparateur 100V01			
Séparation liquide - Gaz		Séparation liquide - liquide	
CD (Re) ²	47708.73	UHC [m/s]	0.0003
CD	0.79	U _ω [m/s]	4.4 x 10 ⁻⁶
D [m]	1.950	AHC [m ²]	1.94
L [m]	7.320	A _ω [m ²]	0.53
DL [m]	1.500	D _ω [m]	0.3
Dv [m]	0.450	VHC [m/s]	0.0285
Va [m/s]	4.130	F [%]	0.7
Av [m ²]	0.52	Vmax [m/s]	10.25 x 10 ⁻²
VR [m/s]	2.170	Dimensionnement du boot	
AL [m ²]	2.470	U _ω [m/s]	0.0044
QL [m ³ /s]	0.0503	SB [m ²]	2.48
t [s]	252.0	DB [m]	1.77

Tableau III.3

Le calcul du poids et de l'épaisseur du séparateur 100V01 sont données dans le tableau III.4

T [°C] = 25	
P [bar] = 30	E [m] = 0.0373
Pm [bar] = 1190.5	
Ej [%] = 85	
Ec [m] = 0.0061	P [T] = 14.47
D [m] = 1.95	

Tableau III.4

Séparateurs 100V02 - 100V04

On dispose des données suivantes : (tableau III.5)

	Séparateur 100V02	Séparateur 100V04
Température [°C]	80	69.70
Pression [bar]	22	19.4
<u>Phase liquide</u>		
Debit [Kg/h]	125060	16338
Masse volumique [Kg/m ³]	696.2403	517.7000
Viscosité [cp]	0.3193	0.1265
<u>Phase vapeur</u>		
Debit [Kg/h]	4884.6102	25691
Masse volumique [Kg/m ³]	22.3541	35.6680
Viscosité [CP]	1.1808×10^{-2}	1.130×10^{-2}

Tableau III.5

Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau III.6

	Séparateur 100V02	Séparateur 100V04
$CD (Re)^2$	34640.85	487.83
CD	0.54	1.80
Ut [m/s]	0.331	0.12
D [m]	1.981	1.372
L [m]	6.100	4.270
DL [m]	0.991	0.972
Dv [m]	0.990	0.400
Va [m/s]	2.039	1.300
Av [m ²]	1.540	0.36
VR [m/s]	0.043	0.620
AL [m ²]	1.543	1.118
t [s]	188.4	495.0

Tableau III.6

Les poids et les épaisseurs des séparateurs 100V02 et 100V04 sont donnés dans le tableau III.7.

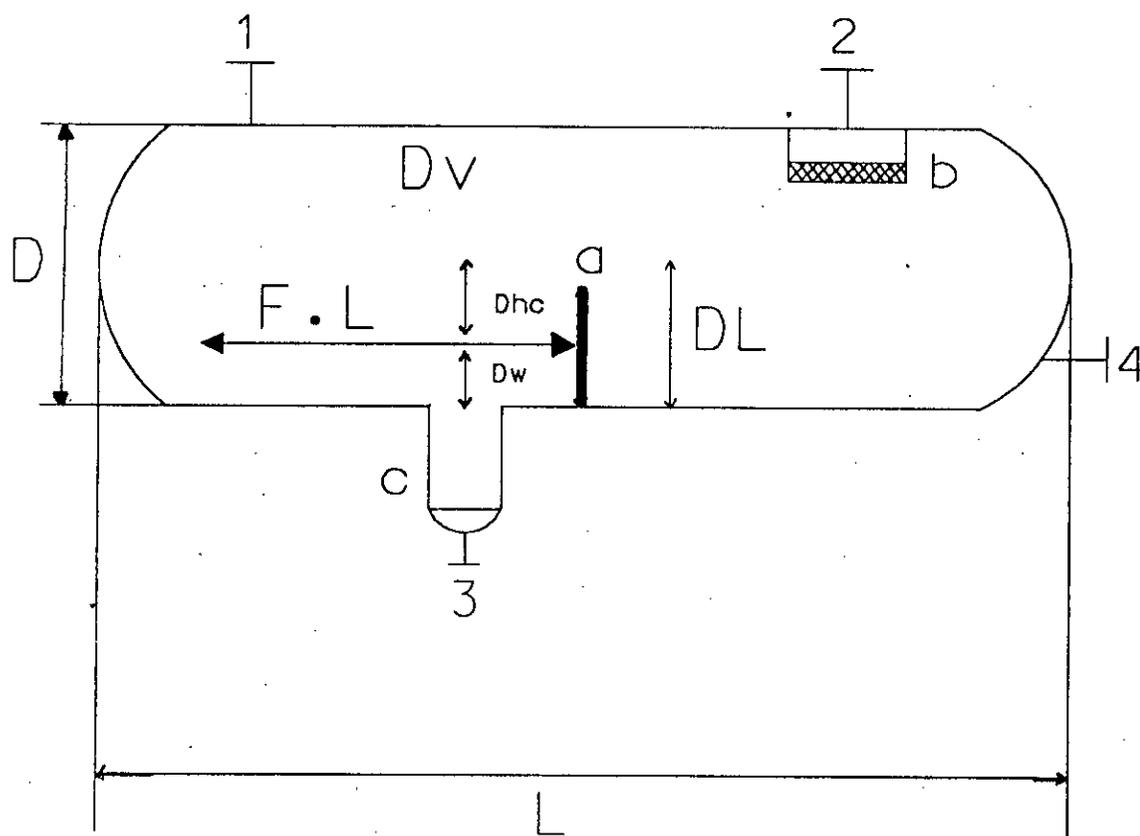
	Séparateur 100V02	Séparateur 100V04
T [°C]	108	95
P [bar]	24	21
Pm [bar]	1190.5	1190.5
Ej [°10]	0.85	0.85
Ec [m]	0.0061	0.0061
D [m]	1.981	1.372
L [m]	6.10	4.27
E [m]	0.024	0.0205
P [T]	8.650	3.00

Tableau III.7

Séparateur 100V03

Le dimensionnement du séparateur 100V03 qui désigne le déssaleur n'est pas nécessaire, son poids est directement donné par le fournisseur.

P [T] = 28



1-Entrée de l'alimentation

2-sortie de la vapeur

3- sortie d'eau

4- sortie de l'hydrocarbure

a : chicane

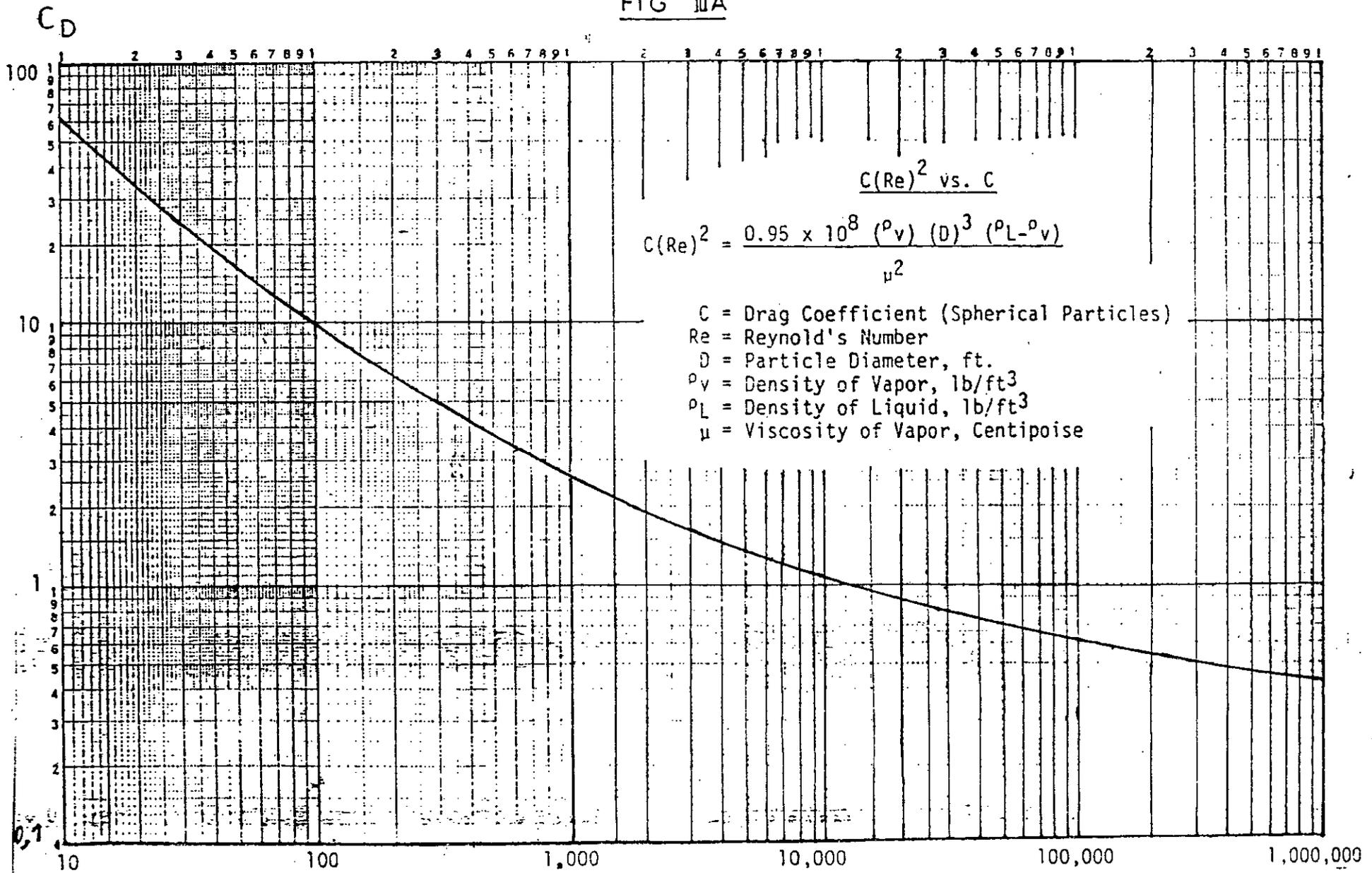
b : demister

c : boot

figure 3.2

schéma d'un séparateur triphasique horizontal

FIG IIIA



Ref: API RP521

$C_D(Re)^2$

II.2.2 LES SEPARATEURS VERTICAUX (Fig III.3)

A - PRINCIPE DE DIMENSIONNEMENT

1/ Détermination de la vitesse terminale : U_t [m/s]

Elle se calcule de la même façon que pour les séparateurs horizontaux

$$U_t = [4g \times dp (\rho - \rho_g) / 3 \rho_g \times C_D]^{1/2}$$

2/ Détermination de la vitesse de la vapeur : U_v [m/s]

$$U_v = 0.75 U_t$$

3/ Détermination du diamètre interne du séparateur : D_v [m]

$$D_v = [4 Q_v / \pi U_v]^{1/2}$$

Q_v [m³/s] : Débit de la vapeur

4/ Détermination de la hauteur du séparateur (avec demister) : H_t [m]

$$H_t = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + 6'' + 1'$$

5/ Détermination du volume compris entre le niveau bas LLL et le niveau normal NLL du liquide : V_H [m³]

$$V_H = T_H \times Q_L$$

T_H [s] : Temps de retention correspondant à V_H

Q_L [m³/s] : Débit liquide

6/ Détermination du volume compris entre le niveau normal NLL et le niveau haut HLL du liquide : $V_s [m^3]$.

$$V_s = T_s \times Q_L$$

$T_s [s]$: Temps de retention correspondant à V_s

7/ Détermination de la distance séparant les niveaux LLL et NLL : $H_H [m]$

$$H_H = 4 V_H / \pi D^2 v$$

8/ Détermination de la distance séparant les niveaux NLL et HLL : $H_s [m]$

$$H_s = 4 V_s / \pi D^2 s$$

9/ Détermination de la hauteur de désengagement : $H_D [m]$

$$H_D = 1.5 + 1/2 d_N$$

10/ Détermination de la distance séparant le niveau HLL et d_N : $H_{LIN} [m]$

$$H_{LIN} = 1.3 + d_N$$

Cette distance correspond à l'orifice d'entrée du séparateur.

- Dans notre cas on a : $T_H = 120 s$

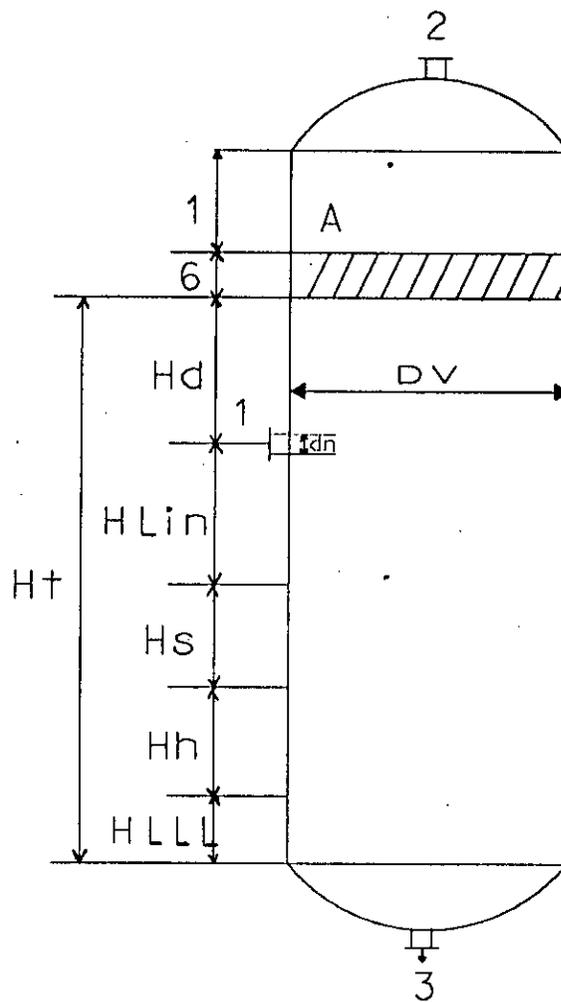
$T_s = 60 s$

$d_N = 0.2 m$

11/ Détermination de hauteur HLL du niveau bas du liquide : $H_{LLL} [m]$

La valeur de H_{LLL} dépend de D qui est donnée par la formule suivante :

$$D [m] = [4 (V_H + V_S) / \pi (0.6) (L/D)]^{1/3}$$



A : DEMISTER

- 1- ENTRÉE DE L'ALIMENTATION
- 2- SORTIE DE LA VAPEUR
- 3- SORTIE DE L'HYDROCARBURE

FIGURE 3.3

SCHEMA D'UN SEPARATEUR BIPHASIQUE VERTICAL

Le tableau III.8 donne la variation de HLLL en fonction de D et de la pression

D [m]	HLLL [m]	
	P < 300psi	P > 300psi
≤ 1.22	0.382	0.15
1.83	0.382	0.15
2.44	0.382	0.15
3.05	0.15	0.15
3.66	0.15	0.15
4.88	0.15	0.15

Tableau III.8

B - CALCUL

Pour le dimensionnement des séparateurs 400V01 et 400V02, on dispose des données suivantes (tableau III.9).

	Séparateur 400V01	Séparateur 400V02
Température [°C]	69.706	45.740
Pression [bar]	19.3	21.0
<u>Phase liquide</u> Debit [Kg/h] Masse volumique [Kg/m ³]	3.8325 x 10 ⁻² 523.70	532.76
<u>Phase vapeur</u> Debit [Kg/h] Masse volumique [Kg/m ³] Viscosité [cp]	9328.5 31.225 1.0752 x 10 ⁻²	11805 28.96 1.0616 10 ⁻²

Tableau III.9

Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau III.10

	Séparateur 400V01	Séparateur 400V02
CD (Re) ²	458.56	440.65
CD	3.75	4.00
Ut [m/s]	0.091	0.094
Uv [m/s]	0.068	0.162
VH [m3]	2.44×10^{-6}	0.162
Vs [m3]	1.22×10^{-6}	0.08
Dv [m]	1.240	1.44
L/D [m]	3.2	3.5
D [m]	0.013	1.730
HLLL [m]	0.38	0.15
HS [m]	10^{-6}	5×10^{-2}
HH [m]	2×10^{-6}	10^{-1}
HD [m]	1.7	1.7
HLIN [m]	1.5	1.5
HT [m]	4.056	3.956

Tableau III.10

Pour les séparateurs verticaux, les valeurs de l'épaisseur et du poids sont donnés par la simulation.

Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau III.11

	Séparateur 400V01	Séparateur 400V02
E [m]	0.029	0.033
E [T]	3.5	11.2

Tableau III.11

III.3 DIMENSIONNEMENT DES ECHANGEURS DE CHALEURS

Le dimensionnement des échangeurs de chaleurs est une opération très complexe, cependant la surface d'échange est une dimension caractéristique que l'on peut aisément calculer et qui permet à elle seule d'établir le prix de l'échangeur.

La surface d'échange est calculer à partir de la formule suivante : S [m²]

$$S = Q / U\Delta T$$

Q [kcal/h] : Quantité de chaleur

U [kcal /hm²°C] : Coefficient global de transfert.

ΔT [°C] : Différence de température logarithmique

$$\Delta T = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / 2.3 \text{ Ln } \Delta t_1 / \Delta t_2$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

T : Température du fluide le plus chaud (côte calandre).

t : Température du fluide le moins chaud (côte tube).

Les indices 1, 2 représente respectivement, l'entrée et la sortie du fluide.

Les résultats obtenus sont comme suit (tableau III.12).

	Echangeur 100E01	Echangeur 100E02
Δt_1 [°C]	39	52
Δt_2 [°C]	30	39
ΔT [°C]	34.34	45.40
U [kcal/hm ² °C]	285	285
Q [kcal/h]	3.94×10^6	8.9×10^6
S [m ²]	402.58	574

Tableau III.12

III.4 DIMENSIONNEMENT DU REBOUILLEUR

La caractéristique la plus importante dans le dimensionnement d'un rebouilleur est la quantité de chaleur transmise, puisque cette dernière suffit largement pour son estimation.

Dans notre cas, cette quantité de chaleur est donné directement par la simulation, soit :

$$Q = 4.64 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

III.5 DIMENSIONNEMENT DES AEROREFRIGERANTS

Le dimensionnement des aérorefrigerants consiste à déterminer la surface d'échange et la puissance.

La méthode utilisée est directe mais n'est valable que pour des valeurs de $U \leq 100 \text{ BTU / hft}^2 \cdot \text{F}$

Le dimensionnement est établi pour :

- Des tubes ayant un diamètre extérieur de 1 inch sur 2.37 inch pour une configuration triangulaire.
- Des ailettes en aluminium
- Des longueurs de tubes en foot de 10, 12, 20, 24, 30, 32, et 34.
- Epaisseurs de la section allant de 5 à 20 foot.

III.5.1 PRINCIPE DE DIMENSIONNEMENT

1/ Détermination du coefficient global de transfert : $U [\text{BTU} / \text{F hft}^2]$

Les coefficients de transfert typiques aux aérorefrigerants sont donnés par le tableau ci-dessous (tableau III.13).

Fluide	U [BTU/h.ft ² .F]
<u>Condenseur</u>	
HC léger	90
Naphta léger	60 - 70
Naphta lourd	70 - 80
<u>Refroidissement d'un liquide</u>	
HC léger	80 - 90
Naphta léger	60 - 70
Naphta lourd	80

Tableau III.13

2/ Détermination de la différence de température du fluide : ΔT [°F]

$$\Delta T = T_E - T_S$$

T_E [°F] : Température d'entrée du fluide

T_S [°F] : Température de sortie du fluide

3/ Détermination de la différence de température de l'air : ΔT_a [°F]

$$\Delta T_a = T_S - T_a$$

T_a [°F] : Température d'entrée de l'air

4/ Détermination des caractéristiques de l'aéroréfrigérant :

Les caractéristiques sont K et A/Q qui sont obtenus à partir des figures IIIBet IIIC

FIG 11B

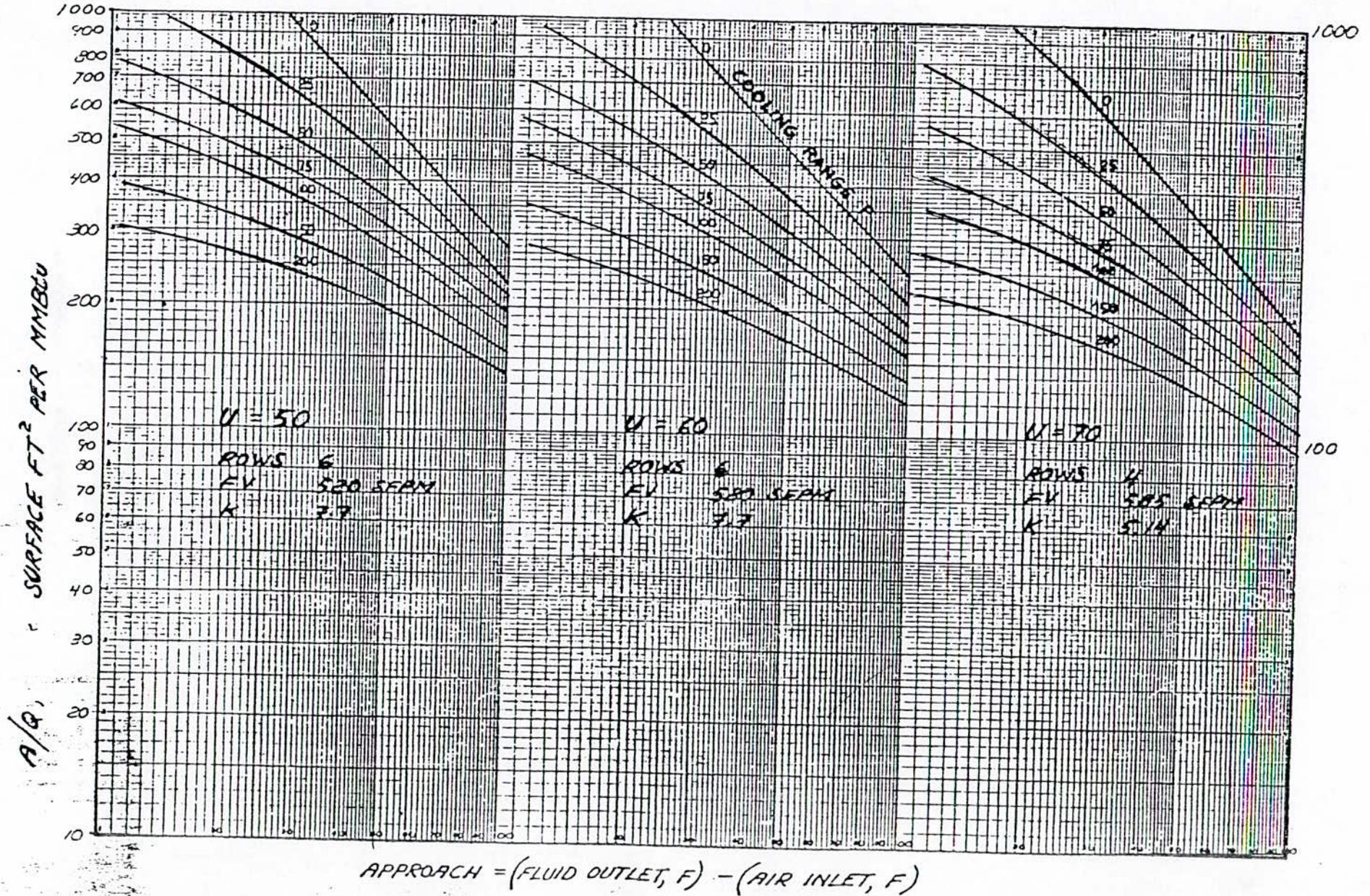
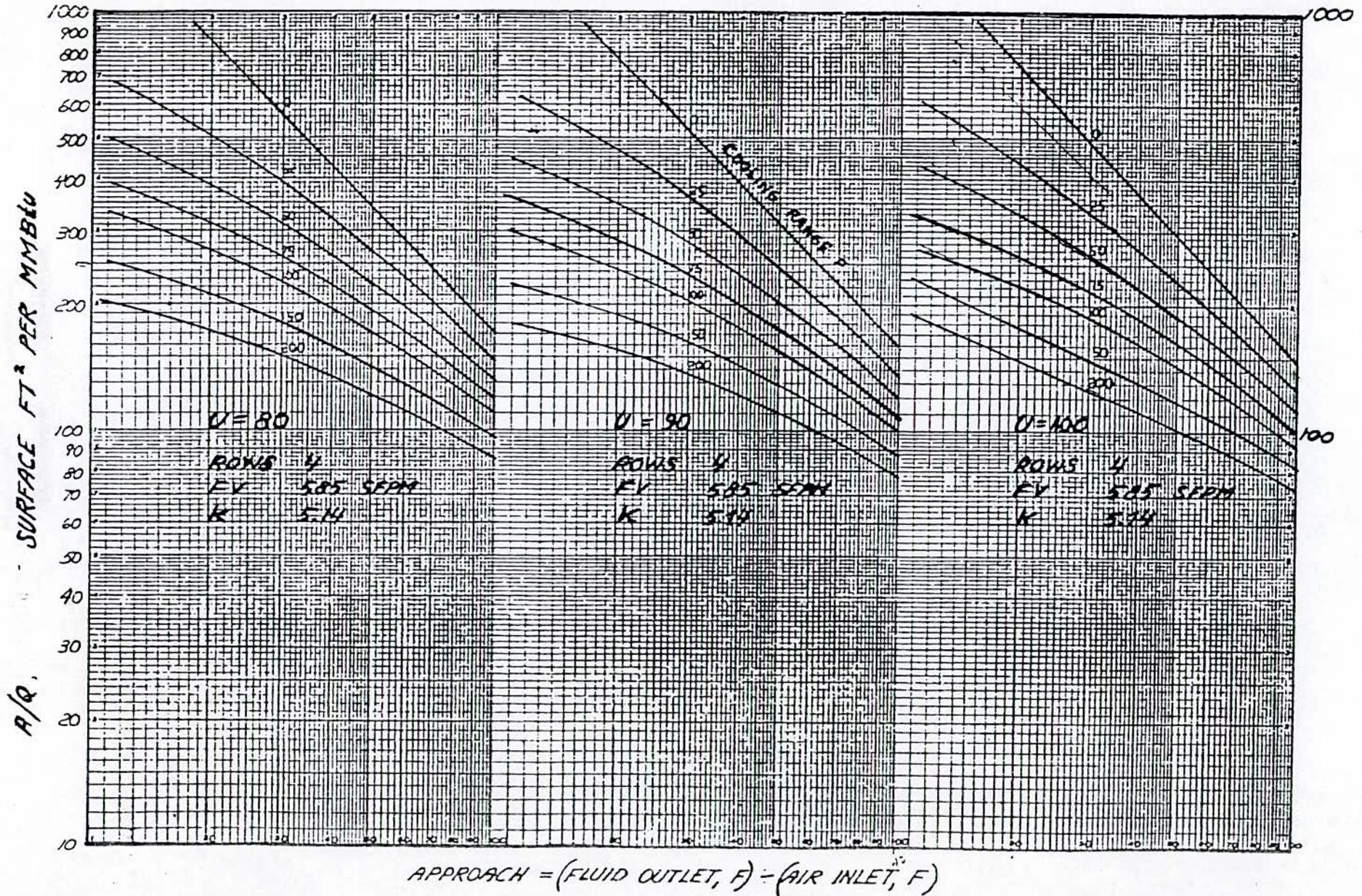


FIG III C



5/ Détermination de la surface nue de l'aéroréfrigérant : SN [ft²]

$$SN = Q \times A/Q$$

Q [MMBTU] : Quantité de chaleur

6/ Détermination de la surface d'échange de l'aéroréfrigérant : S [ft²]

$$S = SN / K$$

7/ Détermination de l'épaisseur de l'aéroréfrigérant : e [ft]

$$e' = 2e = S/L$$

L [ft] : Longueur du tube.

8/ Ajustement de la surface d'échange de l'aéroréfrigérant : Sa [ft²]

$$Sa = e \times L$$

9/ Ajustement de la surface nue de l'aéroréfrigérant : SNa [ft²]

$$SNa = Sa / S \times SN$$

10/ Détermination de la puissance totale : P [HP]

$$P = S/10$$

11/ Détermination de la puissance du moteur : PM [HP]

$$PM = P/n$$

n : Nombre de ventilateurs = 4

12/ Ajustement de la puissance du moteur : PME [HP]

C'est à dire que d'après les valeurs trouvées, prendre les valeurs standards qui leurs correspondent.

13/ Ajustement de la puissance totale : P' [HP]

$$P' = PME \times n$$

III.5.2 CALCUL

Les résultats obtenus sont comme suit (tableau III.14)

	AERO 400E01	AERO 400EA02	AERO 100EA01	CONDEN- SEUR
U [BTU/H°Fft ²]	50	50	70	90
Q [MMBTU/h]	1.6236	0.8316	6.8112	6.4944
TE [°F]	171.36	154.40	117.86	235.50
TS [°F]	113.00	113.00	104.00	153.68
Ta [°F]	86	86	86	86
ΔT [°F]	58.86	41.50	13.86	81.83
ΔTa [°F]	27.00	27.00	18.00	67.68
A/Q [ft ² /MMBTU]	475.00	550.00	780.15	155.00
K	7.70	7.70	5.14	5.14
SN [ft ²]	771.21	465.60	5312.74	1006.63
S [ft ²]	100.16	59.30	1033.60	195.84
L [ft]	10	10	34	20
e' [ft]	10.016	5.930	30.400	9.792
e'A [ft]	10	5	30	9

SUITE DU TABLEAU

Sa [ft ²]	100	50	1020	180
SNa [ft ²]	7590.6	392.6	5242.8	925.4
P [HP]	10.016	5.930	103.360	19.599
PM [HP]	2.504	1.480	25.840	4.890
PME [HP]	10	10	30	10
P' [HP]	40	40	120	40
Poids [T]	38.0	42.0	29.0	12.5

Tableau III.14

III.6 DIMENSIONNEMENT DE LA POMPE D'EXPEDITION

(Fig III.4)

Le dimensionnement concerne seulement la pompe d'expédition, les dimensions des autres pompes étant standards et dépendent essentiellement du service pour lequel la pompe a été employé .

III.6.1 PRINCIPE DE DIMENSIONNEMENT :

1/ Détermination du niveau liquide d'aspiration : LLL [Psi]

$$LLL = H \cdot SpGr / 2.31$$

H [ft] : hauteur qui sépare le bac de stockage de la pompe

$SpGr$: densité du liquide

2/ Détermination de la pression d'aspiration : P_1 [Psi]

$$P_1 = P_s + LLL$$

P_s [Psi] : Pression atmosphérique

3/ Détermination du NPSHA (Net positive suction head available) :

$NPSHA$ [ft]

$$NPSHA = 2.31 (P_1 - P_v) / Sp Gr$$

P_v [Psi] : tension de vapeur du liquide

4/ Détermination de la pression de refoulement : P_d (Psi)

$$P_d = P_2 + \lambda LU^2 / Dh \cdot 2g$$

P_2 [Psi] : Pression à la sortie du pipe

λ : Coefficient de friction de la canalisation

U [ft /s] = Q/S : Vitesse de l'écoulement

DH [ft] = $4S / P$: Diamètre hydraulique de la canalisation

P [ft] = πD : Périmètre mouillé

g [ft/s²] : Accélération de la pesanteur

5/ Détermination de la pression différentielle : ΔP [Psi]

$$\Delta P = P_d - P_1$$

6/ Détermination de la hauteur différentielle requise : H [ft]

$$H = \Delta P \times 2.31 / SpGr$$

pour une marge de sécurité de 10% , la hauteur différentielle requise devient :

$$H_r = H + 0.1H$$

7/ Détermination de la puissance hydraulique : **HHP [HP]**

$$HHP = GPM \times \Delta P / 1715$$

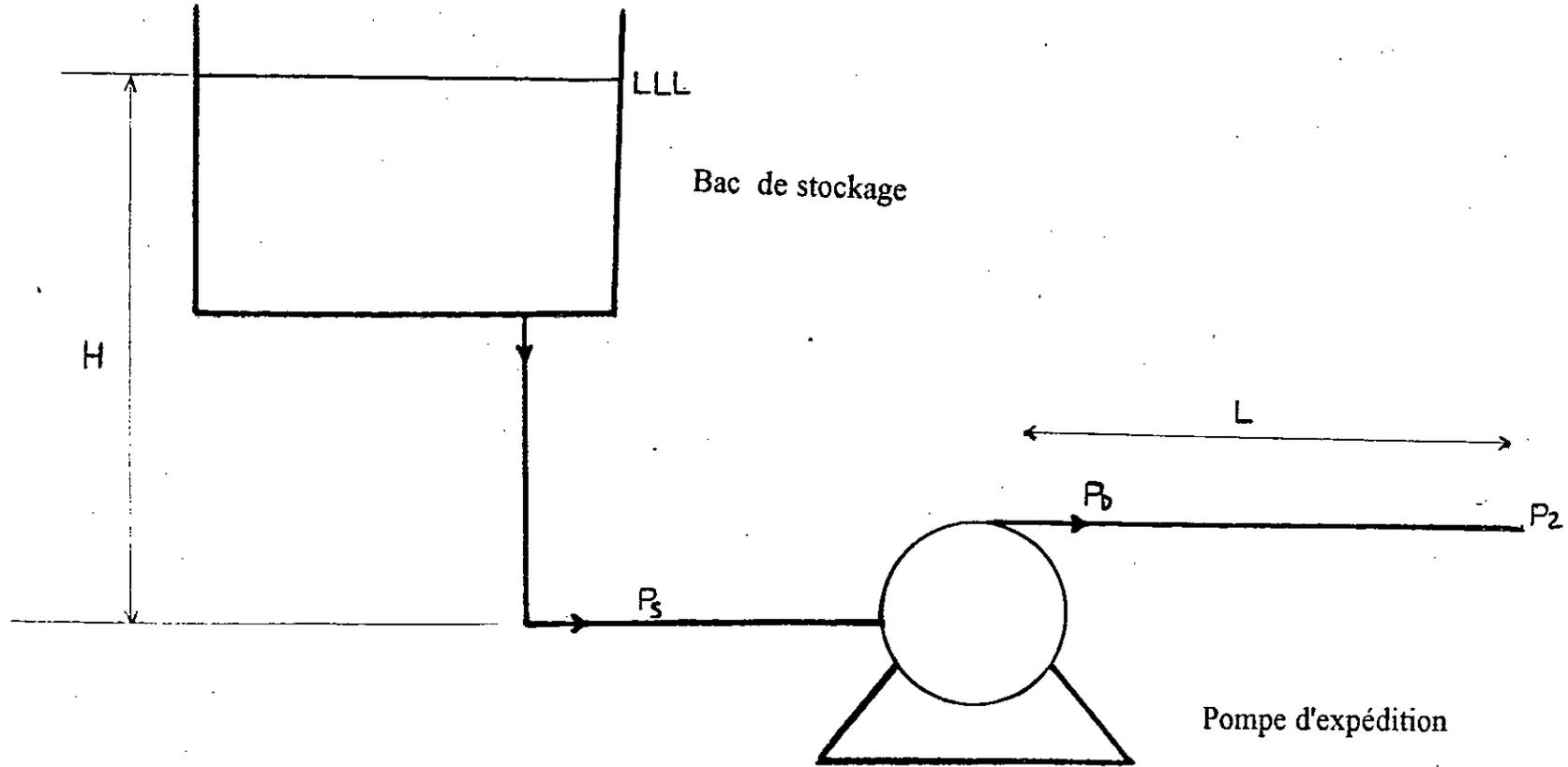
GPM : Gallon par mètre

8/ Détermination de la puissance mécanique (Brake horsepower) : **BHP[kw]**

$$BHP = HHP/E$$

E [%] : Efficacité de la pompe

FIG 3.4 SCHEMA D'UNE POMPE
D'EXPEDITION



III.6.2 CALCULS :

On dispose des données suivantes (tableau III.15)

H [ft] = 9.84	$\lambda = 1.21 \times 10^{-2}$
L [ft] = 65620	$L = [Lb / ft^3] = 46.43$
Ps [Psi] = 14.5	d [ft] = 0.83
Pv [Psi] = 10	E [%] = 0.75
P2 [Psi] = 50.8	Q [m ³ / J] = 3588
SpGr = 0.749	

Tableau III.15

Les résultats obtenus sont comme suit :

Résultats	
LLL [Psi]	3.31
P1 [Psi]	17.81
NPSHA [ft]	9.84
Pd [Psi]	311.75
ΔP [Psi]	293.94
H [ft]	873.87
Hr [ft]	961.26
HHP [HP]	99.7
BHP [kw]	99

Tableau III.16

NB : Pour le calcul de la puissance hydraulique, le débit (GPM) utilisé est obtenu comme suit :

- Débit liquide à la sortie $Q = 3588 \text{ m}^3 / \text{j}$

pour une durée de temps de 15h qui correspond au temps de fonctionnement de la pompe par jour .

On aura $Q' = 3588/15 = 240 \text{ m}^3/\text{h}$

On utilise une pompe de $120 \text{ m}^3 / \text{h} \cdot 1.1 = 132 \text{ m}^3 / \text{h}$

Soit 581.2 GPM

CHAPITRE IV

ESTIMATION DU PROCEDE

IV.1 GENERALITES

Dans tout développement d'un projet industriel , le coût du projet est un facteur essentiel dans l'étude de "faisabilité". Les résultats conduiront à la réalisation ou à la non réalisation du projet .

Le coût d'un projet ou "investissement" est constitué d'une part par des coûts correspondants aux éléments physiques, constituant l'ensemble industriel, (c'est à dire le budget), et d'autre part par des coûts indirects pour initier et suivre la réalisation du projet .

Dans l'évaluation du projet, il n'est pas nécessaire d'avoir une précision exacte. Il suffit le plus souvent d'obtenir les investissements relatifs au projet examiné, pour que le résultat obtenu puisse orienter la décision ou conduire à des études économiques plus approfondies.

La maîtrise de la technique de l'estimation des coûts est une fonction vitale de tout investisseur. Le résultat obtenu est d'une part essentiel pour motiver toute décision d'investir dans un secteur industriel, mais il est d'autre part le noyau du processus d'élaboration de toute offre de réalisation et /ou de l'établissement d'un financement.

L'estimation n'est pas considérée comme une étude figée mais fait l'objet d'une actualisation permanente .

IV.2 ESTIMATION DU PROJET

Quelque soit le type d'unité industrielle à réaliser, (unité pétrochimique , distillation pétrolière ou traitement de gaz), les principales règles pour évaluer le budget de ces projets sont toujours les mêmes .

L'estimation suivra une liste standard d'activités et de matériel. Une grille de découpe des investissements à estimer sera établie . Elle comprend :

- Le coût de l'équipement principal :
 - Colonne, séparateurs
 - Bacs de stockage
 - Echangeurs, Rebouilleur, condenseur
 - Aéroréfrigérants
 - Pompes, compresseurs

- Le coût de l'équipement secondaire (Bulk) :
 - Tuyauterie
 - Instrumentation
 - Isolation
 - Peinture
 - Electricité
 - Batiments

- Le coût du montage et du génie civil :
 - Préparation du site
 - Fondations
 - La mise en place des équipements

- Le montant des frais indirects :
 - Transport
 - Assurances / Taxes / Permis
 - Utilités

IV.3 LA METHODE D'ESTIMATION :

La méthode d'estimation est celle développée par l'investisseur durant la période des pré-études. Par contre la précision de l'investissement est développée par les bureaux d'études d'Engineering durant la réalisation du projet .

Généralement une estimation très détaillée est à $\pm 5\%$, alors qu'une estimation rapide, donnant seulement un ordre de grandeur, est \pm à 50% .

Toutes les techniques d'estimation reposent sur la compilation d'un certain nombre de données à caractère industriel. Leurs applications, à un très large échantillonnage de procédés chimiques, a permis la mise au point de plusieurs méthodes, (méthode exponentielle, méthode utilisant les facteurs multiplicatifs, méthode modulaire...), qui diffèrent à la fois par leur complexité et leur précision .

Sur le plan pratique, le choix d'une méthode se fait selon la nature, l'importance et le degré de crédibilité des informations dont on dispose.

Pour l'évaluation de notre procédé, notre choix s'est porté sur la méthode des facteurs multiplicatifs qui est la plus couramment rencontrée dans l'industrie chimique. Elle donne une précision de $\pm 25\%$.

Dans les techniques de calcul de ce type, on prend en compte les dépenses de matériel secondaires et de montage, ainsi que les frais indirects de chantier, qui sont évalués, grâce à un certain nombre de facteurs, supposés tout d'abord fixés, puis modulés en fonction de certaines caractéristiques propres à l'installation considérée (nature du matériau employé, sévérité des conditions opératoires, capacité ...).

Ces facteurs permettent l'estimation du coût global d'une unité à partir du seul montant des équipements principaux .

L'application pratique de la méthode repose sur la connaissance des éléments suivants :

- Un schéma de procédé indiquant les équipements principaux (P.F.D)
- La nature des produits traités
- Les bilans de matière et de chaleur
- Les conditions opératoires (température, pression, débit)
- Les dimensions des équipements

Ces résultats sont obtenus au moyen du simulateur **ASPEN PLUS** .

Conçue pour être appliquée lors des étapes préliminaires du développement d'un procédé, ou pour l'obtention d'une évaluation rapide, la méthode des facteurs multiplicatifs s'est avérée assez précise. Elle demande cependant des délais de mise en oeuvre relativement longs, étant donné qu'elle nécessite au préalable de connaître ou d'effectuer le dimensionnement des équipements.

IV.4 ESTIMATION DES EQUIPEMENTS PRINCIPAUX

Le coût du matériel principal, est déterminé à partir des caractéristiques essentielles de chaque appareillage (dimensions des séparateurs et colonnes, puissance des pompes et compresseurs, surface des échangeurs) . Le prix est obtenu à partir :

- Soit de publications techniques
- Soit des réponses de constructeurs, à la suite d'appels d'offres pour des équipements fournis dans des réalisations antérieures ou figurant à leur catalogue de ventes.

Actuellement, il existe un très grand nombre d'indices des coûts qui se distinguent les uns des autres par :

- L'année de base
- Les éléments de référence retenus
- La pondération faite pour la détermination de cet indice.

Dans notre cas, la détermination du prix de base de chacun des appareillages élémentaires constituant le matériel principal, est obtenu à partir du TECHNICAL DATA BOOK.

IV.4.1 LES CRITERES D'EVALUATION DES EQUIPEMENTS :

A - LES RECIPIENTS SOUS PRESSION (colonne, séparateurs)

Le coût des récipients varie en fonction des deux paramètres suivants :

- Le poids du récipient
- La complexité dans la fabrication du récipient .

B - LES EQUIPEMENTS DE CHAUFFE (rebouilleur)

Le coût du rebouilleur varie en fonction des paramètres suivants :

- La puissance calorifique a fournir
- Le service pour lequel il est employé
 - Four de chauffe.(distillation, reforming)
 - Four réactionnel (steam cooking)

C - LES EQUIPEMENTS D'ECHANGE (Echangeur de chaleur, Aéroréfrigérant)

Leurs coûts varient en fonction de :

- La surface d'échange
- La technologie de construction, qui est fonction du service que doivent accomplir ces équipements. Ce sont ces deux paramètres qui vont déterminer les caractéristiques propres aux tubes et aux calandres (longueur, diamètre, nombre...).

D - LES POMPES

Le coût des pompes tient compte des trois critères suivants :

- Le type de la pompe
- Conditions de fonctionnement
- Matériaux de construction

E - LES COMPRESSEURS

Comme pour les pompes, le coût des compresseurs varie en fonction :

- Du type de la pompe
- Des conditions de fonctionnement
- Des matériaux de construction

F - LES BACS DE STOCKAGE:

Le coût des bacs de stockage varie en fonction

- Du type du produit à stocker
- De la technologie adoptée

Généralement les bacs de stockage sont toujours montés sur site. Leurs coûts comprennent donc :

- Le coût du matériel
- Le coût du transport
- Le coût du montage

Les coûts de base obtenus pour chaque équipement sont donnés dans le tableau (IV.1). Cependant ces coûts doivent être corrigés en tenant compte des deux paramètres suivants :

- Design développement : qui tient compte de l'Engineering de détail. Il représente 5% du coût de base de chaque équipement .
- Vendor print : il tient compte des études d'architecture, des plans, .dessins. Il est calculé comme suit :

Si on note par A le prix de base d'un équipement donné :

- Le design developpement est égal à 5 % A
- Le vendor print est égal à 2 % [A + 5% A]

Les données de prix figurants dans le tableau IV.1 sont relatifs pour le premier trimestre de l'année 1995.

ESTIMATION DES EQUIPEMENTS

Procédé de Stabilisation

DESIGNATION	QTE	Poids Tons	Cout \$	ENG DEV \$	VENDOR REPS \$	TOTAL COUT
COLONNES	1	37	255 600	12 780	5 368	273 748
BALLONS Vertiaux	2	16	85 500	4 275	1 796	91 571
BALLONS Haurizontaux	4	55	469 500	23 475	9 860	502 835
BACS	6	1 186	2 255 010	112 751	47 355	2 415 116
POMPES	15	31	460 200	23 010	9 664	492 874
COMPRESSEURS	2	397	4 375 000	218 750	91 875	4 685 625
TURBOGENERATEURS	2	13	2 950 000	147 500	61 950	3 159 450
ECHANGEURS	2	23	265 000	13 250	5 565	283 815
AEROS	4	122	927 000	46 350	19 467	992 817
FOUR	1	26	222 000	11 100	4 662	237 762
SUB-TOTAL EQUIPEMENTS	39	1 906	12 264 810	613 241	257 561	13 135 612

74

TABLEAU IV.1

IV.5 ESTIMATION DES EQUIPEMENTS SECONDAIRES (Bulk)

Dans l'estimation du coût du matériel secondaire, le problème majeur est d'établir des quantitatifs . Au stade des études préliminaires, on établira ces quantitatifs à partir d'éléments statistiques, tandis qu'au stade des études détaillées, on procédera par mètre.

Les montants des différents postes constituant le matériel secondaire sont obtenus par l'usage de facteurs multiplicatifs que l'on applique au coût de base standard de chaque catégorie de matériel. Par ailleurs, ces coefficients varient en fonction de l'importance de ce coût de base, comme l'indique le tableau IV.2 :

ESTIMATION DU BULK

Procédé de Stabilisation

Equipement \ Bulk	Total Cost \$	Piping \$	Steel \$	Electrical \$	Instrum \$	Concrete \$	Insulation \$	Paint \$
COLONNES	273 748	0,75 205 311	0,10 27 375	0,06 16 425	0,16 42 431	0,14 39 146	0,08 20 531	0,02 5 475
BALLONS Vertiaux	91 571	0,67 61 353	0,12 10 989	0,06 5 494	0,16 14 194	0,11 10 256	0,08 6 868	0,02 1 831
BALLONS Horizontal	502 835	0,48 241 361	0,07 35 198	0,06 30 170	0,10 50 284	0,10 49 781	0,08 37 713	0,012 6 034
BACS	2 415 116	0,15 362 267	0,09 217 360	0,05 123 171	0,10 239 096	0,15 371 928	0,03 70 038	0,01 24 151
POMPES	492 874	0,372 183 349	0,06 31 544	0,36 178 913	0,06 28 587	0,10 49 780	0,03 13 308	0,012 5 914
COMPRESSEURS	4 685 625	0,215 1 007 409	0,05 234 281	0,11 515 419	0,08 388 907	0,13 618 503	0,01 51 542	0,003 14 057
TURBOGENERATEURS	3 159 450		0,05 157 973	0,14 454 961	0,16 489 715	0,12 382 293	0,01 31 595	0,015 47 392
ECHANGEURS	283 815	0,56 158 936	0,04 11 353	0,24 68 116	0,14 39 166	0,10 28 098	0,07 19 867	0,014 3 973
AEROS	992 817	0,176 174 736	0,08 79 425	0,11 111 196	0,10 99 282	0,12 120 131	0,00 0	0,008 7 943
FOUR	237 762	0,37 87 972	0,07 16 643	0,15 34 475	0,16 36 853	0,11 26 154	0,05 11 413	0,015 3 566

TABLEAU N.2

Total	13 135 613	2 482 694	664 169	1 083 379	938 799	1 313 776	231 279	72 945
-------	------------	-----------	---------	-----------	---------	-----------	---------	--------

IV.5.1 PIPING

Le coût du piping représente entre 20 - 30 % du coût des équipements principaux, d'où une importance très grande de ce poste dans l'estimation du prix de l'unité, on distingue :

- Le coût des tubes
- Le coût de la robinetterie
- Le coût de brides
- Le coût des accessoires

IV.5.2 INSTRUMENTATION

Le coût de l'instrumentation représente 15 % du coût des équipements principaux. Il comprend :

- Le coût des analyseurs
- Le coût des transmetteurs
- Le coût des accessoires de montage
- Le coût de matériel de régulation
- Le coût des appareils divers.

IV.5.3 L'ELECTRICITE

Elle comprend les installations suivantes :

- Distribution de la force motrice
- L'éclairage de l'unité
- La mise à la terre
- Le matériel de montage

Le coût du matériel électrique représente entre 8 et 12 % du coût du matériel principal.

IV.5.4 LA PEINTURE

Au stade des études préliminaires, les surfaces sont calculées à partir des éléments statiques.

Le coût du marché de peinture représente entre 3 et 5 % du coût de l'équipement principal.

IV.5.5 L'ISOLATION

On distingue deux types d'isolation :

- L'isolation des appareils chauds
- L'isolation des appareils froids

Le coût varie en fonction :

- Du type de calorifuge
- De l'épaisseur du calorifuge
- Du type de matériau des tôles de protection

Il représente généralement entre 2 et 6 % du coût de matériel principal.

IV.6 ESTIMATION DU COÛT DU MONTAGE ET DU GENIE-CIVIL

IV.6.1 LE COÛT DU MONTAGE (Construction)

La rubrique montage signifie la mise en place des équipements principaux appartenant au procédé ainsi que les équipements secondaires. L'évaluation de ce coût se fait par rapport au poids du matériel et non pas par rapport au prix de celui-ci.

Pour les équipements principaux, le problème ne se pose pas, le poids étant calculé dans le chapitre dimensionnement. Pour les équipements secondaires, le poids est obtenu en multipliant le poids total des équipements par des facteurs qui sont propres à chacun d'eux. Ces facteurs sont donnés dans le tableau ci-dessous (tableau IV.3)

Poids total des équipements = 1906 T	
Piping	1.5
Structure	0.65
Électricité	0.15
Infrastructure	0.09
Isolation	0.012
Peinture	0.012

Tableau IV.3

La méthode d'estimation consiste donc à calculer le poids de montage par type d'équipement auquel on affecte un coefficient qui est fonction du pays où se situe l'usine.

Le tableau IV.4 donne par type d'équipements, le prix du montage à la tonne de matériel qui est valable en Algérie :

Equipements	Prix en DA/T
Colonne	35 000
Séparateurs verticaux	17 000
Séparateurs horizontaux	14 000
Pompes	32 000
Compresseurs	44 000
Turbogénérateurs	44 000
Echangeurs	22 000
Aéroréfrigérant	54 000
Fours	75 000
Piping	1 800
Structures	2 000
Électricité	12 % du coût global des équipements
Infrastructure	12 % du coût global des équipements
Isolation	225
Peinture	225

Tableau IV.4

NB : Pour les pompes, le prix du montage est fixé à 32000 DA. Il est fonction de l'unité s'occupant du montage.

IV.6.2 LE COÛT DU GENIE CIVIL - BATIMENTS :

Le génie civil est généralement estimé sous forme de marché (matériel + montage).

L'estimation de ce dernier donne lieu à un coût global qui est fonction de la surface occupée par l'usine .

Le coût du génie-civil couvre les postes suivants :

- Préparation du site
- Travaux d'infrastructures
- Travaux de génie-civil dans les unités et off sites
- Les bâtiments

Pour les deux premiers postes, l'estimation des quantitatifs à l'aide des statistiques n'est pas possible, seuls les travaux des deux derniers peuvent être estimés sur la base de statistiques.

IV.7 ESTIMATION DU MONTANT DES FRAIS INDIRECTS :

IV.7.1 LE TRANSPORT :

Le coût du transport dépend essentiellement des paramètres suivants :

- nature du matériel transporté.
- distance entre le lieu de fabrication du matériel et le site de construction du complexe
- moyen de transport adopté
- nombre de chargement et de déchargement
- type d'emballage en fonction des moyens de transport .

En fonction des lieux de fabrication du matériel et de sa construction, on distingue

A - LE TRANSPORT TERRESTRE :

Le transport terrestre est pris en considération si le site du complexe se trouve dans le pays de fabrication du matériel ou dans un pays limitrophe .

En Algérie, l'évaluation de ce coût se fait comme suit :

- Pour 100 tonnes de matériel, on évalue le transport à **240 DA / km**

- Pour une distance allant du point de départ (où se trouvait le matériel) vers le site du complexe, de 1000 km , le transport sera évalué à **240.10³ DA** pour 100 tonnes .

Comme le poids total de tout le matériel (équipement + bulk) vaut 6512 T, le prix total sera évalué à :

coût du transport terrestre = **15 628 800 DA** soit **347 307 \$**

B - LE TRANSPORT MARITIME (FREIGHT) :

Le transport maritime est nécessaire si le site du complexe est situé sur un continent différent de celui du pays de fabrication de matériel .

Son coût est évalué comme suit :

Le transport de matériel est évalué à 120 \$/T de matériel .

Pour un poids total de 6512 T

Coût du transport maritime = **781 440. \$** .

IV.7.2 UTILITES :

A - LES PIECES DE RECHANGE

Lors de la construction du complexe, l'engineering ainsi que le client doivent veiller à respecter l'approvisionnement des pièces de rechange que l'on peut classer en deux grandes catégories .

- Les pièces de rechange à court terme :

Ce sont les pièces de rechange utilisées pour le démarrage de l'ensemble industriel.

Elles sont à prévoir par les vendeurs d'équipements, qui doivent jusqu'à la réception provisoire des installations, remédier à toutes les défaillances sur leurs équipements. Cette catégorie représente 2% du coût des équipements + matériel.

- Les pièces de rechange à long terme:

Pour les pays en voie d'industrialisation, il est nécessaire d'inclure, dans les investissements en limites des unités, un stock d'équipement de rechange pour faire face aux incidents mécaniques susceptibles de se produire. Cette catégorie qui représente 5 % du coût global Equipement + matériel, assure le fonctionnement du complexe pendant une période de deux années .

B -. OUTILLAGES / CONSOMMABLES

Ce sont les dépenses complémentaires qui couvrent les produits consommables et les outils indispensables qui sont directement approvisionnés durant la réalisation du projet. Leurs prix varient selon le site, c'est-à-dire, selon la faculté avec laquelle on peut les obtenir, ainsi à chaque projet sont donc associés des prix bien déterminés.

IV.7.3 L'ASSURANCE

On regroupe sous cette appellation :

- Les taxes diverses, contributions foncières, patentes.
- Les frais d'assurances qui couvrent non seulement l'investissement en matériel mais également les matières immobilisées et stockées. Ces frais ont un caractère périodique et se trouvent chaque année selon un montant sensiblement identique.

Les taxes, ainsi que les primes d'assurances sont variables, non seulement en fonction de la nature, de la taille des unités considérées mais également selon le lieu d'implantation de ces installations.

On distingue :

- **Les assurances de transport :**

Qui constituent un package couvrant le transport maritime et le transport terrestre. Son coût représente 0.2 % du coût global équipements + matériel.

- **Les assurances tout risque chantier, tout risque montage (TRC - TRM) :**

Qui couvrent les risques de toutes les opérations effectuées le long de l'installation du complexe. Son coût représente 6.5 pour mille du montant global du projet : grandtotal - coût du transport.

IV.7.4 AUTRES DEPENSES

Au-delà des postes cités auparavant, il existe d' autres coûts qui sont spécifiques au procédé :

- Coût de la construction temporaire : 2 000 000 \$
- Coût des puits d'eau : 600 000 \$
- Coût du système de télécommunication : 2 000 000\$
- Coût de la construction d'une route (10 km) : 1 000 000\$

Tous ces calculs effectués, donnent lieu au tableau IV.5

IV.8 ESTIMATION DES FRAIS D'ENGINEERING (DESIGN ENGINEERING)

Les frais d'engineering représentent la rémunération de ces services. Elles peuvent varier selon l'importance et la qualité du travail fourni, suivant le projet considéré, la nature et la capacité des installations prévues.

Ils ne sont pas proportionnels à la taille des unités. On peut les considérer comme étant un pourcentage des investissements relatifs au diverses constructions. Ils représentent environ 10 % du coût total.

ESTIMATION GLOBALE

DESIGNATION	QTE	POIDS (T)	construc taux DA/T	MATERIEL COUT \$	SUB-CONT COUT \$	CONSTRUC COUT \$	TOTAL COUT \$
COLONNE	1	37	35 000	273 748		28 778	302 526
BALLONS Verticaux	2	16	17 000	91 571		6 045	97 616
BALLONS Horizontaux	4	55	14 000	502 835		17 111	519 946
BACS	6	1 186			2 415 116		2 415 116
POMPES	15	31	32 000	492 874		711	493 585
COMPRESSEURS	2	397	44 000	4 685 625		388 178	5 073 803
TURBOGENERATEURS	2	13	44 000	3 159 450		12 711	3 172 161
ECHANGEURS	2	23	22 000	283 815		11 245	295 060
AEROS	4	122	54 000	992 817		146 400	1 139 217
FOUR	1	26	75 000	237 762		43 333	281 095
1/ TOTAL-EQUIPEMENTS	39	1 906		10 720 497	2 415 116	654 512	13 790 125
PIPING		2 858	1 800	2 482 694		5 146 200	7 628 894
STRUCTURES		1 232	2 000	1 320 950		2 478 000	3 798 950
ELECTRICITE		286	12 % COUT EQ	1 083 379		1 576 274	2 659 653
INSTRUMENTATION		172	12 % COUT EQ	938 799		1 576 274	2 515 73
PROTECTION INCENDIE		5		262 712			262 712
BATIMENTS					656 780		656 780
GENIE-CIVIL					8 030 425		8 030 425
ISOLATION		23	5 \$/T	231 179		115	231 394
PEINTURE		23	5 \$/T	72 945		115	73 060
DIVERS			5 \$/T	197 034		115	197 149
2/ TOTAL MATERIELS		4 607	0	6 589 792	8 687 205	10 777 093	26 054 090
TOTAL EQUIP/MATERIELS 1+2		6 512	0	17 310 289	11 102 321	11 431 605	39 844 215
TRANSPORT (MAR+ TERR)							1 128 747
CONSTRUCTIONS TEMPORAIRES							2 000 000
OUTILLAGES/CONSOMMABLES							2 000 000
PUITS D'EAU							600 000
ROUTE							1 000 000
PIECES DE RECHANGE							1 211 720
TELECOMMUNICATIONS							2 000 000
ASSURANCE							395 953
3/ TOTAL							9 940 467
DESIGN ENGINEERING							5 018 064
GRAND TOTAL							55 198 699

TABLEAU N.5

IV.9 CONCLUSION :

Il existe diverses autres manières de calculer le coût d'un projet. Elles font appel à des notions d'économie ou de comptabilité plus ou moins complexes .

Il importe en premier lieu de constituer un ensemble homogène de données, à partir duquel les calculs purement économiques pourront être effectués.

En fait cette étape est la plus délicate et ses résultats dépendent essentiellement des renseignements initialement rencontrés . Le rôle de l'évaluation est d'utiliser ce qui est disponible, de l'adapter et de l'homogénéiser et souvent de le compléter, si besoin par des éléments qui lui font défaut .

- L'amélioration par le détail des connaissances sur un projet ne signifie pas nécessairement que la crédibilité en est meilleure.

Aussi il n'est pas certain qu'une publication détaillée, établie à partir d'informations, elles-mêmes publiées dans des brevets par exemple, soit aussi crédible qu'une proposition préliminaire émanant d'une société d'engineering.

Ainsi à la méthode la plus complexe ne correspond pas nécessairement la meilleure précision.

CONCLUSION

APRES AVOIR CHOISI LE PROCEDE DE TRAITEMENT DE PETROLE, NOUS AVONS UTILISE DANS UN PREMIER TEMPS **ASPEN PLUS** POUR LE SIMULER .

LA SIMULATION DU PROCEDE A PERMIS DE FIXER LE DEBIT A L'ENTREE DE L'UNITE QUI EST ÉVALUEE A **26400 kg/h** AINSI QUE LES BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR .

A PARTIR DE CES RESULTATS NOUS AVONS DIMENSIONNE LES EQUIPEMENTS SUIVANTS :

- LES SEPARATEURS
- LES AEROREFRIGERANTS
- LA POMPE D'EXPEDITION
- LES ECHANGEURS DE CHALEUR

POUR LES AUTRES EQUIPEMENTS, LE DIMENSIONNEMENT A ETE DONNE PAR **ASPEN PLUS** .

DANS UN DEUXIEME TEMPS, NOUS AVONS DETERMINE LES COUTS DES EQUIPEMENTS DE L'UNITE

POUR L'EVALUATION DES INVESTISSEMENTS RELATIFS A LA REALISATION DE L'UNITE, NOUS AVONS UTILISE LA METHODE DES FACTEURS MULTIPLICATIFS .

L'INVESTISSEMENT A PREVOIR POUR LA REALISATION DE L'UNITE DE TRAITEMENT DU PETROLE EST ESTIME A **2483 981 455 DA.**

POUR COMPLETER CETTE ETUDE, LA PARTIE ECONOMIQUE SERAIT INTERESSANTE A ENTREPRENDRE DANS DES TRAVAUX FUTURS PROCHES.

BIBLIOGRAPHIE

- [1]- B. ABID CHAREF : INTRODUCTION AU MANAGEMENT DES PROJETS, INSTITUE ALGERIEN DU PETROLE , IAP, 1984.
- [2]- ASPEN TECHNOLOGY : COSTING MANUAL ASPEN TECHNOLOGY, OCTOBRE, 1990.
- [3]- ASPEN TECHNOLOGY INSTITUTE : USER GUIDE ASPEN TECHNOLOGY INS, AOUT, 1988.
- [4]- Y. BARBIER : DICTIONNAIRE DU PETROLE, ED SCM, PARIS, 1980.
- [5]- CHAPELLE . SKTCHIAN : ECONOMIE DU PETROLE, LE PETROLE DANS LE MONDE, ED TECHNIP, 1963.
- [6]- A. CHAUVEL : MANUEL D'EVALUATION ECONOMIQUE DES PROCEDES, ED TECHNIP, 1976.
- [7]- DESIGN INSTITU PHYSICAL PROPRETY DATA DIPPR : PROJET 802, MANUAL FOR PREDICTING CHEMICAL PROCESS. DESIGN DATA DIPPR, 1987.
- [8]- DE.LAVAL : Engineering handbook, New york, 1970.
- [9]- ECONOMIE D'ENERGIE EN RAFFINAGE ET PETROCHIMIE, ED TECHNIP, 1976.
- [10]- A. GERUNDA : HOW TO SIZE LIQUID VAPOR SEPARATORS CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS, SEPTEMBRE, 1994.
- [11]- P. LEPRINCE : PROCEDE DE PETROCHIMIE CARACTERISTIQUE TECHNIQUE ET ECONOMIQUE , VOLUME 1 ET 2, ED TECHNIP, 1971.
- [12]- A. MEYERS : HAND BOOK OF CHEMICALS PRODUCTION PROCESS, NEW YORK, 1986.
- [13]- J.B. MAXWELL : DATA BOOK ON HYDROCARBON, ED VAW NUSTRAN, 1962.

- [14]- K. NAJIM : OPTIMISATION ET COMMANDE EN GENIE DES PROCEDES,
NEW YORK,1987.
- [15]- W.L NELSON : PETROLEUM REFINERY ENGINEERING, NEW YORK,1969.
- [16]- A. NORMAND : INDUSTRIE DU RAFFINAGE DU PETROLE, ED
TECHNIP, 1976.
- [17]- J.S PAGE : CONCEPTION COST ESTIMATING MANUAL, LONDON,1984.
- [18]- PETROLE ET PETROCHIMIE , ED TECHNIP, 1975.
- [19]- H. POPPER : MODERN COST ENGINEERING TECHNIQUES, MC GRAW HILL.
BOOK COMPAGNY, NEW YORK,1970.
- [20]- F. RASE : PROJECT ENGINEERING OF PROCESS PLANTS, NEW YORK.
- [21]- R. C REID J M PRAVSNITZ : THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS,
ED MC GRAW HILL, 1977.
- [22]- O. RENTZ : L'OPTIMISATION DES PROCEDES DE PRODUCTION DE
GENIE CHIMIQUE, INSTITUE ALGERIEN DU PETROLE,IAP, 1980.
- [23]- P. TRAMBOUZE : LE DEVELOPPEMENT DES PROCEDES DE RAFFINAGE
ET DE PETROCHIMIE, ED TECHNIP, 1975.
- [24]- E. VELLINGER : INDUSTRIE DU PETROLE , ED DUNOD, 1970.
- [25]- J. VIDAL : THERMODYNAMIQUE ET METHODES APPLIQUEES
EN GENIE CHIMIQUE, ED TECHNIP, 1975.
- [26]- P. WRITHIER : RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE VOLUME 1 ET 2,
ED TECHNIP, 1972.
- [27]- TECHNIQUE DE L'INGENIEUR (T.E), J 4002 - 400.
- [28]- TECHNICAL DATA BOOK. VOLUME 16, JANVIER,1995.

ANNEXE

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		GAS	N	1	2	3
From					100-V-01	VAN01
To		100-V-01	100-V-01	100-V-01	VAN01	100-E-01
Phase		MIXED	LIQUID	MIXED	MIXED	MIXED
Substream: MIXED						
Mole Frac						
H2O		0.0	1.000000	0.0	.0155744	.0155744
CO2		5.77504E-3	0.0	3.79962E-3	2.30637E-3	2.30637E-3
N2		6.31572E-3	0.0	2.89971E-3	3.07537E-4	3.07537E-4
C1		.7886717	0.0	.4103590	.1224423	.1224423
C2		.1299420	0.0	.1124888	.0977092	.0977092
C3		.0437501	0.0	.0783921	.1016319	.1016319
IC4		2.91641E-3	0.0	9.99900E-3	.0147186	.0147186
NC4		8.55050E-3	0.0	.0394960	.0599632	.0599632
IC5		1.37683E-3	0.0	.0138986	.0220092	.0220092
NC5		2.07441E-3	0.0	.0258973	.0428938	.0428938
NC6		9.90810E-3	0.0	.0358964	.0874702	.0874702
NC7		4.70061E-4	0.0	.0483951	.0786725	.0786725
NC8		1.91771E-4	0.0	.0531946	.0866082	.0866082
NC9		4.29956E-5	0.0	.0331966	.0540798	.0540798
NC10		1.14460E-5	0.0	.0240975	.0392646	.0392646
NC11		2.92424E-6	0.0	.0168983	.0272103	.0272103
C12+		1.0149E-10	0.0	.0902909	.1471375	.1471375
Total Flow	KMOL/HR	4131.394	1994.130	1913.950	1174.494	1174.494
Total Flow	KG/HR	85793.89	35924.26	1.42275E+5	1.29944E+5	1.29944E+5
Total Flow	CUM/DAY	74245.16	868.2483	18999.87	4340.738	5527.568
Temp	C	25.00000	25.00000	25.00000	25.00000	24.36280
Pres	BAR	30.00000	30.00000	30.00000	30.00000	23.00000
Vfrac		.9944379	0.0	.4273024	1.99434E-4	.0454758
Lfrac		5.56206E-3	1.000000	.5726976	.9998006	.9545242
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	J/KMOL	-8.1629E+7	-2.8596E+8	-1.2944E+8	-1.6714E+8	-1.6711E+8
Enthalpy	J/KG	-3.9308E+6	-1.5873E+7	-1.7413E+6	-1.5107E+6	-1.5104E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR	-80.55009	-136.2006	-59.17299	-46.88861	-46.87968
Entropy	J/KMOL-K	-1.3386E+5	-1.6318E+5	-3.2922E+5	-4.7167E+5	-4.7109E+5
Entropy	J/KG-K	-6446.243	-9058.121	-4428.754	-4263.127	-4257.692
Density	KMOL/CUM	1.335487	55.12148	2.417637	6.493795	5.099505
Density	KG/CUM	27.73317	993.0135	179.7174	718.4623	564.2006
Avg MW		20.76633	18.01500	74.33598	110.6383	110.6383
*** ALL PHASES ***						
REIDVP	PSI	636.5678	1.895449	9.623251		
*** VAPOR PHASE ***						
T=15.50000						
P=1.012300						
VVSTDMX	CUM/DAY	2.33763E+6		4.65336E+5	133.2754	30390.10
*** LIQUID PHASE ***						
REIDVP	PSI	19.05086	1.895449	15.21951		

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		4	5	6	7	8
From		100-E-01	100-V-01	100-V-02	VAN02	100-V-03
To		100-V-02	MULT2	VAN02	100-V-03	100-E-02
Phase		MIXED	VAPOR	MIXED	MIXED	MIXED
Substream:	MIXED					
Mole Frac						
H2O		.0155744	1.13704E-3	.0172302	.0172302	.0173034
CO2		2.30637E-3	5.80676E-3	1.36782E-3	1.36782E-3	1.32485E-3
N2		3.07537E-4	8.39087E-3	6.18089E-5	6.18089E-5	5.20822E-5
C1		.1224423	.7967613	.0490696	.0490696	.0458435
C2		.0977092	.1302183	.0731803	.0731803	.0720351
C3		.1016319	.0431938	.0968324	.0968324	.0965867
IC4		.0147186	2.83970E-3	.0153902	.0153902	.0154180
NC4		.0599632	8.27270E-3	.0643014	.0643014	.0644888
IC5		.0220092	1.31565E-3	.0246565	.0246565	.0247744
NC5		.0428938	1.97596E-3	.0484563	.0484563	.0487048
NC6		.0874702	1.41067E-3	.1010898	.1010898	.1017025
NC7		.0786725	4.42792E-4	.0918473	.0918473	.0924413
NC8		.0866082	1.80439E-4	.1015612	.1015612	.1022359
NC9		.0540798	4.04239E-5	.0635488	.0635488	.0639762
NC10		.0392646	1.07645E-5	.0461832	.0461832	.0464955
NC11		.0272103	2.74968E-6	.0320187	.0320187	.0322358
C12+		.1471375	9.4995E-11	.1732040	.1732040	.1743807
Total Flow	KMOL/HR	1174.494	4894.708	997.7378	997.7378	991.0051
Total Flow	KG/HR	1.29944E+5	98554.83	1.25059E+5	1.25059E+5	1.24871E+5
Total Flow	CUM/DAY	9555.143	88724.97	4310.906	4505.805	4296.484
Temp	C	80.00000	25.00000	80.00001	79.88955	79.86964
Pres	BAR	22.00000	30.00000	22.00000	21.00000	21.00000
Vfrac		.1504960	1.000000	2.79425E-7	6.74856E-3	7.83935E-7
Lfrac		.8495041	0.0	.9999997	.9932514	.9999992
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	J/KMOL	-1.5301E+8	-8.0834E+7	-1.6455E+8	-1.6455E+8	-1.6507E+8
Enthalpy	J/KG	-1.3829E+6	-4.0146E+5	-1.3128E+6	-1.3128E+6	-1.3100E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR	-42.92255	-94.50278	-39.21315	-39.21315	-39.07120
Entropy	J/KMOL-K	-4.2760E+5	-1.2932E+5	-4.7448E+5	-4.7442E+5	-4.7653E+5
Entropy	J/KG-K	-3864.833	-6422.619	-3785.480	-3784.989	-3781.823
Density	KMOL/CUM	2.950020	1.324013	5.554681	5.314294	5.535718
Density	KG/CUM	326.3852	26.65897	696.2403	666.1085	687.5253
Avg MW		110.6383	20.13498	125.3430	125.3430	128.0045
*** ALL PHASES ***						
REIDVP	PSI	15.27288	658.1060	17.03747	17.03747	17.14172
*** VAPOR PHASE ***						
NT=15.50000M						
NP=1.012300M						
VVSTOMX	CUM/DAY	1.00572E+5	2.78502E+6	.1586290	3831.140	.4420352
*** LIQUID PHASE ***						
REIDVP	PSI	17.03747		17.03747	17.14173	17.14174

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		9	10	11	12	13
From		MULT1	300-C-01	100-E-02	100-E-01	300-A-01
To		300-C-01	100-E-02	100-E-01	300-A-01	600-C-01
Phase		MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Substream: MIXED						
Mole Frac						
H2O		.0173034	.0146178	.0146178	.0146178	.0146178
CO2		1.32494E-3	8.32989E-5	8.32989E-5	8.32989E-5	8.32989E-5
N2		5.20613E-5	7.1488E-11	7.1488E-11	7.1488E-11	7.1488E-11
C1		.0458432	1.17371E-5	1.17371E-5	1.17371E-5	1.17371E-5
C2		.0720349	4.59166E-3	4.59166E-3	4.59166E-3	4.59166E-3
C3		.0965866	.0332491	.0332491	.0332491	.0332491
IC4		.0154180	9.47812E-3	9.47812E-3	9.47812E-3	9.47812E-3
NC4		.0644888	.0469809	.0469809	.0469809	.0469809
IC5		.0247744	.0260696	.0260696	.0260696	.0260696
NC5		.0487048	.0546905	.0546905	.0546905	.0546905
NC6		.1017026	.1317478	.1317478	.1317478	.1317478
NC7		.0924414	.1223129	.1223129	.1223129	.1223129
NC8		.1022360	.1355907	.1355907	.1355907	.1355907
NC9		.0839762	.0848696	.0848696	.0848696	.0848696
NC10		.0464955	.0616816	.0616816	.0616816	.0616816
NC11		.0322358	.0427645	.0427645	.0427645	.0427645
C12+		.1743808	.2313365	.2313365	.2313365	.2313365
Total Flow	KMOL/HR	991.0043	747.0162	747.0162	747.0162	747.0162
Total Flow	KG/HR	1.24871E+5	1.15518E+5	1.15518E+5	1.15518E+5	1.15518E+5
Total Flow	CUM/DAY	15501.40	4990.703	3904.432	3616.398	3587.773
Temp	C	190.0000	238.3341	113.3847	47.63504	40.00000
Pres	BAR	20.00000	20.30000	19.30000	18.30000	17.30000
Vfrac		.2819019	0.0	0.0	0.0	0.0
Lfrac		.7180980	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	J/KMOL	-1.2751E+8	-1.2033E+8	-1.7016E+8	-1.9234E+8	-1.9475E+8
Enthalpy	J/KG	-1.0119E+6	-7.7816E+5	-1.1003E+6	-1.2438E+6	-1.2594E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR	-30.18156	-21.47053	-30.36015	-34.31731	-34.74785
Entropy	J/KMOL-K	-3.8449E+5	-4.0594E+5	-5.1702E+5	-5.7972E+5	-5.8726E+5
Entropy	J/KG-K	-3051.414	-2625.064	-3343.427	-3748.881	-3797.609
Density	KMOL/CUM	1.534320	3.592358	4.591805	4.957527	4.997080
Density	KG/CUM	193.3313	555.5191	710.0728	766.6278	772.7442
Avg MW		126.0046	154.6391	154.6391	154.6391	154.6391
*** ALL PHASES ***						
REIDVP	PSI	17.14173	9.499998	9.499998	9.499998	9.499998
*** VAPOR PHASE ***						
T=15.50000						
P=1.012300						
VYSTDMX	CUM/DAY	1.58955E+5				
*** LIQUID PHASE ***						
REIDVP	PSI	12.96667	9.499998	9.499998	9.499998	9.499998

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		21	22	23	24	25
From		100-V-02	100-V-03	300-C-01	600-C-01	MIX01
To		MIX01	MIX01	400-V-01		MULT3
Phase		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Substream: MIXED						
Mole Frac						
H2O		6.22770E-3	6.46191E-3	.0200471	.0327984	6.23629E-3
CO2		7.60422E-3	7.67880E-3	5.39228E-3	4.39301E-4	7.60695E-3
N2		1.69460E-3	1.49647E-3	2.12646E-4	2.29982E-8	1.68733E-3
C1		.5366091	.5239218	.1872119	1.78306E-3	.5361435
C2		.2361680	.2417456	.2800915	.1700840	.2363726
C3		.1287236	.1329958	.2921399	.3916254	.1288803
IC4		.0109271	.0113048	.0337931	.0488718	.0109410
NC4		.0354754	.0367100	.1187567	.1736073	.0355207
IC5		7.06610E-3	7.30290E-3	.0209259	.0401002	7.07479E-3
NC5		.0114951	.0118751	.0305491	.0647563	.0115091
NC6		.0105915	.0109087	9.76771E-3	.0517873	.0106031
NC7		4.30458E-3	4.41869E-3	9.89554E-4	.0160978	4.30977E-3
NC8		2.20326E-3	2.25350E-3	1.14617E-4	6.26887E-3	2.20511E-3
NC9		6.30241E-4	6.42263E-4	7.25623E-6	1.34778E-3	6.30682E-4
NC10		2.11253E-4	2.14445E-4	5.15033E-7	3.39535E-4	2.11370E-4
NC11		6.81277E-5	6.88948E-5	3.61393E-8	8.25272E-5	6.81558E-5
C12+		3.12415E-8	3.02476E-8	9.4053E-20	1.57798E-9	3.12051E-8
Total Flow	KMOL/HR	176.7655	6.732660	242.6240	1.181143	183.4891
Total Flow	KG/HR	4884.810	188.3398	9328.531	59.70288	5072.950
Total Flow	CUM/DAY	5244.240	209.4261	7169.886	727.0255	5711.223
Temp	C	80.00001	79.86964	69.70638	40.90626	79.41155
Pres	BAR	22.00000	21.00000	19.30000	1.000000	21.00000
Vfrac		1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Lfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	J/KMOL	-8.7863E+7	-8.8265E+7	-1.0256E+8	-1.1970E+8	-8.7877E+7
Enthalpy	J/KG	-3.1794E+6	-3.1552E+6	-2.8674E+6	-2.3681E+6	-3.1785E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR	-3.709402	-.1419375	-5.943344	-.0337639	-3.351339
Entropy	J/KMOL-K	-1.6289E+5	-1.6459E+5	-2.3323E+5	-2.9417E+5	-1.6266E+5
Entropy	J/KG-K	-5896.488	-5883.513	-6085.915	-5819.759	-5883.499
Density	KMOL/CUM	.8089171	.7715554	.8121433	.0388909	.7710676
Density	KG/CUM	22.35417	21.58353	31.22571	1.970865	21.31782
Avg MW		27.63489	27.97405	38.44852	50.54688	27.64714
*** ALL PHASES ***						
REIDVP	PSI	13.28405	13.68097	26.78198	34.67287	13.29873
*** VAPOR PHASE ***						
MT=15.50000*						
MP=1.012300*						
VVSTDMX	CUM/DAY	1.00572E+5	3830.783	1.38049E+5	672.0529	1.04403E+5
*** LIQUID PHASE ***						
REIDVP	PSI					

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		26	27	28	29	30
From		400-V-01	400-K-01	400-A-01	MIX02	400-V-02
To		400-K-01	400-A-01	MIX02	400-V-02	400-K-02
Phase		VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR
Substream: MIXED						
Mole Frac						
H2O		.0200468	.0200468	.0200468	.0140998	6.33354E-3
CO2		5.39229E-3	5.39229E-3	5.39229E-3	6.34595E-3	6.97354E-3
N2		2.12646E-4	2.12646E-4	2.12646E-4	8.47661E-4	9.54904E-4
C1		.1872124	.1872124	.1872124	.3374664	.3768800
C2		.2800921	.2800921	.2800921	.2812650	.2787269
C3		.2921402	.2921402	.2921402	.2218385	.2173647
IC4		.0337931	.0337931	.0337931	.0239527	.0206272
NC4		.1187564	.1187564	.1187564	.0829141	.0664556
IC5		.0209257	.0209257	.0209257	.0149613	9.09913E-3
NC5		.0305489	.0305489	.0305489	.0223501	.0122423
NC6		9.76748E-3	9.76748E-3	9.76748E-3	.0101273	3.10846E-3
NC7		9.89500E-4	9.89500E-4	9.89500E-4	2.41882E-3	3.57032E-4
NC8		1.14603E-4	1.14603E-4	1.14603E-4	1.01480E-3	6.74553E-5
NC9		7.25429E-6	7.25429E-6	7.25429E-6	2.75710E-4	7.79785E-6
NC10		5.14734E-7	5.14734E-7	5.14734E-7	9.13116E-5	1.07680E-6
NC11		3.60941E-8	3.60941E-8	3.60941E-8	2.93693E-5	1.44784E-7
C12+		0.0	0.0	0.0	1.34373E-8	0.0
Total Flow	KMDL/HR	242.6232	242.6232	242.6232	426.1124	375.9294
Total Flow	KG/HR	9328.493	9328.493	9328.493	14401.44	11804.67
Total Flow	CUM/DAY	7169.886	6355.491	4278.572	9887.092	8780.639
Temp	C	69.70684	77.59811	45.00000	45.74062	45.74550
Pres	BAR	19.30000	22.00000	21.00000	21.00000	21.00000
Vfrac		1.000000	1.000000	.6745224	.8821934	1.000000
Lfrac		0.0	0.0	.3254776	.1178066	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	J/KMDL	-1.0256E+8	-1.0212E+8	-1.0968E+8	-1.0029E+8	-9.3774E+7
Enthalpy	J/KG	-2.6674E+6	-2.6561E+6	-2.8526E+6	-2.9674E+6	-2.9863E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR	-5.943318	-5.918048	-6.355901	-10.20714	-8.419980
Entropy	J/KMDL-K	-2.3323E+5	-2.3287E+5	-2.5529E+5	-2.1478E+5	-1.9348E+5
Entropy	J/KG-K	-6065.912	-6056.668	-6639.875	-6354.872	-6161.460
Density	KMDL/CUM	.8121409	.9162090	1.360958	1.033303	.9224659
Density	KG/CUM	31.22558	35.22683	52.32676	34.92285	28.96663
Avg MW		38.44847	38.44847	38.44847	33.79729	31.40131
*** ALL PHASES ***						
REIDVP	PSI	26.78195	26.78195			20.25776
*** VAPOR PHASE ***						
HT=15.50000						
HP=1.012300						
VVSTDMX	CUM/DAY	1.38049E+5	1.38049E+5	93117.13	2.13889E+5	2.13889E+5
*** LIQUID PHASE ***						
REIDVP	PSI					

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT						
Stream ID		31	32	33	CO1	CO2
From		400-K-02	400-A-02	MIX03	100-V-01	100-V-02
To		400-A-02	MIX03	MULT4		
Phase		VAPOR	MIXED	VAPOR	LIQUID	MIXED
Substream: MIXED						
Mole Frac						
H2O		6.33354E-3	6.33354E-3	1.50768E-3	1.000000	0.0
CO2		6.97354E-3	6.97354E-3	5.88998E-3	0.0	0.0
N2		9.54904E-4	9.54904E-4	6.00316E-3	0.0	0.0
C1		.3766800	.3766800	.7667989	0.0	0.0
C2		.2797269	.2797269	.1408820	0.0	0.0
C3		.2173647	.2173647	.0556166	0.0	0.0
IC4		.0206272	.0206272	4.10840E-3	0.0	0.0
NC4		.0664556	.0664556	.0124226	0.0	0.0
IC5		9.09913E-3	9.09913E-3	1.87080E-3	0.0	0.0
NC5		.0122423	.0122423	2.70821E-3	0.0	0.0
NC6		3.10846E-3	3.10846E-3	1.53176E-3	0.0	0.0
NC7		3.57032E-4	3.57032E-4	4.36675E-4	0.0	0.0
NC8		6.74553E-5	6.74553E-5	1.72380E-4	0.0	0.0
NC9		7.79765E-6	7.79765E-6	3.80968E-5	0.0	0.0
NC10		1.07680E-6	1.07680E-6	1.00735E-5	0.0	0.0
NC11		1.44784E-7	1.44784E-7	2.56388E-6	0.0	0.0
C12+		0.0	0.0	8.8219E-11	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	375.8294	375.8294	6270.637	1970.273	0.0
Total Flow	KG/HR	11804.67	11804.67	1.10360E+5	35484.46	0.0
Total Flow	CUM/DAY	7449.844	6607.892	1.01713E+5	857.8607	0.0
Temp	C	67.94487	45.00000	24.23755	25.00000	
Pres	BAR	29.00000	28.00000	28.00000	30.00000	22.00000
Vfrac		1.000000	.8368981	1.000000	0.0	
Lfrac		0.0	.0631019	0.0	1.000000	
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	
Enthalpy	J/KMOL	-9.2724E+7	-9.5138E+7	-8.1854E+7	-2.8596E+8	
Enthalpy	J/KG	-2.9529E+6	-3.0297E+6	-3.9093E+6	-1.5873E+7	
Enthalpy	MMKCAL/HR	-8.325763	-8.542470	-103.0453	-134.5711	
Entropy	J/KMOL-K	-1.9258E+5	-1.9972E+5	-1.3361E+5	-1.6318E+5	
Entropy	J/KG-K	-6132.936	-6360.326	-6380.997	-9058.121	
Density	KMOL/CUM	1.211073	1.365384	1.243648	55.12148	
Density	KG/CUM	38.02928	42.87483	26.04019	993.0135	
Avg MW		31.40131	31.40131	20.93855	18.01500	
*** ALL PHASES ***						
REIQVP	PSI	20.25778		37.12225	1.895449	
*** VAPOR PHASE ***						
WT=15.50000						
*P=1.012300						
VVSTDMX	CUM/DAY	2.13898E+5	2.00401E+5	2.99891E+8		
*** LIQUID PHASE ***						
REIQVP	PSI				1.895449	

PROCEDE DE STABILISATION DU PETROLE BRUT				
Stream ID		CD3	CD4	CD5
From		100-V-03	400-V-01	400-V-02
To				
Phase		MIXED	MIXED	LIQUID
Substream: MIXED				
Mole Frac				
H2O		0.0	.1186652	.0722785
CO2		0.0	9.80426E-4	1.64460E-3
N2		0.0	9.34416E-6	4.42879E-5
C1		0.0	.0184916	.0437095
C2		0.0	.0882796	.1229721
C3		0.0	.2172784	.2553522
IC4		0.0	.0466201	.0488640
NC4		0.0	.2068367	.2052075
IC5		0.0	.0693827	.0588765
NC5		0.0	.1214376	.0980697
NC6		0.0	.0870244	.0627071
NC7		0.0	.0193916	.0178640
NC8		0.0	4.82450E-3	8.11152E-3
NC9		0.0	6.60619E-4	2.28269E-3
NC10		0.0	1.01709E-4	7.67276E-4
NC11		0.0	1.52852E-5	2.48295E-4
C12+		0.0	0.0	1.14098E-7
Total Flow	KMOL/HR	0.0	7.18923E-4	50.18295
Total Flow	KG/HR	0.0	.0383250	2596.768
Total Flow	CUM/DAY	0.0	1.75635E-3	116.9803
Temp	C		69.70584	45.74550
Pres	BAR	21.00000	19.30000	21.00000
Vfrac			3.28337E-8	0.0
Lfrac			.9999999	1.000000
Sfrac			0.0	0.0
Enthalpy	J/KMOL		-1.5765E+8	-1.4909E+8
Enthalpy	J/KG		-2.9573E+6	-2.8813E+6
Enthalpy	MMKCAL/HR		-2.7071E-5	-1.787069
Entropy	J/KMOL-K		-3.7586E+5	-3.7431E+5
Entropy	J/KG-K		-7050.639	-7233.621
Density	KMOL/CUM		9.823875	10.29567
Density	KG/CUM		523.7006	532.7599
Avg MW			53.30896	51.74602
*** ALL PHASES ***				
REIOVP	PSI			
*** VAPOR PHASE ***				
T=15.50000				
P=1.012300				
VVSTOMX	CUM/DAY		1.34308E-8	
*** LIQUID PHASE ***				
REIOVP	PSI			