

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire

8/94

وزارة التربية الوطنية
MINISTRE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

مدرسة وطنية متعددة التخصصات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet

ETUDE DE FAISABILITE
DE REALISATION D'UNE USINE
DE TRAITEMENT DE GAZ

Proposé par :

Mr. M. TALEB

Etudié par :

Melle. BOUTALBI A.

Dirigé par :

Mrs. H. AIT AKLI

M. BENIDDIR

Promotion Juillet 1994

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التربية الوطنية
MINISTRE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet

ETUDE DE FAISABILITE
DE REALISATION D'UNE USINE
DE TRAITEMENT DE GAZ

Proposé par :

Mr. M. TALEB

Etudié par :

Melle. BOUTALBI A.

Dirigé par :

Mrs. H. AIT AKLI
M. BENIDDIR

Promotion Juillet 1994

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

DEDICACES

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

JE DEDIE CE TRAVAIL

A la mémoire de DJILLALI

A mon père et à ma mère

A SAID

A SIDI AHMED

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

REMERCIEMENTS



Nous remercions Monsieur H. AIT AKLI, notre enseignant et promoteur, pour ses conseils et ses critiques constructives qui nous ont permis de mener à bien ce projet.

Nous remercions, également, Monsieur M. BENIDDIR, notre enseignant, pour son soutien tout au long de notre travail.

Nos remerciements vont également à toute l'équipe de CONDOR'ENG pour ses encouragements et sa gentillesse.

Que Monsieur le Président et les Membres du Jury trouvent ici l'expression de nos remerciements pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de faire partie de notre Jury.

Nous remercions Madame F.-Z. DRIS pour son aide à la mise en forme de ce mémoire.

MINISTERE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

Promoteur : H. AIT AKLI

Co-promoteur : M. BENIDDIR

Elève Ingénieur : BOUTALBI A.

وزارة التربية الوطنية

المدرسة الوطنية للمهندسين والتقنيين
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

موجه : ح. ايت أكلي

م. بن إيدر

الطالبة : بوطالبي أ.

الموضوع : دراسة إمكانية إنشاء معمل لتكرير الغاز.

الملخص :

تهدف من هذه الدراسة إلى إعداد ميزانية أولية لإنشاء معمل لتكرير الغاز ذي قوة موحدة 30 مليون متر مكعب يوميا. نقترح لهذه الدراسة طريقة التمييز و إستعراض التكرير ، باستعمال الدليل المنهجي الإعلامي (ASPEN/أسين) قصد الوصول إلى استخراج نتيجة تتعلق بالمادة والطاقة. تمكنا هذه النتائج بعد الحصول عليها لمعرفة تقدير التجهيزات وحساب تكلفتها لعرض تحديد مبلغ الإستثمارات اللازمة. و أخيرا تمكنا إتخاذ القرار والحكم في إمكانية إنشاء المعمل لتكرير الغاز.

Sujet : Etude de faisabilité de réalisation d'une usine de traitement de gaz.

Résumé :

Le but de l'étude est d'établir un budget préliminaire pour la réalisation d'une usine de traitement de gaz d'une capacité de 30 millions de STD m³/ jour pour produire un gaz sec et récupérer les liquides constitués de GPL et condensats.

La simulation du procédé de traitement de gaz a été effectuée avec le logiciel ASPEN PLUS afin d'obtenir les bilans de matière et d'énergie.

Ces bilans ont permis alors d'effectuer le dimensionnement des équipements, d'estimer leur coût et de déterminer le montant des investissements.

La faisabilité économique du projet a été démontrée à l'aide d'un des critères de rentabilité qui est le temps de remboursement.

Title : Feasibility study of a gas treatment plant.

Abstract :

The purpose of the study is to estimate preliminary budget cost of a 30 MM STD m³/day gas treatment plant to produce dry gas and recover liquid hydrocarbons such as LPG and condensate.

Process simulation of the gas treatment plant was carried out using ASPEN PLUS to obtain mass and energy balances.

Theses results were then used to size the equipments, estimate their cost and determine total investment cost.

The economic feasibility of the project was established using one of the profitability criteria which is the pay out time.

S O M M A I R E

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION		1
CHAPITRE I - IMPORTANCE DU TRAITEMENT DE GAZ		3
I.1	But du traitement de gaz	4
I.2	Secteurs d'utilisation et examen du marché des produits	4
I.2.1	Le GPL	4
I.2.2	Le Condensat	5
I.2.3	Le Gaz	7
I.3	Description du complexe industriel de traitement de gaz	9
CHAPITRE II - PROCEDE DU TRAITEMENT DE GAZ		11
II.1	Choix du procédé de traitement de traitement de gaz	12
II.2	Opérations unitaires et équipements du procédé	12
II.2.1	Séparation	12
II.2.2	Compression - Expansion	15
II.2.3	Deshydratation	16
II.2.4	Echange thermique	19
II.2.5	Fractionnement	23
II.3	Description du procédé	27
CHAPITRE III - CONCEPTION DE L'UNITE DE TRAITEMENT		31
III.1	Bases de l'étude	32
III.2	Simulation du procédé à l'aide du simulateur ASPEN PLUS	33
III.2.1	Généralités sur la modélisation de procédés en régime permanent	33
III.2.2	Présentation du simulateur ASPEN PLUS	36
III.2.3	Résultats de la simulation	41
III.2.4	Comparaison des résultats (simulateur / méthode manuelle)	41

CHAPITRE IV - DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS MAJEURS	43
IV.1 Méthode manuelle	44
IV.1.1 Séparateur d'entrée de l'expandeur	44
IV.1.2 Pompe d'alimentation de dééthaniseur	50
IV.1.3 Ballon de reflux du splitter GPL	55
IV.1.4 Condenseur du splitter GPL	57
IV.1.5 Rebouilleur du splitter GPL	64
IV.1.6 Splitter GPL	70
IV.1.7 Déshydrateur vapeur	76
IV.2 Comparaison des résultats (simulateur / méthode manuelle)	80
 CHAPITRE V - EVALUATION ECONOMIQUE	 81
V.1 Eléments du calcul économique	82
V.1.1 Introduction	82
V.1.2 Les principales dépenses d' une unité de production	82
V.1.3 Le coût opératoire et les dépenses d'exploitation	85
V.2 Les critères économiques	86
V.2.1 Détermination des charges d'investissement	86
V.2.2 Calcul de l'amortissement annuel	88
V.2.3 Calcul des bénéfices bruts annuels	89
V.2.4 Calcul du temps de remboursement	89
 CONCLUSION	 90
 ANNEXE	
 BIBLIOGRAPHIE	

INTRODUCTION



Le gaz, issu des gisements d'hydrocarbures liquides ou gazeux, subit un certain nombre de traitements pour valoriser le GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié), le Condensat et pour rendre transportable le Gaz de vente.

Les caractéristiques techniques du procédé et de la technologie sont connues et ne présentent généralement pas de difficultés majeures.

Comme pour les autres industries, la modélisation et la simulation sur ordinateur sont devenues indispensables pour analyser le procédé de traitement des hydrocarbures gazeux.

Dans notre étude, nous utiliserons le simulateur ASPEN PLUS afin de concevoir et connaître les performances de l'usine de traitement de gaz.

La simulation permet alors d'obtenir les bilans de matière et d'énergie ; ces résultats sont alors utilisés pour le dimensionnement et l'évaluation du coût des équipements de l'unité de traitement.

Un budget préliminaire, pour cette usine, sera établi et permettra d'apprécier la faisabilité de la réalisation.

Nous nous proposons, dans le cadre de notre étude, de considérer deux méthodes de détermination des investissements, à savoir :

- * Une méthode globale qui, à partir d'investissements connus pour une usine complète, permet d'extrapoler les investissements de la nouvelle unité.
- * Une méthode utilisant les facteurs multiplicatifs pour passer de la valeur des équipements principaux à l'investissement total de l'usine.

CHAPITRE I
IMPORTANCE DU TRAITEMENT DE GAZ

I.1 BUT DU TRAITEMENT DE GAZ

Le traitement du gaz a pour but de récupérer trois produits, à savoir, le gaz traité, le GPL (gaz de pétrole liquifié) et le condensat.

Le traitement consiste, d'abord, à déshydrater le gaz de charge. Cette opération est réalisée par séparation physique et par adsorption sur des tamis moléculaires. Ensuite, le fractionnement du gaz déshydraté permettra de récupérer les produits qui devront vérifier des spécifications imposées.

I.2 SECTEURS D'UTILISATION ET EXAMEN DU MARCHÉ DES PRODUITS

I.2.1 LES GPL (GAZ DE PÉTROLE LIQUÉFIÉS)

Les gaz de pétrole liquéfiés, propane et butane, sont des combustibles qui allient de nombreux avantages du gaz et du pétrole. Ils sont facilement liquéfiables, à l'inverse du méthane et de l'éthane, ce qui facilite leur stockage et leur transport. Combustibles propres, ils peuvent être substitués aux produits pétroliers tout en réduisant la pollution. Enfin, ils représentent une réserve d'énergie importante et ce, sous un faible volume.

I.2.1.1 La consommation des GPL

En 1991, la consommation de GPL, dans le monde, atteignait les 40 millions de tonnes. Ce chiffre représentait moins de 2 % de la consommation totale d'énergie, et moins de 5 % de la consommation totale du pétrole. Cependant, la consommation de GPL a augmenté de 50 % entre 1980 et 1991, alors que celle du pétrole restait quasiment stable pendant cette période.

Les principaux utilisateurs de GPL sont les Etats Unis (4.3 Mt), l'Europe occidentale (22 Mt) et le Japon (20 Mt). Mais la consommation augmente très rapidement en Amérique du Sud (elle a doublé en 10 ans), en Afrique, au Moyen Orient et en Asie hors Japon (consommation multipliée par 4 à 6 selon les zones). Ainsi, les trois principales régions consommatrices de GPL, qui représentaient 70 % de la consommation mondiale, en 1980, n'en représentaient plus que 60 % en 1991.

I.2.1.2 Les secteurs d'utilisation

Le principal consommateur de GPL est le secteur domestique et commercial. Les GPL, et en particulier le butane, sont très largement utilisés pour la cuisine ou la production d'eau chaude dans les pays en voie de développement et dans les régions des pays industrialisés qui ne sont pas approvisionnées en gaz naturel. En dehors de ce domaine, où la distribution se fait à l'aide des bouteilles connues du grand public, d'autres utilisations se sont également développées : cuisine professionnelle et chauffage dans l'hôtellerie (installation de citernes), alimentation, production simultanée d'électricité et de chaleur.

Un autre consommateur important de GPL est l'industrie. La métallurgie, la céramique, la verrerie et les industries agro-alimentaires utilisent du propane et du butane pour leur pureté et leur souplesse d'utilisation.

Le troisième grand domaine d'utilisation des GPL est la pétrochimie. Propane et butane sont utilisés, en particulier dans les pays industrialisés et au Moyen Orient, comme charges de vapocraqueurs pour la production d'oléfines (éthylène, propylène, ...). En outre, le butane est la matière première pour la fabrication du MTBE, constituant d'essences à haut indice d'octane, de plus en plus demandé pour la fabrication d'essences sans plomb.

Le butane est, également, un excellent carburant automobile. Utilisé pur, il réduit fortement les émissions de polluants des véhicules. De plus, l'utilisation de GPL carburant ne pose pas de problèmes particuliers : les moteurs conçus pour fonctionner au GPL sont similaires aux moteurs à essence classique. L'installation doit, cependant, être réalisée avec soin pour des raisons de sécurité.

I.2.2 LE CONDENSAT

Le principal consommateur de condensat est la pétrochimie. La figure I.1 résume ses principales utilisations.

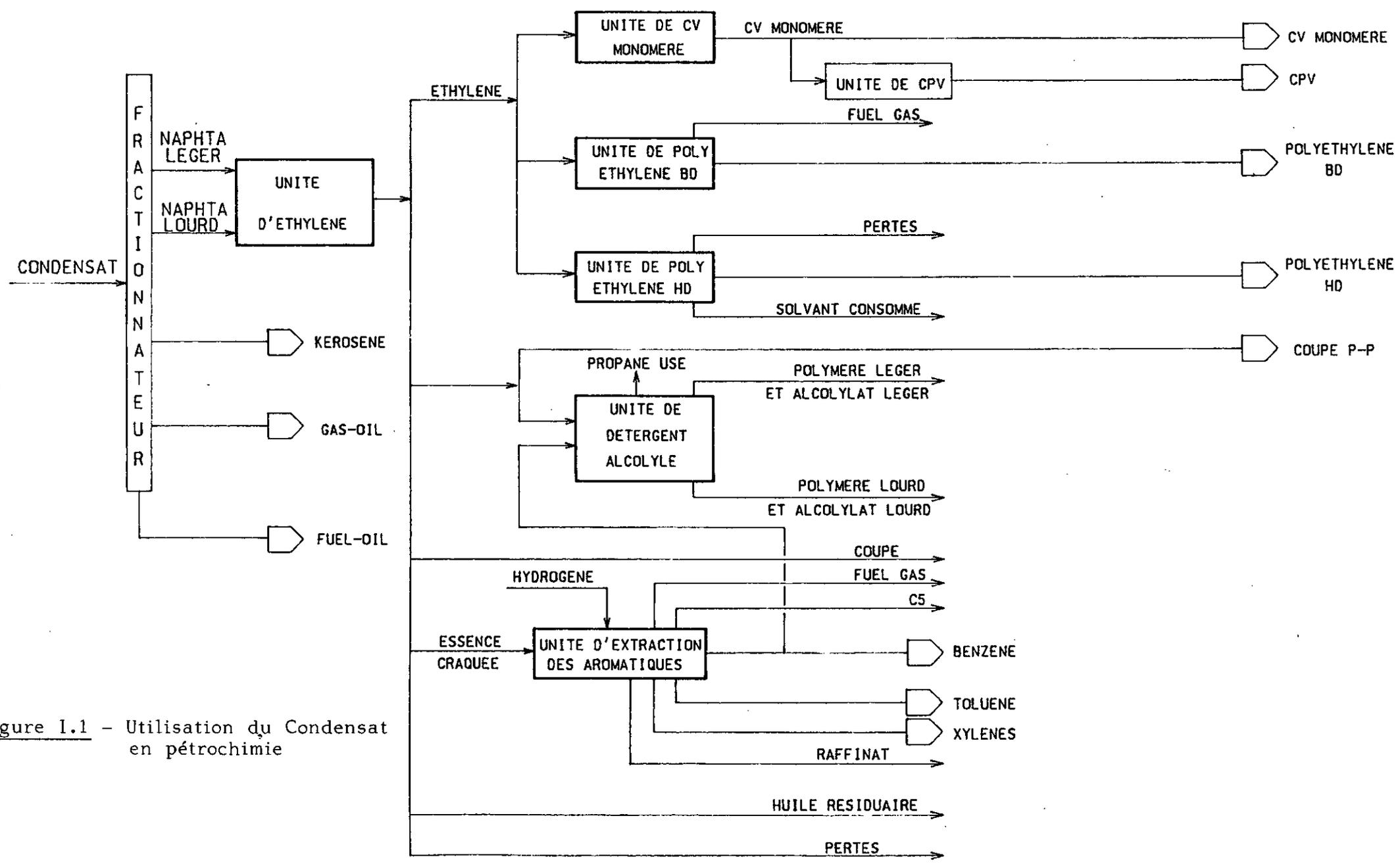


Figure I.1 - Utilisation du Condensat en pétrochimie

I.2.2.1 Historique des exportations du condensat en Algérie

Les premières exportations du condensat algérien ont commencé en 1970 avec 111 000 tonnes. Elles ont atteint 4 millions de tonnes par an dix ans plus tard et ont évolué ensuite pour se stabiliser à près de 17 millions de tonnes à partir de 1986.

I.2.2.2 Exportations par destination

Entre 1986 et 1993, 131 millions de tonnes de condensat algérien ont été commercialisées, ce qui représente 13.35 millions de tonnes par an en moyenne. Durant cette période, l'Europe a été la principale destination avec 51 % des exportations soit 66.4 millions de tonnes, suivie par l'Amérique du Nord avec 39 % (51.88 millions de tonnes), le Brésil avec 7 % (12.2 millions de tonnes) et enfin l'Asie avec 1.5 % (2.18 millions de tonnes).

I.2.2.3 Consommation du condensat par type d'utilisation

Entre 1986 et 1993, la pétrochimie a consommé la plus grande partie des exportations algériennes en condensat. Sur le marché américain (Etats Unis, Canada, Porto Rico), le secteur de la pétrochimie a consommé plus de 90 % de nos exportations contre 70 % environ pour l'Europe.

Ces taux démontrent la prépondérance de la pétrochimie, particulièrement sur le marché américain où le raffinage reste un créneau occasionnel pour le condensat algérien.

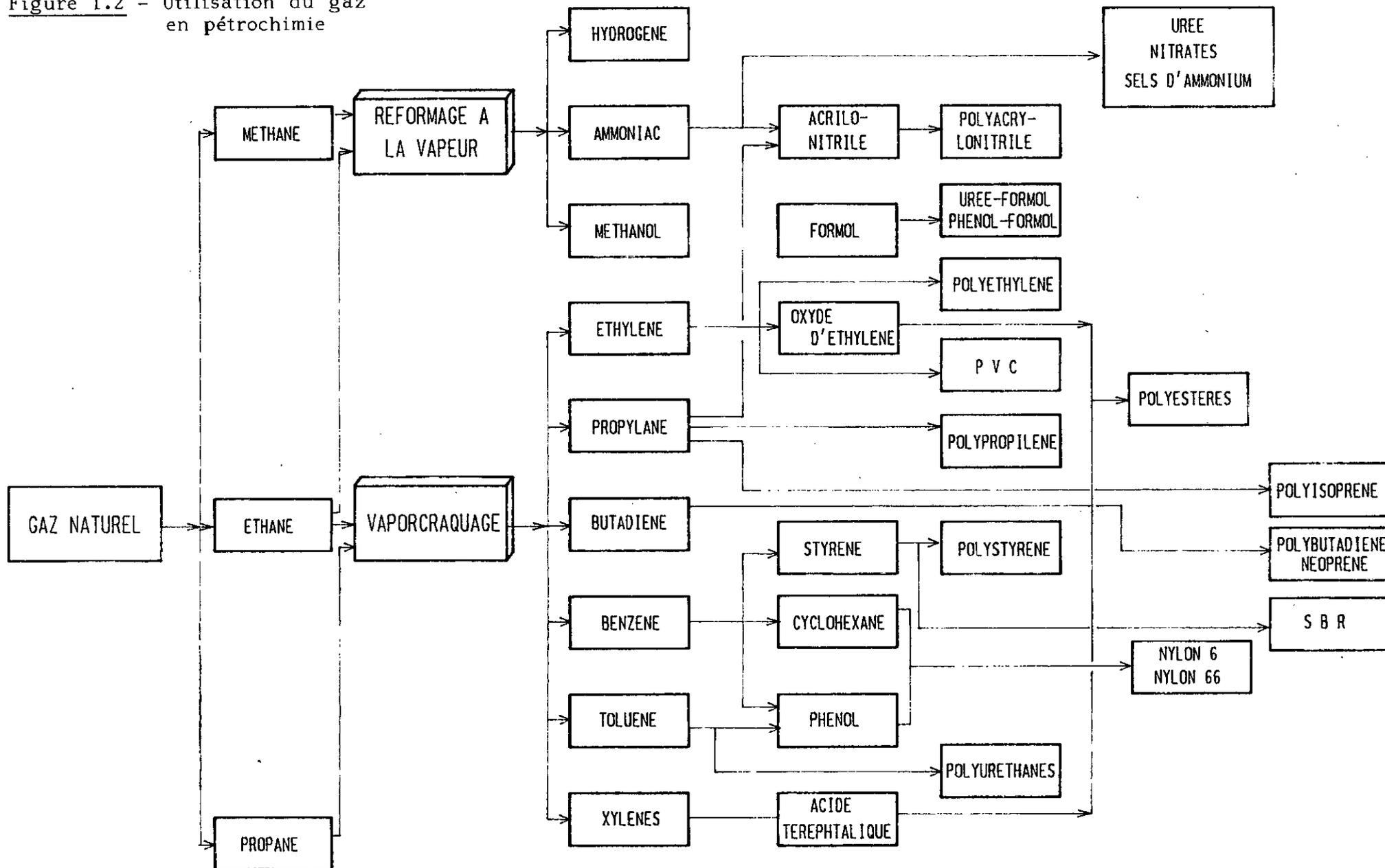
I.2.3 LE GAZ TRAITE

Le gaz traité est principalement utilisé dans les centrales électriques ainsi que dans le domaine domestique.

Il est également utilisé dans plusieurs industries, à savoir :

- la verrerie ;
- la sidérurgie ;
- la cimenterie ;
- la pétrochimie : la figure I.2 résume les principaux produits pétrochimiques issus du gaz naturel

Figure 1.2 - Utilisation du gaz en pétrochimie



I.3 DESCRIPTION DU COMPLEXE INDUSTRIEL DE TRAITEMENT DE GAZ

I.3.1 UNITE DE TRAITEMENT

Cette unité comprend tous les équipements nécessaires au traitement du gaz brut.

I.3.2 RESEAU DE COLLECTE

Le gaz de charge provenant du puits est acheminé vers les installations de traitement grâce à un réseau de collecteurs reliés à un manifold. Le gaz brut issu du manifold est ensuite séparé à l'entrée de l'usine.

I.3.3 RESEAU DE DESSERTE

Les champs de gaz sont équipés d'un réseau de desserte. Ce réseau permet de réinjecter le gaz dans les puits. Le but de la réinjection est le maintien de la pression de gisement.

I.3.4 INSTALLATIONS GENERALES ET STOCKAGE

* Installations du stockage

a) stockage du GPL : les installations de stockage de GPL consistent en :

- sphères de GPL on-spécifications,
- sphères de GPL off-spécifications,
- pompes de recyclage du GPL vers l'usine,
- pompes d'expédition de GPL.

b) stockage du condensat : les installations de stockage de condensat consistent en :

- bacs de stockage de condensat off-spécifications ;
- pompes de recyclage de condensat vers l'usine ;
- pompes d'expédition de condensat.

* **Electricité**

Les besoins en électricité d'une usine de traitement de gaz sont fournis par des turbo-générateurs. Une station électrique principale est généralement prévue pour chaque usine.

* **Réseau d'eau incendie**

Ce réseau comprend :

- un bac de stockage d'eau,
- une pomperie d'eau incendie,
- un réseau de conduites d'eau.

* **Salle de contrôle**

Une usine de traitement de gaz est équipée d'une salle de contrôle principale pour la surveillance et le contrôle des conditions de marche de l'usine.

* **Laboratoire**

Le laboratoire est prévu pour le contrôle des spécifications des produits.

* **Centrale de sécurité**

Cette centrale est équipée de moyens de détection et de lutte contre les incendies.

Notre travail sera consacré à l'étude de l'unité de traitement.

CHAPITRE II
PROCEDE DU TRAITEMENT DE
GAZ

II.1 CHOIX DU PROCEDE DE TRAITEMENT DE GAZ

Le procédé du traitement de gaz est un procédé simple, utilisant quatre types d'opérations unitaires, à savoir :

- la séparation,
- la compression, l'expansion,
- la déshydratation,
- l'échange thermique.

Il n'est pas nécessaire de faire appel à un bailleur de licence pour réaliser la conception de l'usine. En effet, les unités de traitement de gaz sont similaires, certaines différences peuvent, cependant, être constatées d'une unité de traitement à une autre. Ces différences concernent la méthode de déshydratation (adsorption par les tamis moléculaires, absorption par le glycol), le type d'utilités (fluides caloporteurs), les conditions opératoires et enfin le taux de récupération des GPL et condensat.

Dans le cas de notre usine, la séparation est réalisée par gravité, adsorption et fractionnement. La compression et l'expansion sont effectuées respectivement par un compresseur et un turbo-expandeur. Enfin, nous utiliserons pour l'échange thermique des échangeurs de type faisceaux-calandre ainsi que des aéroréfrigérants.

II.2 OPERATIONS UNITAIRES ET EQUIPEMENTS DU PROCEDE

II.2.1 SEPARATION

II.2.1.1 Généralités

Tout procédé nécessite le contrôle des différentes phases présentes. Certains composés doivent en effet être vaporisés ou condensés dans le but d'atteindre les spécifications exigées.

Pour un mélange de composition donnée, il est alors nécessaire de prédire le rapport vapeur-liquide et la composition de chaque phase, et ce en utilisant le concept de l'équilibre.

L'équilibre est généralement représenté avec une constante K, définie par :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

K_i peut être incorporée dans un bilan de matière autour d'un séparateur (voir figure II.1).

$$FZ_i = V Y_i + L X_i$$

ou

$$FZ_i = X_i K_i V + L$$

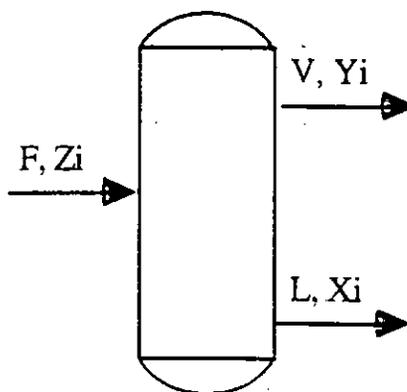


Figure II.1 - Schématisation d'un séparateur

où

- Z_i : fraction molaire du composé i dans l'alimentation ;
- Y_i : fraction molaire du composé i dans la phase vapeur ;
- X_i : fraction molaire du composé i dans la phase liquide ;
- F : nombre de moles dans l'alimentation ;
- V : nombre de moles dans la phase vapeur ;
- L : nombre de moles dans la phase liquide

La séparation des fluides constitue une opération de base dans le traitement du gaz et du pétrole. La performance des séparateurs est vitale car ils constituent les entités fondamentales des équipements de production.

II.2.1.2 Caractéristiques internes d'un séparateur

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

- 1 - Une première section où une séparation primaire du liquide et du gaz est effectuée. Appelée section de séparation centrifuge, elle est utilisée pour collecter la plus grande portion de liquide contenue dans l'effluent entrant. Ce dernier est projeté contre un cylindre appelé cyclone ou encore contre un déflecteur. A ce niveau, on a :

la force centrifuge = 500 x la force de gravité.

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

- 2 - Une deuxième section où la turbulence du fluide diminue. Cette section doit être de longueur (ou de hauteur) suffisante afin de permettre aux gouttelettes liquides de se séparer du courant gazeux. Elles 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.
- 3 - Une troisième section composée d'un éliminateur de brouillard (mist eliminator) situé au niveau de la sortie du gaz et constitué d'un empilement de fines toiles métalliques. Certaines gouttelettes liquides, qui n'ont pas été extraites du courant gazeux, peuvent être entraînées jusqu'à la sortie du séparateur. On évite cela en faisant passer le gaz à travers un éliminateur de brouillard au contact duquel ces gouttelettes se rassemblent pour en former de plus grandes ; elles seront alors collectées au fond du séparateur.
- 4 - Enfin, une quatrième section constituée d'un système de contrôle (vannes, jauges, régulateurs, ...) et d'un dispositif anti-vortex.

II.2.1.3 Les différents types de séparateurs

Il existe trois configurations majeures de séparateurs :

- séparateur vertical,
- séparateur horizontal à tube unique,
- séparateur horizontal à double tube.

- Séparateur vertical

Le séparateur vertical est utilisé dans le cas où le rapport gaz/liquide dans un courant est relativement faible, et aussi en présence d'importants bouchons liquides. Il est capable de prendre en charge de grandes quantités de liquide.

Le séparateur vertical possède une faible surface de base. De plus, la distance séparant le niveau du liquide et la tubulure de sortie du gaz étant importante, la tendance du liquide à se redisperser est diminuée. Enfin, comme l'écoulement naturel du gaz se fait dans le sens opposé de celui du liquide, le séparateur vertical requiert un diamètre plus grand comparé à celui du séparateur horizontal.

- Séparateur horizontal à tube unique
Séparateur horizontal à double tube

Le séparateur horizontal possède plusieurs avantages par comparaison au séparateur vertical. Il est plus simple à monter et requiert moins de tuyauterie pour les connections ainsi qu'un plus faible diamètre pour une capacité de gaz donnée. En outre, le séparateur horizontal offre une plus grande surface de contact entre le gaz et le liquide, ce qui facilitera la séparation. Cependant, l'espace alloué au liquide est assez limité.

Le séparateur à double tube offre un léger avantage par rapport au séparateur à tube unique. En effet, la section destinée à recueillir le liquide est séparée de l'espace où circule le gaz ; la turbulence du liquide ainsi que le risque de son réentraînement dans la phase gazeuse s'en trouvent alors diminués.

II.2.2 COMPRESSION - EXPANSION

Notre usine de traitement comprend un compresseur (C-1101) à son entrée et un turbo-expandeur (EC-1101).

Le compresseur (C-1101) est utilisé pour la compression du gaz de charge jusqu'à 98.7 Bar afin de pouvoir le déshydrater par la suite.

Le compresseur, de type centrifuge, est entraîné par une turbine à gaz. En comparaison avec le compresseur alternatif, son coût est plus faible et sa puissance par unité de masse est supérieure, mais son efficacité est moindre. En outre, sa capacité à prendre en charge les changements de conditions (pressions, températures, masses moléculaires) est limitée.

Les turbo-expandeurs sont devenus très populaires grâce à leur simplicité et leur coût relativement bas.

Lors du passage du gaz dans la turbine d'expansion, la pression du gaz est réduite et sa température chute. Le processus de transformation de l'énergie en énergie utilisable débute dans la couronne d'aubages mobile où l'énergie potentielle contenue dans le gaz est transformée en énergie cinétique, qui elle-même est transformée dans la roue en énergie mécanique. Cette dernière est ensuite transmise par l'intermédiaire de l'arbre à la machine entraînée. Dans notre cas, cette machine est le compresseur servant à comprimer le gaz traité avant sa sortie de l'usine.

Par ailleurs, en plus de la récupération de l'énergie qui serait autrement perdue, l'utilisation d'un turbo-expandeur permet d'assurer une source de frigorifiques nécessaires à la condensation des produits de tête du dééthaniseur. La température du courant sortant de l'expandeur est très basse (- 40 °C et même plus). De telles températures ne pourraient être atteintes par d'autres systèmes de réfrigération classiques.

II.2.3 DESHYDRATATION

La déshydratation du gaz que nous traitons est obligatoire afin d'éviter la formation d'hydrates.

Les techniques de déshydratation les plus fréquemment utilisées dans les usines de traitement de gaz sont :

- l'absorption par les liquides ;
- l'adsorption par les solides.

II.2.3.1 L'absorption par les liquides

Certains liquides tels que le diéthylène glycol (DEG), le triéthylène glycol (TEG) et le tétra-éthylène glycol (TREG) peuvent absorber l'eau contenue dans les gaz tout en ayant les critères nécessaires pour être utilisés dans des processus commerciaux. Le TEG reste le plus fréquemment utilisé : il a l'avantage d'être très hygroscopique, d'avoir une bonne stabilité thermique et un coût modéré. Cependant, son utilisation présente certains inconvénients. En effet, en plus des problèmes de corrosion qu'il engendre, les pertes de glycol et d'hydrocarbures peuvent être excessives.

II.2.3.2 L'adsorption par les solides

Les adsorbants solides les plus communément utilisés en industrie sont la bauxite, l'alumine, le silica-gel et les tamis moléculaires. Ces derniers sont les plus appropriés pour la déshydratation du gaz que nous traitons. En effet, les autres adsorbants ont tendance à se détériorer au contact de l'eau, au contraire des tamis moléculaires qui résistent bien à l'eau. De plus, les tamis moléculaires gardent une bonne capacité d'adsorption jusqu'à des températures élevées telles que 100 °C, alors que celle du silica-gel ou encore de l'alumine est déjà très faible à 40 °C. Cependant, les tamis moléculaires s'effritent quelque peu après un certain nombre de cycles d'adsorption-désorption. Le gaz déshydraté contient alors de la poussière, d'où la nécessité de disposer des filtres à la sortie des sècheurs.

Les tamis moléculaires sont des zéolithes déshydratées, silico-aluminates alcalins ou alcalineux terreux. Ils sont préparés par cristallisation, en phase gazeuse et sous l'action de la chaleur, de gels de silico-aluminates. Leur système cristallin est tel qu'après élimination de l'eau de cristallisation, ils conservent une structure constituée par un réseau de cavités ayant toutes le même diamètre pour une même espèce de tamis.

Si des molécules possèdent les dimensions requises pour entrer dans les pores des tamis moléculaires, ces derniers adsorberont préférentiellement celles qui possèdent la plus grande polarité ou le plus haut degré d'insaturation. Cette sélectivité est très importante car elle évite la co-adsorption d'autres composés avec l'eau. Dans le cas de déshydratation, les cations présents à la surface des cristaux attireront la partie négative de la molécule d'eau.

Les tamis moléculaires généralement utilisés pour la déshydratation sont du type 4A et 13X, dont la capacité d'adsorption lorsqu'ils sont neufs est respectivement de 22 et 28.5 kg d'eau/100 kg d'adsorbant.

La régénération (ou réactivation) des tamis moléculaires (voir figure II.2) se fait sous l'action de la chaleur. Elle est réalisée en chauffant le gaz sortant des deux deshydrateurs en service puis en le faisant passer à travers le lit de tamis à régénérer.

La température de régénération varie de 250 à 370 °C, ce qui permet d'obtenir une capacité maximale des tamis ainsi qu'une température de rosée pouvant atteindre - 100 °C.

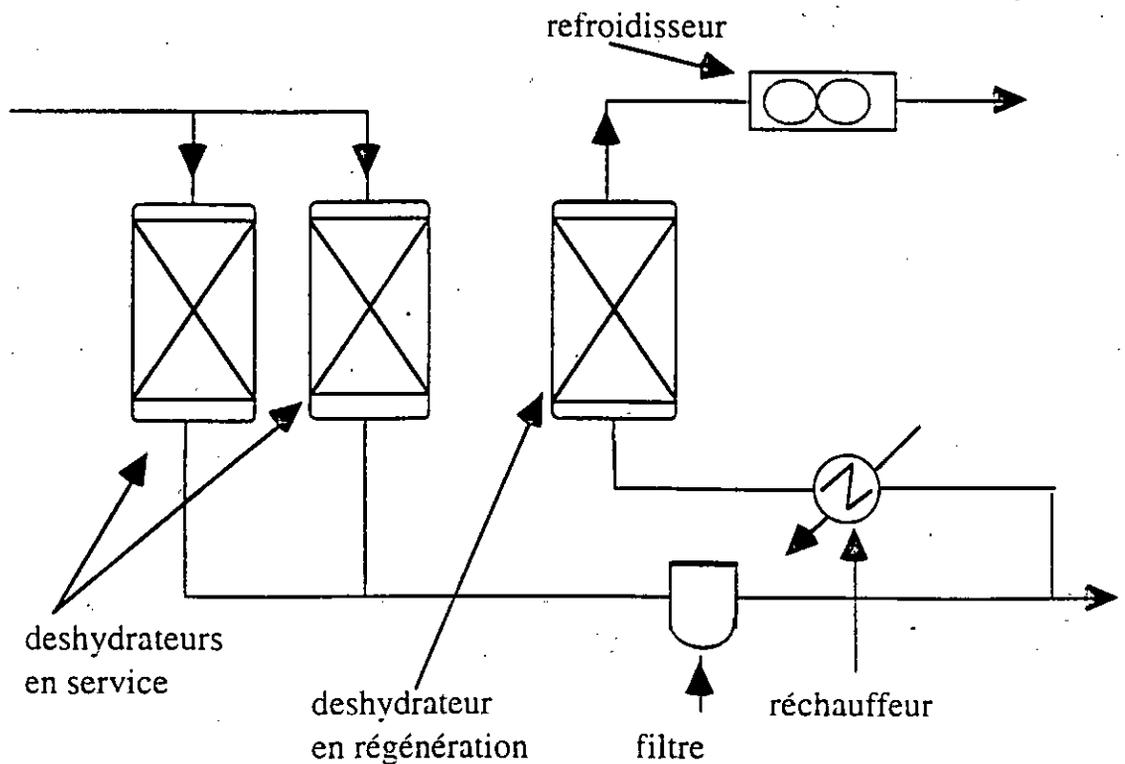


Figure II.2 - Schématisation d'un circuit de déshydratation par tamis moléculaires

II.2.4 ECHANGE THERMIQUE

Le transfert de chaleur au niveau de l'usine de traitement de gaz est réalisé par des échangeurs faisceaux-calandre et par des aéroréfrigérants

II.2.4.1 Les échangeurs faisceaux-calandre

L'utilisation des échangeurs faisceaux-calandre nous permet de récupérer les calories et frigories des différents flux de matière.

Par exemple, la vapeur issue du séparateur V-1152 servira à condenser une partie du produit de tête du dééthaniseur dans l'échangeur E-1154. Elle sera ensuite mélangée à la vapeur provenant du ballon de reflux V-1153 pour refroidir, dans l'échangeur E-1151, une partie du gaz sortant des déshydrateurs.

Quant au liquide issu du séparateur E-1152, il servira d'abord à condenser l'autre partie des vapeurs de tête du dééthaniseur pour aller ensuite refroidir l'une des alimentations du fractionnateur T-1102.

II.2.4.2 Les Aéroréfrigérants

Les aéroréfrigérants sont utilisés pour refroidir des fluides avec de l'air ambiant. Ils sont souvent utilisés lorsque l'eau n'est pas disponible sur les sites où sont implantées les usines.

Les aéroréfrigérants sont généralement dimensionnés pour opérer dans des climats chauds. Les variations saisonnières ou journalières de la température de l'air peuvent provoquer un sur-refroidissement qui peut être indésirable. Le contrôle du refroidissement est donc très important ; il est réalisé en faisant varier la quantité d'air circulant à travers le faisceau tubulaire, en utilisant des moteurs électriques à vitesse variable, des ventilateurs dont le pas est variable ou encore en modifiant la fermeture de volets.

Le coût du refroidissement par l'air est étroitement lié à la différence de température entre l'air entrant et le fluide refroidi sortant, qui varie généralement de 22 °C à 28 °C. Des valeurs plus grandes ne seraient pas économiques. Le coût total (coût opératoire + coût du capital amorti) augmente rapidement lorsque cette différence de température diminue. Pour une valeur de 11 °C par exemple, le coût total est 1.6 fois supérieur à celui équivalent à une valeur de 22 °C. Cette limitation affecte l'utilisation des aéroréfrigérants dans la plupart des cas.

Il existe deux principaux types d'aéroréfrigérants :

- aéroréfrigérants à tirage induit (voir figure II.3) ;
- aéroréfrigérants à tirage forcé (voir figure II.4).

Le tirage induit possède plusieurs avantages en comparaison avec le tirage forcé, à savoir :

- une meilleure distribution de l'air à travers le faisceau tubulaire ;
- le risque de recirculation de l'air chaud est moindre.

Cependant, il présente certains inconvénients :

- le déplacement des tubes pour la maintenance est difficile ;
- le fonctionnement, à des hautes températures, est limité à cause de l'effet de l'air chaud sur les ventilateurs.

Nous utiliserons donc les aéroréfrigérants à tirage forcé, conseillés pour les services nécessitant des entretiens fréquents. En effet :

- la maintenance, la lubrification etc... sont facilités ; il n'est pas nécessaire de démonter le ventilateur et la chambre pour changer un élément du faisceau.
- l'ensemble moto-ventilateur est mieux disposé (le ventilateur n'est pas exposé à l'air chaud).

II.2.4.3 Les Rebouilleurs

Le rebouillage des produits de fond de colonnes est assuré par des appareils tubulaires. Le fluide caloporteur, l'huile, circule à travers les tubes.

Deux types de rebouilleurs sont généralement utilisés :

- les rebouilleurs noyés ;
- les rebouilleurs à niveau liquide.

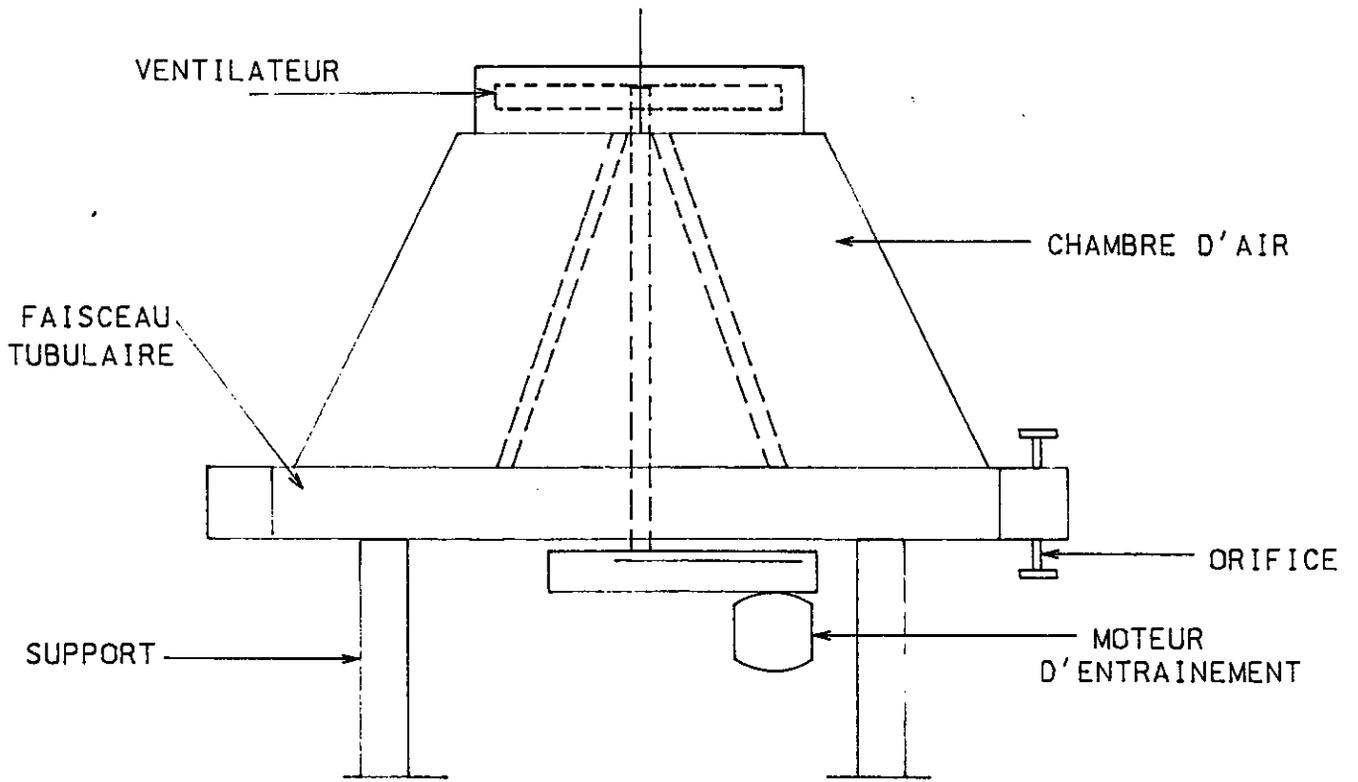


FIGURE II-3 : TIRAGE INDUIT

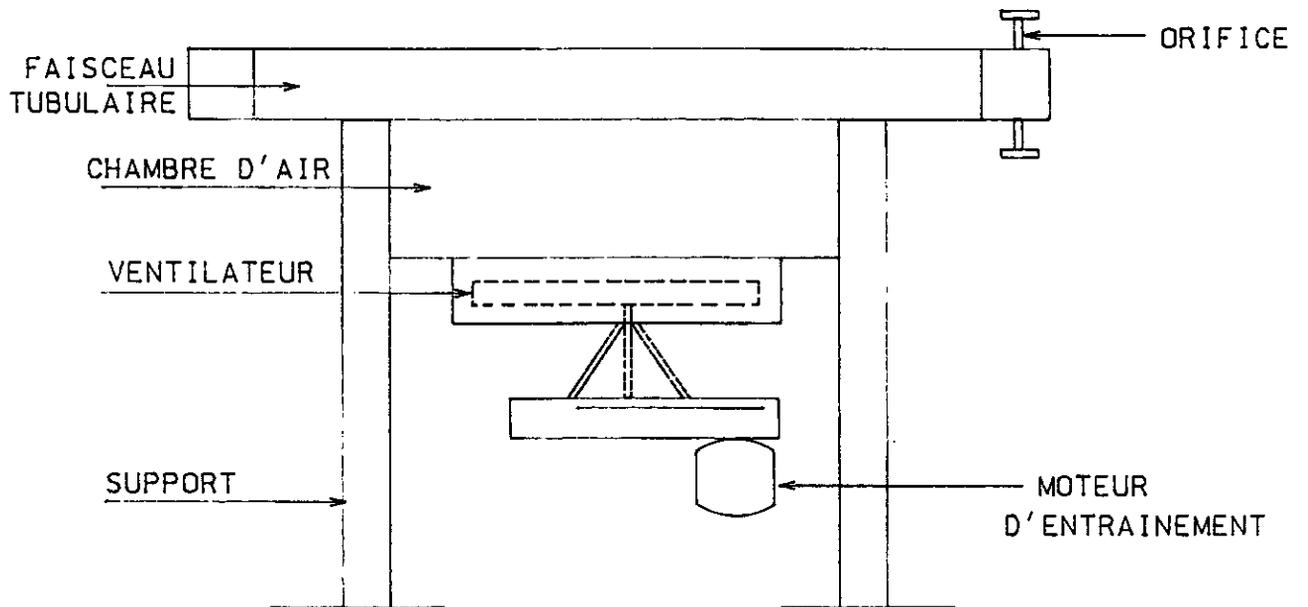


FIGURE II-4 : TIRAGE FORCE

1 - Les rebouilleurs noyés

Dans ce cas, le mélange liquide-vapeur formé dans la calandre est réintroduit sous le dernier plateau où la vapeur se sépare du liquide. La circulation de ce mélange peut être naturelle ou forcée.

La circulation naturelle est réalisée sous la différence des pressions hydrostatiques entre le point de soutirage et le point de réintroduction.

La circulation forcée nécessite l'utilisation d'une pompe, d'où la possibilité d'obtenir des taux de revaporisation très variables.

2 - Les rebouilleurs à niveau liquide (Rebouilleur type KETTLE)

Nous utiliserons ce type de rebouilleurs dans notre usine de traitement de gaz.

Le rebouilleur KETTLE assure, en plus de la vaporisation, la séparation des deux phases liquide et vapeur. Le diamètre de la calandre est grand comparé à celui du faisceau tubulaire, ceci afin de d'assurer au-dessus du niveau liquide une zone de désengagement de la vapeur et d'éviter l'entraînement du liquide.

La perte de charge dans ce rebouilleur est très faible, ainsi que dans la ligne reliant le rebouilleur au fond de la colonne. Le niveau dans le rebouilleur est pratiquement le même que celui du fond de colonne ; une très faible charge hydrostatique suffit alors pour faire circuler le liquide.

Enfin, le rebouilleur type KETTLE permet de réaliser jusqu'à 80 % de vaporisation sur le résidu de fond de colonne sans nécessiter un taux de recirculation important du liquide.

II.2.5 FRACTIONNEMENT

Le fractionnement est une opération unitaire destinée à séparer un mélange en deux ou plusieurs produits auxquels des spécifications auront été imposées.

Une colonne de fractionnement est composée de plusieurs plateaux. Chaque plateau constitue un étage en équilibre et peut être considéré comme un "séparateur" (voir figure II.5).

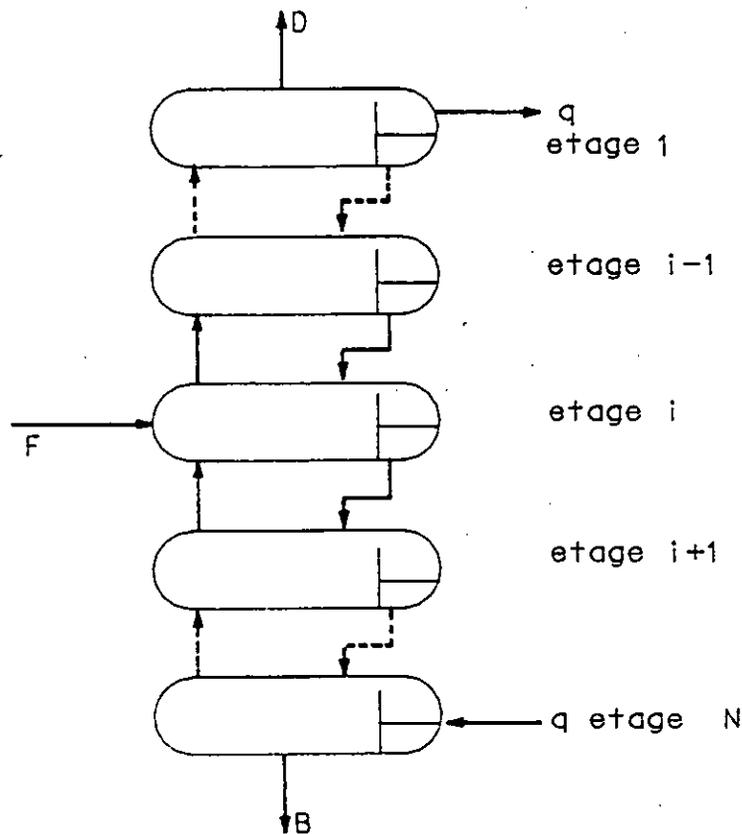


Figure II.5 : Schématisation d'une colonne de fractionnement

La vapeur, provenant d'un plateau $i + 1$, entre dans l'étage de séparation i où elle sera refroidie. Il se produira alors une condensation des composés les plus lourds.

Le liquide, provenant du plateau $i - 1$, entre dans l'étage de séparation i où il sera réchauffé. Les composants les plus légers seront alors vaporisés. Ainsi, les composés les plus lourds formeront la phase liquide et seront soutirés comme produit de fond de colonne.

La phase vapeur sera enrichie continuellement en composés plus légers qui formeront le produit de tête de colonne.

Le transfert de chaleur s'effectue à chaque étage : l'énergie dégagée lors de la condensation d'une unité de masse est immédiatement absorbée lors de la vaporisation d'une autre unité de masse.

Le transfert de masse et d'énergie effectué au niveau de chaque plateau se fait de telle manière que les flux de liquide et de gaz sortant de chaque plateau soient respectivement à leur point de bulle et de rosée. La composition de ces phases est régie par la relation d'équilibre :

$$Y_i = K_i \cdot X_i$$

Ainsi, les bilans de matière et d'énergie, associés aux équations d'équilibre seront à la base du dimensionnement de toute colonne de fractionnement.

Le nombre de colonnes de fractionnement dépend du nombre de produits voulus et de la nature de l'alimentation. Un système de deux colonnes (voir figure II.6) est le plus souvent utilisé afin de produire le GPL et le condensat stabilisé.

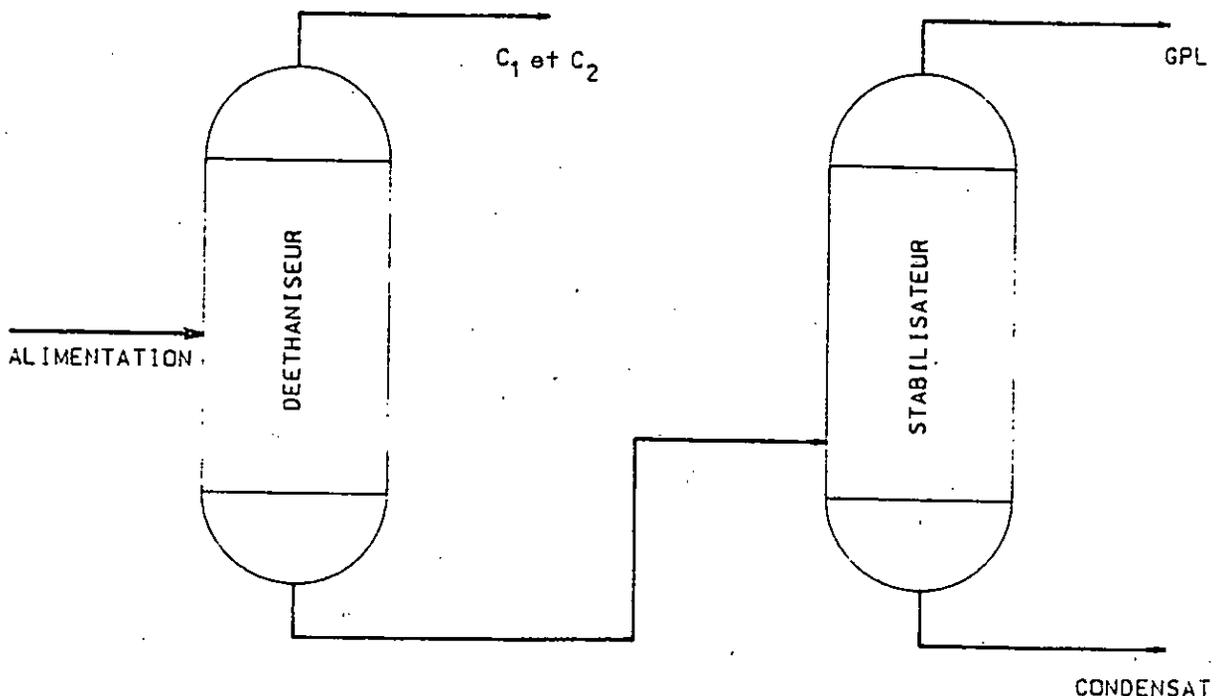


Figure II.6 - Schématisation du système de production de GPL et de condensat

Le dééthaniseur extrait d'abord le méthane, éthane et autres constituants légers. Leurs concentrations dans les produits issus du stabilisateur devra répondre aux spécifications exigées. Enfin, les GPL et Condensat sont obtenus, respectivement, en tête et en fond de colonne de stabilisation.

Dans les deux colonnes de fractionnement utilisées dans notre usine, le contact liquide-vapeur est réalisé à contre courant sur des plateaux. Plusieurs types de plateaux existent, parmi lesquels nous citerons :

- le plateau à calottes

sa qualité est la possibilité d'être adapté sur une très large échelle aux variations des débits liquide et vapeur ;

- le plateau à clapets

c'est un plateau perforé qui possède des clapets au niveau de ses orifices. La hauteur de soulèvement des clapets dépend du débit vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide.

- le plateau perforé à déversoir

malgré un prix de revient faible, il est rarement utilisé car il n'est pas performant pour de grandes variations de débit autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé.

Le choix d'un type de plateau dépend des spécifications que l'utilisateur recherche pour tel ou tel service. Les plateaux à calottes ont été les plus utilisés dans le passé, ce qui n'est plus le cas aujourd'hui. En effet, la plupart des nouveaux types de plateaux possèdent une plus grande capacité : le fait de supprimer les calottes permet un accroissement de débit pouvant atteindre 20 à 40 % et une réduction du coût.

L'efficacité reste sensiblement la même sauf lorsque l'on s'écarte des conditions optimales pour lesquelles les plateaux ont été calculés en augmentant ou en diminuant le débit. Dans ce cas, l'efficacité diminue plus ou moins rapidement selon la flexibilité du plateau. Les plateaux munis d'un déversoir offrent la plus grande souplesse d'utilisation.

Les pertes de charges restent à peu près invariables dans le cas des colonnes fonctionnant à des pressions supérieures ou égales à la pression atmosphérique, et ce quel que soit le type de plateau utilisé.

D'autres critères doivent être pris en considération dans le choix du type de plateau, comme la corrosivité et le coût. Celui-ci comprend l'investissement initial et le coût d'entretien. Il faut, donc, comparer le prix des plateaux de même diamètre tout en prenant en considération la capacité, l'efficacité et la souplesse d'utilisation afin de déterminer le coût global d'une colonne équipée de tel ou tel plateau.

Le tableau II.1 présente une comparaison des caractéristiques des différents plateaux :

	Calottes	Perforés	Clapets
Capacité relative	1	1.2 - 1.4	1.2 - 1.4
Efficacité relative	1	1.1	1.1 - 1.2
Flexibilité maximale	10 - 100	35 - 100	10 - 100
Perte de charge	moyenne	faible	moyenne
Coût relatif	1	0.5	0.7
Particularités	-	à éviter sur produits corrosifs ou sales	-

Tableau II.1 - Comparaison des performances et coûts des plateaux

Notre choix se porte sur les plateaux à clapets : ils présentent les meilleures capacité et efficacité relatives avec une perte de charge acceptable.

Le contact liquide-vapeur est assuré grâce à l'échappement de la vapeur à travers les orifices présents sur le plateau. La vapeur barbote alors à travers la couche de liquide qui s'écoule sur le plateau. Le niveau du liquide est maintenu grâce à un déversoir permettant de conduire le liquide vers le plateau inférieur. La vapeur qui traverse ainsi le liquide et le plateau provoque une perte de charge qui est fonction des débits liquide et vapeur, de leurs propriétés physiques et des dimensions du plateau.

L'écoulement du liquide sur le plateau provoque, aussi, une perte de charge due aux clapets et aux échappements de vapeur, et produira un gradient liquide entre l'amont et l'aval du plateau.

II.3 DESCRIPTION DU PROCÉDE

L'usine comporte trois trains de traitement ; chaque train est composé des unités suivantes (voir figure II.7 a et b).

II.3.1 UNITE DE COMPRESSION

Le gaz d'alimentation est comprimé de 27 Bar jusqu'à 98.3 bar par le compresseur (C-1101). Il est ensuite refroidi jusqu'à 50 °C par l'aéroréfrigérant (AE-1101) avant d'entrer dans le ballon séparateur (V-1103).

II.3.2 UNITE DE DESHYDRATATION

L'unité de déshydratation par tamis moléculaires comporte trois sécheurs dont deux en service et un en régénération.

Le gaz à déshydrater traverse les différents lits de tamis où l'eau présente dans l'effluent est adsorbée.

La régénération des tamis moléculaires est réalisée lorsque ceux-ci sont saturés en eau. Le gaz de régénération est pris à la sortie des déshydrateurs en service, chauffé jusqu'à 275 °C par les réchauffeurs (E-1101 /A/B/C), et traverse ensuite les lits des tamis à régénérer afin de désorber l'eau.

Le gaz chaud sortant des colonnes de régénération est acheminée vers un étage intermédiaire du compresseur (C-1101) après refroidissement et séparation.

II.3.3 LE TURBO-EXPANDEUR

Une partie du gaz sortant des déshydrateurs (environ 10 %) sert à la régénération.

L'autre partie du gaz est divisée en deux courants refroidis par échange thermique jusqu'à une température de 14 °C environ, l'un par les gaz résiduels, l'autre par les liquides résiduels issus du séparateur d'entrée de l'expandeur (V-1105).

Les deux courants sont mélangés à nouveau pour subir un refroidissement par le liquide issu du séparateur (V-1152). Ce mélange est détendu dans le séparateur d'entrée de l'expander où le liquide condensé est séparé de la phase vapeur.

Le liquide subit un échange de chaleur avec le gaz de charge déshydraté pour ensuite alimenter le dééthaniseur. La vapeur est détendue dans l'expandeur jusqu'à 21 Bar. Enfin, dans le ballon de sortie de l'expander (V-1152), une première séparation du gaz traité des produits plus lourds est effectuée.

II.3.4 UNITE DE FRACTIONNEMENT

Les fluides issus des deux séparateurs en amont et aval de l'expandeur alimentent le dééthaniseur.

Le gaz obtenu en tête du dééthaniseur et celui issu du ballon (V-1152) sont comprimés puis refroidis avant d'être expédiés à leur destination finale.

Le produit de fond du dééthaniseur, alimente le splitter de GPL (T-1103).

Le produit de tête du splitter, le GPL, est condensé par l'aéroréfrigérant (AE-1104) pour être ensuite envoyé vers les bacs de stockage de GPL.

Le produit de fond du splitter, le condensat, est refroidi jusqu'à 55 °C par l'aéroréfrigérant (AE-1105) pour être ensuite envoyé vers les bacs de stockage du condensat.

FIGURE 11.7a - PLAN DE CIRCULATION DES FLUIDES (PFD)

C-1101
COMPRESSEUR BOOSTER

v-1104A/B/C
DESHYDRATEUR VAPEUR

V-1105
SEPARATEUR DE GAZ DE
REGENERATEUR VAPEUR

V-1101
BALLON ENTREE DE
COMPRESSEUR BOOSTER

AE-1101
REFROIDISSEUR DE GAZ
CHARGE

V-1103
SEPARATEUR ENTREE
DP 105 BAR

AE-1102
REFROIDISSEUR REGENERATEUR
DE DESHYDRATEUR VAPEUR

E-1101A/B/C
RECHAUFFEUR REGENERATEUR
DE DESHYDRATEUR

F-1101 A/B
FILTRE SORTIE DE
DESHYDRATEUR VAPEUR

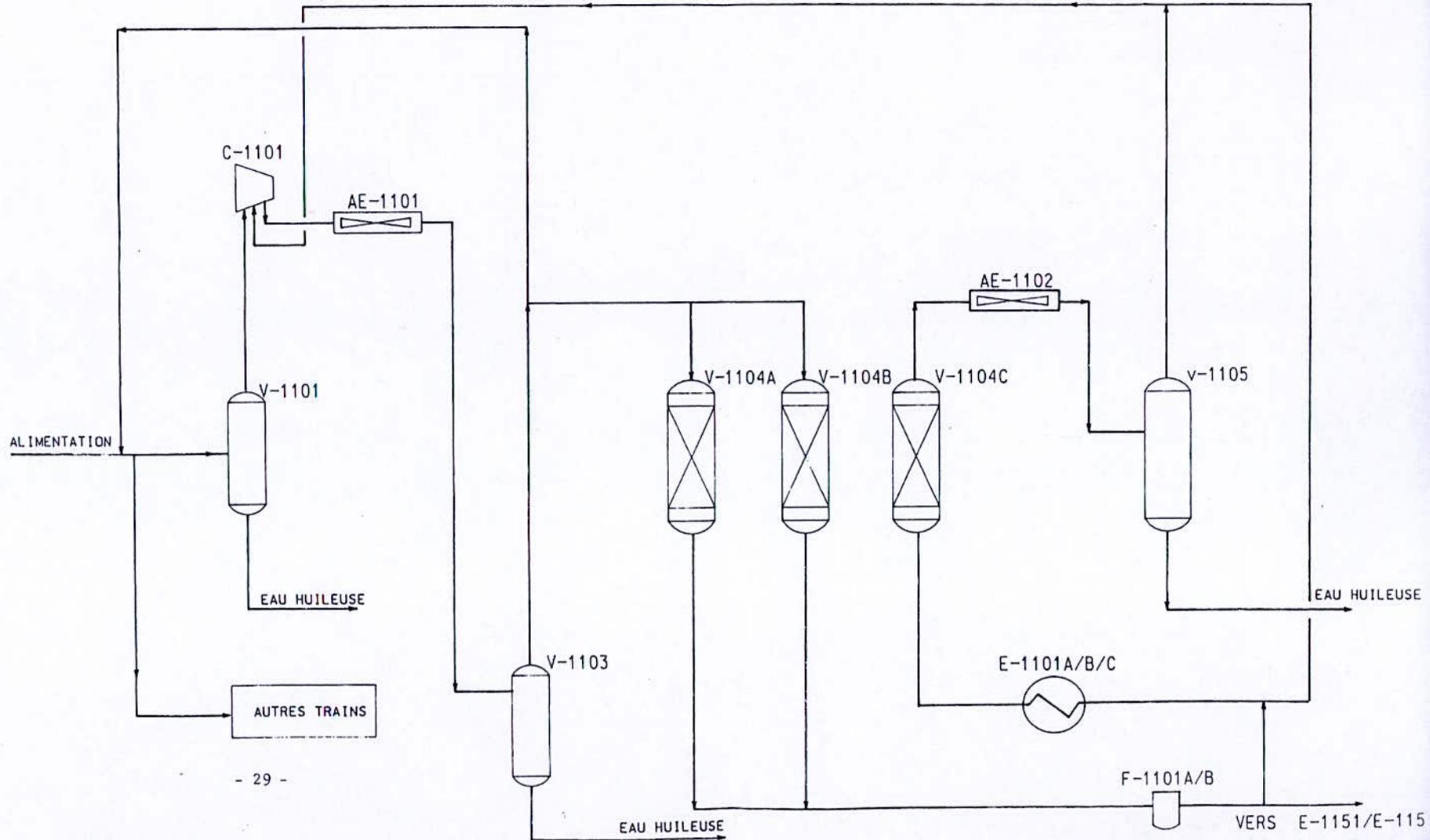


FIGURE 11.7b - PLAN DE CIRCULATION DES FLUIDES (PFD)

E-1151
REFROIDISSEUR DE
GAZ CHARGE N°1

E-1153
REFROIDISSEUR DE GAZ
CHARGE N°3

EC-1101
EXPANDER-
COMPRESSEUR

AE-1103
REFROIDISSEUR

E-1104
CONDENSEUR DE
DEETHANISEUR N° 1

E-1105
REBOUILLEUR DE
DEETHANISEUR

AE-1104
CONDENSEUR DE
SPLITTER GPL

V-1108
BALLON REFLUX DE
SPLITTER GPL

E-1152
REFROIDISSEUR DE
GAZ CHARGE N°2

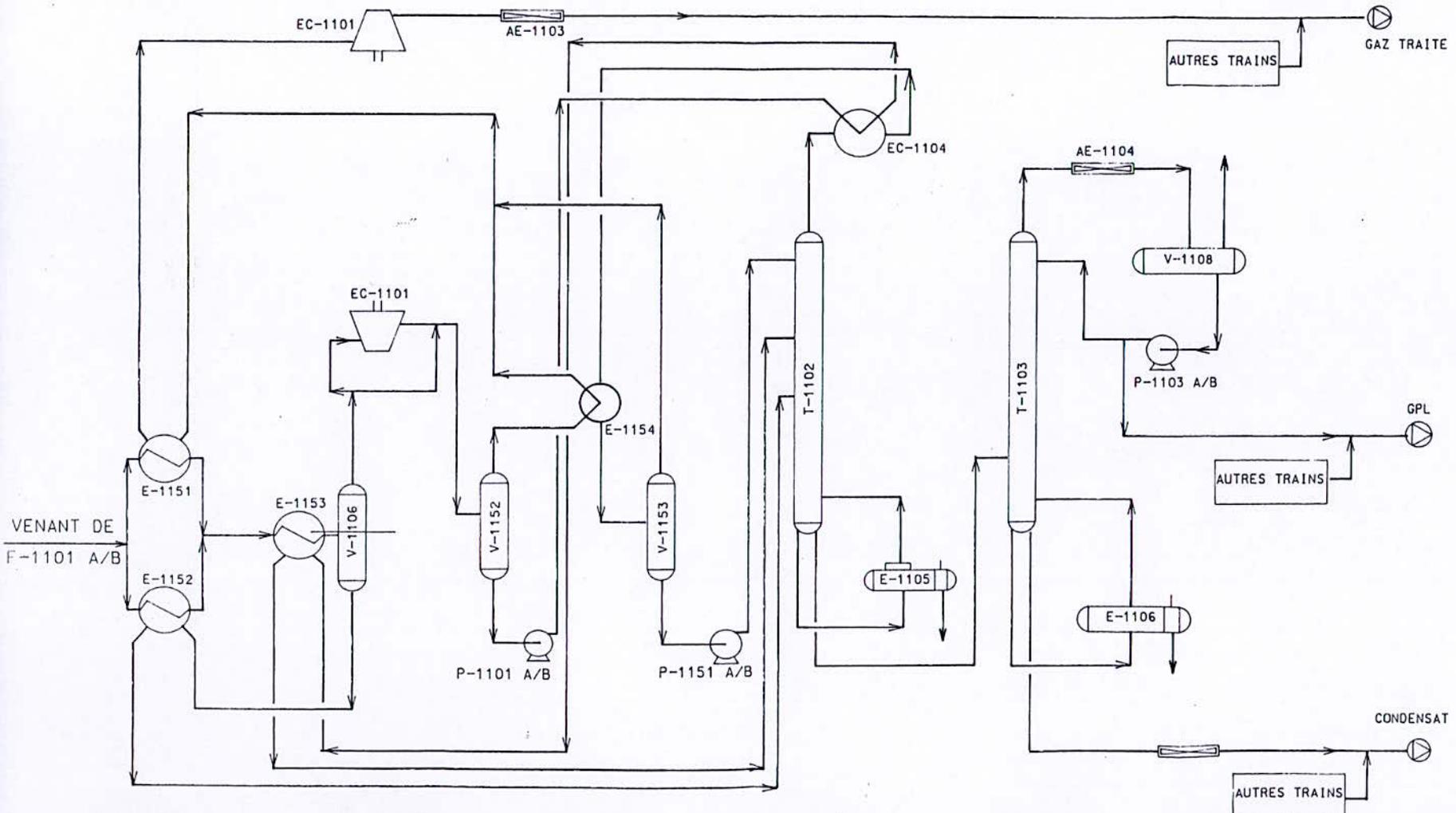
E-1154
CONDENSEUR DE
DEETHANISEUR N°2

V-1105
SEPARATEUR ENTREE
D'EXPANDER

T-1102
DEETHANISEUR

T-1103
SPLITTER GPL

P-1103 A/B
POMPE REFLUX DE
SPLITTER GPL



V-1152
SEPARATEUR DE
BASSE PRESSION

V-1153
BALLON FROID
REFLUX DE BASSE
PRESSION

P-1101 A/B
POMPE D'ALIMENTATION
DE DEETHANISEUR

P-1151 A/B
POMPE FROID
REFLUX DE
DEETHANISEUR

AE-1105
REFROIDISSEUR DE
CONDENSATS

P-1104 A/B
POMPE D'ALIMENTATION
POUR SPLITTER PROPANE

E-1106
REBOUILLEUR DE
SPLITTER GPL

CHAPITRE III
CONCEPTION DE L'UNITE DE TRAITEMENT

III.1 BASES DE L'ETUDE

Dans les conditions normales d'exploitation, l'usine de traitement de gaz sera conçue pour traiter un débit de gaz de 30 millions de STD m³/j (mètres cubes standard par jour). La composition du gaz d'alimentation est la suivante :

Composants	% Moléculaire
Dioxyde de carbone	1.55
Azote	2.79
Méthane	64.13
Ethane	17.92
Propane	9.02
i-Butane	0.82
n-Butane	2.39
i-Pentane	0.39
n-Pentane	0.55
Hexane	0.32
Heptane	0.12
TOTAL	100

Le gaz d'alimentation provenant d'un système de collecte arrive à l'entrée de l'usine saturé en eau et à la pression de 26 Bar (effective) et à une température de 60 °C.

Le procédé retenu devra séparer le gaz en trois produits :

- le GPL (gaz de pétrole liquéfié)
- le condensat
- le gaz traité.

Le taux de récupération du GPL devra être supérieur à 75 %.

Les spécifications des produits sont les suivantes :

- GPL

- * la teneur en éthane et composants plus légers doit être inférieure à 3 % molaire
- * la teneur en pentane et composants plus lourds doit être inférieure à 0.4 % molaire.

- Gaz traité

- * la teneur en eau doit être inférieure à 50 ppm (volume) ;
- * la pression : 28 Bar ;
- * la température : 55 °C ;

- Condensat

- * la TVR (tension de vapeur Reid) doit être inférieure à 1 Bar.

III.2 SIMULATION DU PROCÉDE A L'AIDE DU SIMULATEUR ASPEN PLUS

III.2.1 GENERALITES SUR LA MODELISATION DES PROCEDES EN REGIME PERMANENT

La modélisation sur ordinateur de procédés de fabrication constitue aujourd'hui une discipline à part entière du génie chimique. Elle traite de façon rigoureuse des problèmes de grande taille et permet d'arriver à une meilleure utilisation de l'énergie, à un accroissement de la productivité ainsi qu'à une diminution des coûts de fonctionnement.

Trois types de problèmes peuvent être traités grâce à la modélisation sur ordinateur :

- la simulation d'un procédé ;
- la conception d'un procédé ;
- l'optimisation d'un procédé.

La simulation consiste à évaluer les performances d'un procédé fonctionnant dans des conditions prédéterminées, à savoir : la configuration, les conditions opératoires, ... (voir figure III.1). Le problème de la conception est plus complexe. En effet, il s'agit de rechercher les conditions de fonctionnement d'un procédé dans le but d'atteindre les performances imposées (voir figure III.2). Enfin, l'optimisation consiste à atteindre les spécifications imposées et ce de façon optimale (voir figure III.3).

La modélisation sur ordinateur exige une description précise du procédé :

- les modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques de ces constituants ;
- les opérations unitaires présentes ;
- l'interconnection des différentes opérations unitaires ;
- les conditions et les caractéristiques des flux d'alimentation (composition, pression, température, débit,...). Dans cette étape, on peut également initialiser un ou plusieurs flux de recyclage.

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

- les équations des 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 problèmes se fait selon l'approche modulaire séquentielle. Celle-ci, est basée sur le fait que chaque opération unitaire (mélangeur, séparateur de flux, séparateur de constituants ...) 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, enthalpie) en fonction des variables des flux d'entrée et de paramètres spécifiques au type d'opération unitaire. La figure III.4 est une représentation schématique d'un module d'opération unitaire.

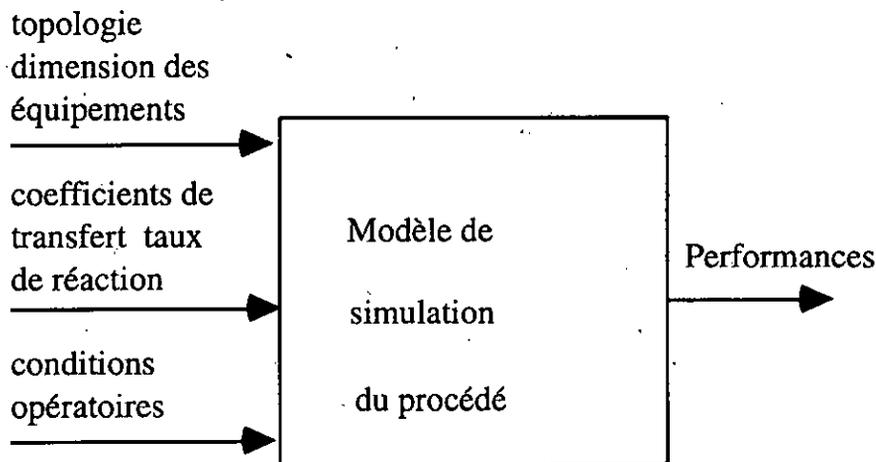


Figure III.1 : Représentation schématique d'un problème de simulation

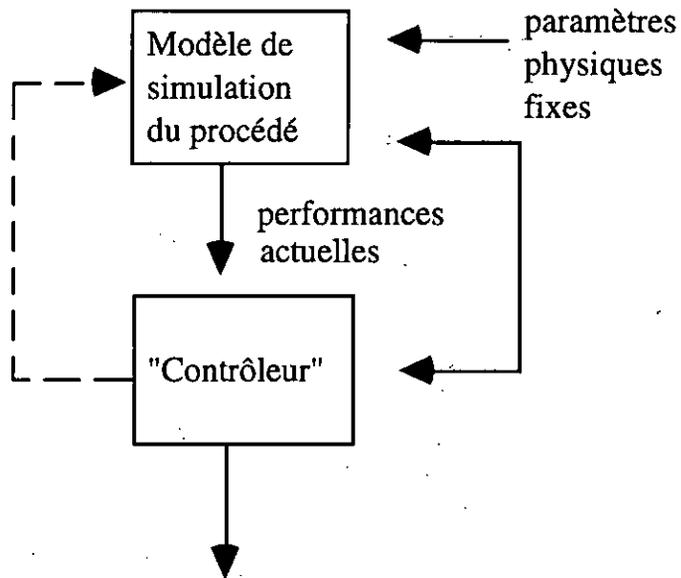


Figure III.2 - Représentation schématique d'un problème de conception

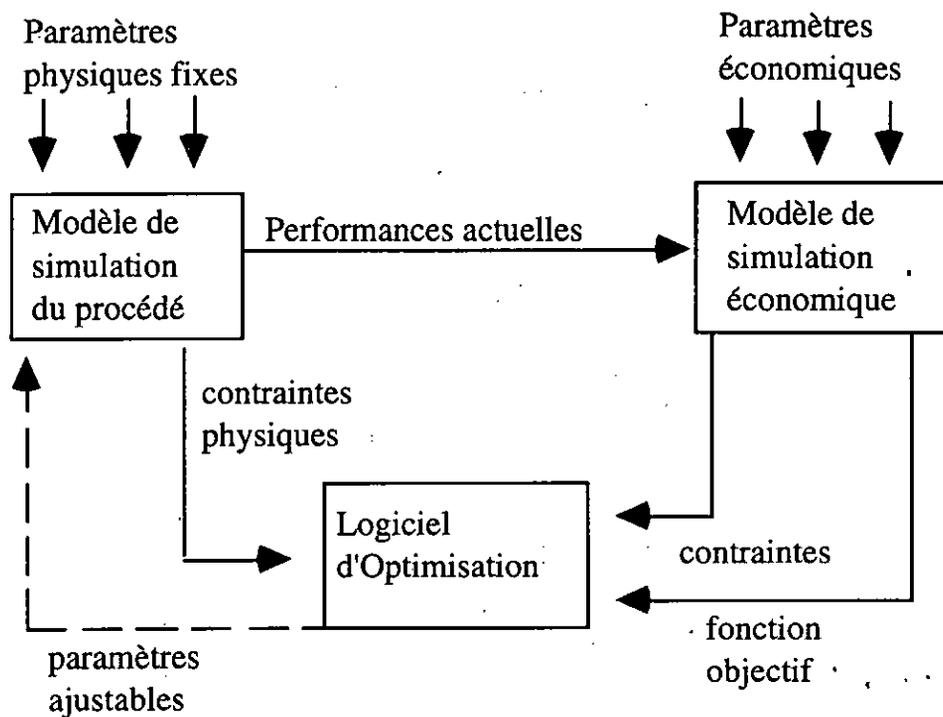


Figure III.3 - Représentation schématique d'un problème d'optimisation

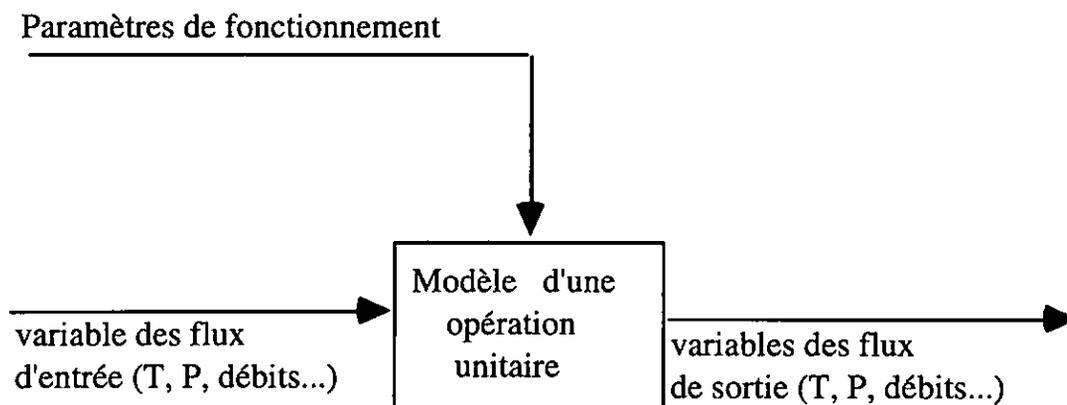


Figure III.4 - Représentation générale d'un module de calcul d'une opération unitaire

III.2.2 PRESENTATION DU SIMULATEUR ASPEN PLUS

III.2.2.1 Généralités

ASPEN PLUS (Advanced System for Process Engineering) est un logiciel développé à MIT (Massachusetts Institute of Technology) qui fonctionne sur un système informatique de type VAX 8 650.

C'est un système de simulation et de modélisation de procédés chimiques, pétrochimiques, pharmaceutiques, etc... où les flux de matière peuvent être :

- liquides,
- gazeux,
- mélanges liquide-gaz,
- solides,
- électrolytes.

Dans ASPEN PLUS, tout processus est considéré comme étant un ensemble d'opérations unitaires. Les méthodes de calcul des propriétés physico-chimiques sont très rigoureuses, basées sur la théorie et l'expérience. Ainsi, l'utilisateur peut optimiser tout procédé de fabrication et déterminer la flexibilité de chaque équipement dans l'usine.

Dans le cas, par exemple, de rénovation d'une unité existante, l'utilisation d'ASPEN PLUS permet d'optimiser les conditions opératoires, la production ainsi que la consommation d'énergie.

Enfin, ASPEN PLUS peut prendre en charge l'évaluation économique d'un procédé.

III.2.2.2 Language d'entrée d'ASPEN PLUS

Le langage d'ASPEN PLUS est un langage simple. L'utilisateur doit, cependant, avoir des connaissances importantes dans le domaine du génie chimique, sans pour autant être expert en programmation. L'écriture d'un programme nécessite :

- 1 - La représentation du PFD (plan de circulation des fluides) en blocs d'opérations unitaires, chacune d'elles sera simulée par un modèle disponible dans ASPEN PLUS (voir figure III.5).

Le tableau III.1 indique les différents équipements utilisés dans notre unité de traitement et les modèles de simulation correspondant dans ASPEN PLUS.

Tableau III.1 - Modèles utilisés dans la simulation

EQUIPEMENT	MODELE
Pompe Compresseur Echangeur de chaleur	PUMP COMPR HEATER HEATX
Colonne de fractionnement Ballon de séparation Mélangeur Diviseur de flux Séparateur de flux	RADFRAC FLASH2 MIXER FSPLIT SEP2

- 2 - La liaison des différents blocs par des lignes appelées courants et qui représentent les flux de matière et d'énergie.

3 - L'introduction des données nécessaires à la simulation en utilisant un langage propre à ASPEN PLUS. Cette étape est réalisée comme suit :

- * description du procédé,
- * choix du système d'unités,
- * spécifications des composés présents dans le procédé,
- * choix des méthodes de calcul des propriétés thermodynamiques et de transport,
- * spécifications des flux d'alimentation (composition, température, pression, débit),
- * définition des spécifications de conception.

Le programme ainsi écrit, est composé de :

- paragraphes,
- phrases,
- mots.

Un paragraphe commence par un mot clé primaire, une phrase par un mot clé secondaire, et enfin des mots clé tertiaires serviront à reporter les différentes données.

Exemple : Simulation d'un séparateur,

Le langage d'entrée se présente de la manière suivante :

```
FLWSHEET
      BLOCK      BALLON  IN = F  OUT = V L
BLOCK      BALLON  FLASH2
      PARAM      TEMP = 60  PRES = 27
```

Le calcul d'équilibre se fait à l'aide du modèle FLASH2. Celui-ci, est utilisé pour simuler toute opération de séparation avec à la sortie deux effluents, l'un gazeux et l'autre liquide.

Le modèle FLASH2 est décrit par les équations mathématiques suivantes :

- équations d'équilibre

$$Y_i = K_i X_i \quad , \quad i = 1, \dots, n$$

où

- n : nombre de constituants
- Y_i : fraction molaire du composé i dans la phase vapeur
- X_i : fraction molaire du composé i dans la phase liquide
- K_i : constante d'équilibre du composé i

- équation de bilan de matière global

$$L + V = F$$

où L : débit molaire du liquide
 V : débit molaire de la vapeur
 F : débit molaire de l'alimentation

- équations de bilan de matière appliquées au constituant i

$$X_i L + Y_i V = Z_i F \quad , \quad i = 1, \dots, n$$

soit :

$$L_i + V_i = f_i \quad , \quad i = 1, \dots, n$$

où F_i : débit molaire du composé i dans l'alimentation
 V_i : débit molaire du composé i dans la vapeur
 L_i : débit molaire du composé i dans le liquide
 Z_i : fraction molaire du composé i dans l'alimentation

- équations de bilan de chaleur

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

où H_L : enthalpie du liquide
 H_V : enthalpie de la vapeur

- équations de sommation

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n X_i$$

III.2.2.3 Choix de l'Option Thermodynamique

Pour assurer une simulation fiable, il est impératif de choisir l'équation d'état la plus appropriée en vérifiant son domaine d'application.

Nous choisissons l'option thermodynamique SYSOP3, option qui modélise l'équation d'état de REDLICH-KWONG-SOAVE. En effet, celle-ci permet d'obtenir des résultats corrects dans le cas de mélanges non-polaires ou faiblement polaires.

L'équation de REDLICHE-KWONG modifiée par SOAVE est donnée par la relation suivante :

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

où

$$b_m = \sum_i n_i b_i$$

$$b_i = 0.08664035 R \frac{T_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a_m = \sum_i \sum_j X_i X_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})$$

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

$$a_{ci} = 0.42748025 \frac{(R T_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha(T) = [1 + F_w (1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (*)$$

f_w est une fonction quadratique du facteur acentrique w

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

Nous noterons, aussi, que l'équation de REDLICH-KWONG-SOAVE est utilisée dans le cas de présence de composés supercritiques. Ainsi, pour de grandes valeurs de T_r , la relation (*) n'est plus correcte. Une nouvelle fonction de $\alpha(T)$ est utilisée :

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

Les constantes c et d sont obtenues par calcul.

III.2.3 RESULTATS DE LA SIMULATION

Les résultats de la simulation se trouvent en annexe I.

III.2.4 COMPARAISON DES RESULTATS (simulation / méthode manuelle)

Nous nous proposons de vérifier par un calcul manuel les résultats obtenus à partir de la simulation du ballon de Splitter GPL.

III.2.4.1 Calcul manuel du point de bulle

Ce calcul consiste d'abord à supposer une pression (ou une température), puis d'obtenir les constantes d'équilibre K_i de chaque constituant i ; et enfin de vérifier l'expression :

$$\sum K_i X_i = 1$$

Soit P la pression régnant dans le ballon ; $P = 15$ Bar.

Nous supposons une température : $T = 55$ °C

A partir des abaques [8] et pour une pression de convergence $P_{cv} = 1000$ Psia, nous obtenons les constantes d'équilibre K_i de chaque constituant i . Les résultats sont reportés dans le tableau suivant :

COMPOSANT	X_i	K_i	
		ABAUQUE	SIMULATEUR
CO ₂	0.1 x 10 ⁻⁷	-	5.566
C1	0.2 x 10 ⁻¹⁰	-	9.580
C2	0.136 x 10 ⁻¹	3.3	2.881
C3	6.743 x 10 ⁻¹	1.2	1.186
NC4	2.299 x 10 ⁻¹	0.6	0.492
IC4	0.779 x 10 ⁻¹	0.46	0.596
NC5	0.014 x 10 ⁻¹	0.24	0.244
IC5	0.025 x 10 ⁻¹	0.18	0.266
C6	0.2 x 10 ⁻⁶	0.078	0.867 x 10 ⁻¹
C7	0.2 x 10 ⁻⁹	-	0.409 x 10 ⁻¹

d'où $\sum K_i X_i = 1.02$

La température de bulle est donc : $T_b = 55 \text{ °C}$

b) Température de bulle obtenue par simulation : $T'_b = 54.58 \text{ °C}$

c) Conclusion :

Ces résultats confirment que la simulation à l'aide du logiciel ASPEN PLUS et le calcul manuel concordent

CHAPITRE IV
DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS
MAJEURS

IV.1 METHODE MANUELLE

IV.1.1 DIMENSIONNEMENT DU SEPARATEUR D'ENTREE DE L'EXPANDEUR V-1106

La figure IV.1 représente le schéma simplifié d'un séparateur vertical.

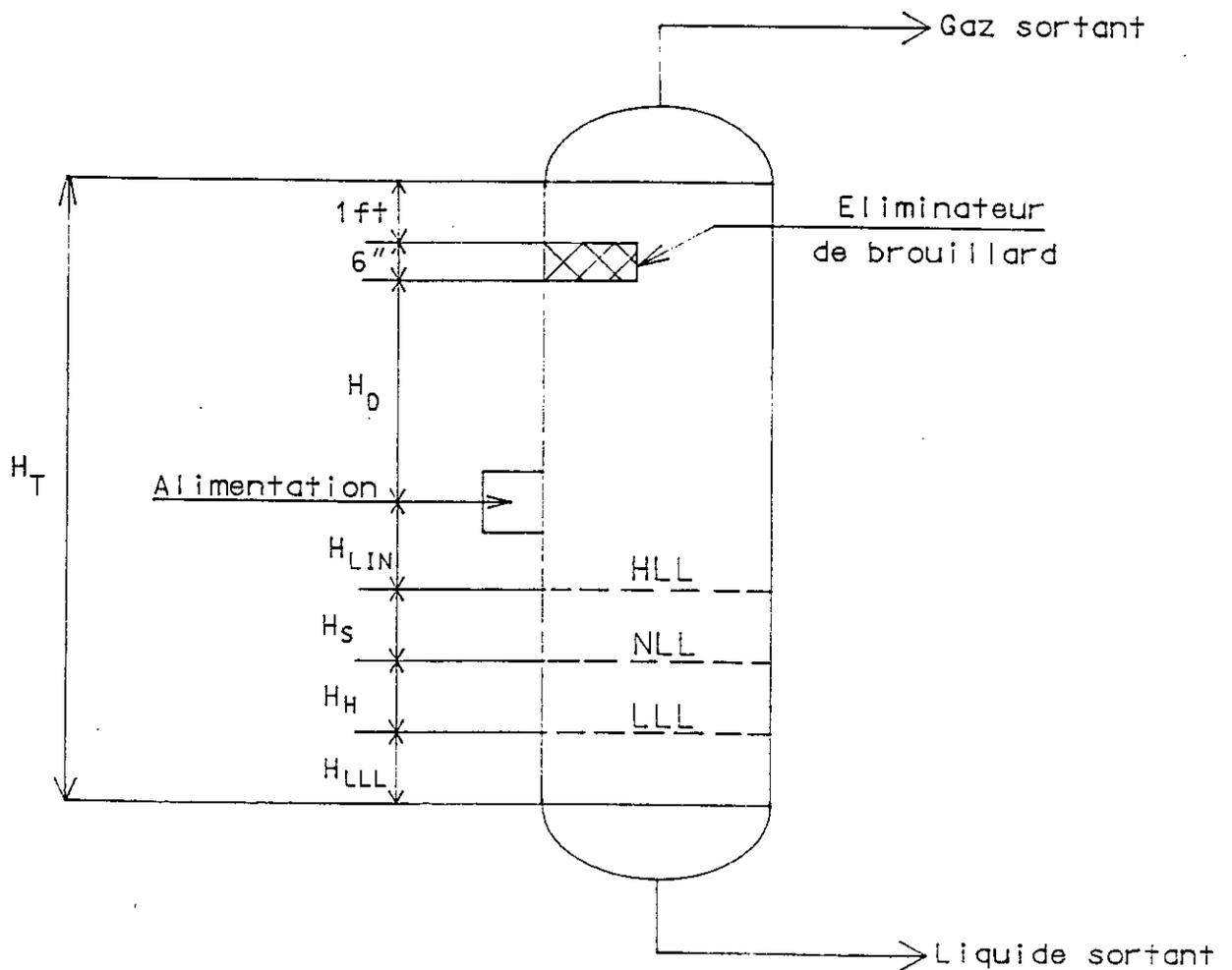


Figure IV.1 - Schématisation d'un séparateur vertical

1 - Calcul de la vitesse verticale terminale de la vapeur

$$U_T = K \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$$

où

U_T : vitesse terminale de la vapeur [ft/s]

ρ_v : masse volumique de la vapeur, $\rho_v = 9.3896 \text{ Lbm/ft}^3$

ρ_L : masse volumique du liquide, $\rho_L = 20.7317 \text{ Lbm/ft}^3$

En présence d'un éliminateur de brouillard :

$$K = 0.430 - 0.023 \ln (P) \quad \text{pour : } 40 \leq P \leq 5500 ; P [\text{Psia}]$$

Dans notre cas : $P = 95 \text{ Bar} = 1378.2 \text{ Psia}$

d'où : $K = 0.264$

$$U_T = 0.289 \text{ ft/s}$$

2 - Calcul de la vitesse de la vapeur

$$U_v = (0.75) (U_T)$$

où

U_v : vitesse de la vapeur [ft/s]

$$U_v = 0.217 \text{ ft/s}$$

3 - Calcul du débit volumique de la vapeur

$$Q_v = \frac{W_v}{(3600) (\rho_v)}$$

où

Q_v : débit volumique de la vapeur [ft³/s]
 W_v : débit massique de la vapeur ; $W_v = 3.5287 \times 10^5$ kg/hr
 $= 7.7793 \times 10^5$ Lbm/hr

$$Q_v = 23.014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

4 - Calcul du diamètre interne du séparateur

$$D_{VD} = \left(\frac{(4) (Q_v)}{(\pi) (U_v)} \right)^{0.5}$$

où

D_{VD} : Diamètre interne du séparateur [ft]

$$D_{VD} = 11.6 \text{ ft}$$

En présence d'un éliminateur de brouillard, on ajoute 3 à 6 in à D_{VD} ,

d'où :

$$D_{VD} = 12.1 \text{ ft}$$

5 - Calcul du débit volumique du liquide

$$Q_L = \frac{W_L}{(60) (\rho_L)}$$

où

Q_L : débit volumique du liquide [ft³/min]
 W_L : débit massique du liquide, $W_L = 9.4376 \times 10^4$ kg/hr
 $= 20.8061 \times 10^4$ Lbm/hr

$$Q_L = 167.265 \text{ ft}^3/\text{min}$$

6 - Calcul du volume V_H compris entre le niveau bas LLL et le niveau normal NLL du liquide (hold up volume)

$$V_H = (T_H) (Q_L) \quad [\text{ft}^3]$$

T_H : temps de retention correspondant à V_H (hold up time) [min]

Le liquide alimente un échangeur, donc à partir de la table 2 [20], on obtient :

$$T_H = 10 \text{ min}$$

$V_H = 1672.65 \text{ ft}^3$

7 - Calcul du volume V_s compris entre le niveau normal NLL et le niveau haut HLL du liquide (surge volume)

$$V_s = (T_s) (Q_L) \quad [\text{ft}^3]$$

où

T_s : temps de retention correspondant à V_s (surge time) [min]

Le liquide alimente un échangeur, donc à partir de la table 2 [20], on obtient :

$$T_s = 3 \text{ min}$$

$V_s = 501.79 \text{ ft}^3$

8 - Détermination de la hauteur H_{LLL} du niveau bas du liquide

Pour un diamètre $D_{VD} = 12.1 \text{ ft}$ et pour une pression $P = 1378.2 \text{ Psia}$, on obtient à partir de la table 3 [20] :

$H_{LLL} = 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft}$

9 - Calcul de la distance H_H séparant les niveaux LLL et NLL

$$H_H = \frac{V_H}{(\pi/4) (D_{VD})^2} \quad [\text{ft}]$$

$H_H = 14.55 \text{ ft}$

10 - Calcul de la distance H_s séparant les niveaux NLL et HLL

$$H_s = \frac{V_s}{(\pi/4) (D_{VD})^2} \quad [\text{ft}]$$

$H_s = 4.36 \text{ ft}$

11 - Calcul de la distance H_{LIN} séparant le niveau HLL et le niveau moyen correspondant à l'orifice d'entrée du séparateur

où $H_{LIN} = 12 + d_N$

$$d_N \geq \left(\frac{4 Q_m}{\pi 60 / \sqrt{\rho_m}} \right)^{0.5} \quad [\text{ft}]$$

$$Q_m = Q_L + Q_v \quad [\text{ft}^3/\text{s}]$$

$$\rho_m = (\rho_L) (\lambda) + (\rho_v) (1 - \lambda) \quad [\text{Lbm}/\text{ft}^3]$$

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_v} \quad [-]$$

$$Q_m = 25.801 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\lambda = 0.108$$

$$d_N = 1.34 \text{ ft}$$

$H_{LIN} = 13.34 \text{ ft}$

12 - Calcul de la hauteur de désengagement

$$H_D = 24 + \frac{1}{2} d_N$$

où H_D : hauteur de désengagement [in]

$H_D = 32.04 \text{ in} = 2.67 \text{ ft}$
--

13 - Calcul de la hauteur totale du séparateur

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_s + H_{LIN} + H_D + H_{ME}$$

où

H_{ME} est une hauteur ajoutée à cause de la présence de l'éliminateur de brouillard, $H_{ME} = 1.5$ ft

$H_T = 36.92$ ft

14 - Calcul des épaisseurs selon le code ASME - Section VIII- div. 1

* virole cylindrique
$$t = \frac{(P_c) (R_i)}{(S) (E) - (0.6) (P_c)} + t_c$$

* fond elliptique
$$t' = \frac{(2) (P_c) (R_i) (K)}{(2) (S) (E) - (0.2) (P_c)} + t_c$$

où

P_c : pression de calcul [Bar]
 $P_c = P + (0.1) (P)$ où P est la pression opératoire ;
 $P = 95$ Bar

R_i : rayon intérieur du séparateur [mm]

t : épaisseur de la virole cylindrique [mm]

t' : épaisseur de fond elliptique [mm]

S : contrainte admissible à la température de calcul [Bar]

E : coefficient de soudure [-]

t_c : épaisseur ajoutée à cause de la corrosion [mm]

$R_i = 1\ 850$ mm

$S = 1206.56$ Bar

$K = 0.93$ dans le cas d'un fond normalisé

$E = 1$

$P_c = 104.5$ Bar

$t_c = 6$ mm

d'où

$$t = 174.5 \text{ mm}$$

$$t' = 158.5 \text{ mm}$$

IV.1.2 DIMENSIONNEMENT DE LA POMPE D'ALIMENTATION DU DEETHANISEUR P-1151

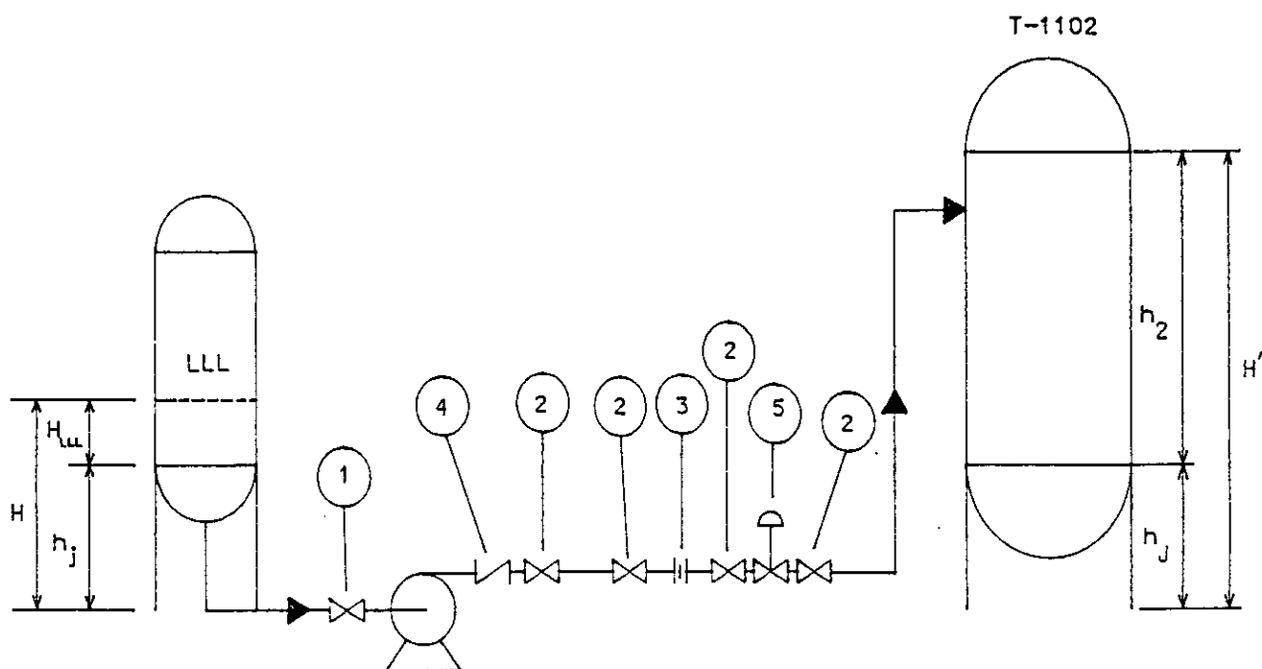


Figure IV.2 - Equipements en amont et en aval de la pompe

1 - Calcul de la hauteur H

1.1 Calcul de la vitesse critique de la vapeur dans le séparateur

$$U_T = K \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$$

où

U_T : vitesse critique de la vapeur [ft/s]

ρ_v : masse volumique de la vapeur, $\rho_v = 32.928 \text{ kg/m}^3$
 $= 2.0558 \text{ Lbm/ft}^3$

ρ_L : masse volumique du liquide, $\rho_L = 429.54 \text{ kg/m}^3$
 $= 26.818 \text{ Lbm/ft}^3$

En présence d'un éliminateur de brouillard

$$K = 0.430 - 0.023 \ln (P) \text{ pour } 40 \leq P \leq 5500 ; P [\text{Psia}]$$

Dans notre cas $P = 23.4 \text{ Bar} = 339.47 \text{ Psia}$

d'où : $K = 0.296$

$U_T = 1.027 \text{ ft/s}$

1.2 Calcul de la vitesse de la vapeur

$$U_v = (0.75) (U_T)$$

où

U_v : vitesse de la vapeur [ft/s]

$U_v = 0.770 \text{ ft/s}$

1.3 Calcul du débit volumique de la vapeur

$$Q_v = \frac{W_v}{(3600) (\rho_v)}$$

où

Q_v : débit volumique de la vapeur [ft³/s]

W_v : débit massique de la vapeur, $W_v = 86\,419 \text{ kg/hr}$
 $= 190\,519 \text{ Lbm/hr}$

$Q_v = 25.742 \text{ ft}^3/\text{s}$

1.4 Calcul du diamètre interne du séparateur

$$D_{VD} = \left(\frac{4 Q_v}{\Pi \cdot U_v} \right)^{0.5}$$

où D_{VD} : diamètre interne du séparateur [ft]

$$D_{VD} = 6.53 \text{ ft}$$

En présence d'un éliminateur de brouillard, on ajoute 3 à 6 in à D_{VD}
d'où

$$D_{VD} = 7 \text{ ft}$$

1.5 Estimation de la hauteur H_{LLL} du niveau bas du liquide [20]

Pour un diamètre $D_{VD} = 7 \text{ ft}$ et pour une pression $P = 339.47 \text{ Psia}$

$$H_{LLL} = 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft}$$

1.6 Calcul de la hauteur H

$$H = H_{LLL} + H_j$$

où

H_j : hauteur de la jupe, $H_j = 2.5 \text{ m} = 8.2 \text{ ft}$

$$H = 8.7 \text{ ft} = 2.65 \text{ m}$$

2 - Calcul de H'

$$\varepsilon = \frac{N_T}{N_R}$$

où

ε : efficacité des plateaux ; $\varepsilon = 0.60$
 N_T : nombre de plateaux théoriques ; $N_T = 30$
 N_R : nombre de plateaux réels

d'où

$$N_R = 50$$

soit H_T : espacement entre deux plateaux consécutifs : $H_T = 0.61$ m

d'où

$$h_2 = (47)(T_s) + (1.5)(T_s) + T_s + (2)(1.5)(T_s) + H_{LLL}$$

$$h_2 = 32.56 \text{ m}$$

d'où

$$H = H_j + h_2$$

$$H = 114.8 \text{ ft} = 35 \text{ m}$$

3 - Calcul de la pression P_1 d'aspiration

Ballon de reflux			339.47	Psia
Elevation	8.7 ft	+	1.62	Psia
Friction				
tuyauterie		-	0.5	Psia
vanne (1)		-	0.2	Psia
			<hr/>	
			$P_1 = 340.39$	Psia
			$= 23.46$	Bar

4 - Calcul de la pression P_2 de refoulement

dééthaniseur			356.88	Psia
élévation	114.8 ft	+	21.39	Psia
Friction				
tuyauterie		+	3.0	Psia
vanne (2)		+	2.0	Psia
orifice (3)		+	1.2	Psia
clapet anti-retour (4)		+	1.0	Psia
vanne de contrôle (5)		+	20.0	Psia
			<hr/>	
			$P_2 = 405.47$	Psia
			$= 27.94$	Bar

5 - Calcul de la pression différentielle ΔP

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$\Delta P = 65.08 \text{ Psia} = 4.48 \text{ Bar}$
--

6 - Calcul de la hauteur différentielle requise

$$h = \frac{(\Delta P) (2.31)}{d}$$

où h : hauteur différentielle [ft]
 d : densité du liquide ; d = 0.42954

$h = 350 \text{ ft}$

La hauteur différentielle requise est calculée en considérant un facteur de sécurité de 10 %

$$h_r = h + 0.1 h$$

où h_r : hauteur différentielle requise [ft]

$h_r = 385 \text{ ft}$

7 - Calcul du NPSHA (Net Positive Suction Head Available)

$$\text{NPSHA} = \frac{2.31 (P_{sv} - P_{vp})}{d} + H - h_f$$

où
 P_{sv} : pression dans le ballon de reflux ; $P_{sv} = 339.47 \text{ Psia}$
 P_{vp} : tension de vapeur du liquide ; $P_{vp} = 339.47 \text{ Psia}$
 h_f : perte de charge due aux frictions ; $h_f = 3.75 \text{ ft}$

$\text{NPSHA} = 4.95 \text{ ft}$

8 - Calcul de la puissance hydraulique de la pompe

$$H_{yd} H_p = \frac{(1.2) (Q_{\text{nominale}}) (hr) (d)}{3960}$$

où $H_{yd} H_p$: puissance hydraulique de la pompe [HP]
 $Q_{nominale}$: débit du liquide [gpm] ; $Q_{nominale} = 47\,449$ kg/hr
 $= 486.1$ gpm

$$H_{yd} H_p = 24.4 \text{ HP} = 18.2 \text{ KW}$$

9 - Calcul de la puissance du moteur électrique entraînant la pompe

$$P_{ME} = \frac{H_{yd} H_p}{E}$$

où P_{ME} : puissance du moteur électrique [HP]
 E : efficacité de la pompe ; $E = 0.6$

$$P_{ME} = 40.67 \text{ HP} = 30.34 \text{ KW}$$

IV.1.3 DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX DU SPLITTER GPL

La figure IV.3 représente le schéma simplifié d'un séparateur horizontal.

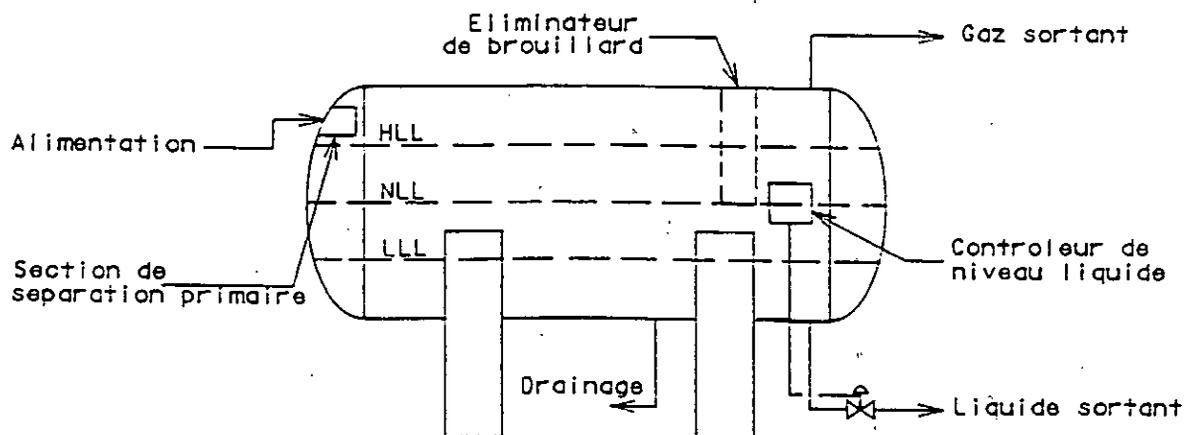


Figure IV.3 - Schématisation d'un séparateur horizontal

1- Estimation du diamètre interne et de la longueur du ballon de reflux

Le ballon se remplit au bout d'un temps : $t = 10 \text{ min}$; d'où

$$V_T = (Q) (t)$$

où

Q : débit d'entrée ; $Q = 7382.28 \text{ L/min}$

V_T : volume total du ballon [L]

$$\boxed{V_T = 73\,822.8 \text{ L}}$$

On supposera que : $L = (3) (D)$

où $L =$ longueur du ballon [m]
 $D =$ diamètre interne du ballon [m]

$$V_T = \frac{\Pi \cdot D^2}{4} \cdot L \implies D = \left(\frac{4 V_T}{3 \Pi} \right)^{1/3}$$

$$\boxed{D = 3.2 \text{ m}}$$

$$\boxed{L = 9.6 \text{ m}}$$

2 - Calcul des épaisseurs selon le code ASME - Section VIII - div. 1

Les épaisseurs sont calculées de la même manière que pour le séparateur d'entrée de l'expandeur (voir paragraphe IV.1.1)

* virole cylindrique

$$\boxed{t = 28 \text{ mm}}$$

* fond elliptique

$$\boxed{t' = 26.4 \text{ m}}$$

IV.1.4 DIMENSIONNEMENT DU CONDENSEUR DU SPLITTER GPL

Données de base

quantité de chaleur échangée Q = 14 268 348 Kcal / hr

* air

Température d'entrée	$t_1 = 45 \text{ }^\circ\text{C}$
Chaleur spécifique	$C_{pa} = 1 \text{ kJ / kg }^\circ\text{C} = 0.239 \text{ Kcal / kg }^\circ\text{C}$

* fluide chaud à refroidir

température d'entrée	$T_1 = 66.6 \text{ }^\circ\text{C}$
température de sortie	$T_2 = 54.6 \text{ }^\circ\text{C}$

A $T_{moy} = 60.6 \text{ }^\circ\text{C}$, nous avons :

chaleur spécifique	$C_p = 3.3285 \text{ kJ / kg K}$
viscosité	$\mu = 7.743 \times 10^{-2} \text{ Cp}$
conductivité thermique	$\kappa = 9.4735 \times 10^{-2} \text{ w / m K}$

débit d'entrée	$W_t = 188\,792 \text{ kg / hr} = 52.44 \text{ kg / s}$
masse volumique	$\rho = 411.7 \text{ kg / m}^3$

* Caractéristiques de l'aéroréfrigérant

type de l'aéroréfrigérant	tirage forcé	
pas de tube	$P = 57 \text{ mm}$	triangulaire
diamètre externe des tubes	$d_o = 24.4 \text{ mm}$	
diamètre interne des tubes	$d_i = 22.1 \text{ mm}$	
hauteur des ailettes	$h = 15.9 \text{ mm}$	
nombre de passes de tubes	$N_p = 5$	
longueur des tubes	$L = 12.2 \text{ m}$	
nombre de rangées de tubes	$N_R = 5$	

1 - Estimation du coefficient de transfert de chaleur global (U_x) est :

A partir de la figure 9-5 [8], on obtient,

$(U_x)_{est} = 23.5 \text{ w / m}^2 \text{ }^\circ\text{C} = 20.24 \text{ Kcal / hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
--

2 - Estimation de l'élévation de la température de l'air Δ_{ta}

$\Delta_{ta} = 7 \text{ }^\circ\text{C}$
--

3 - Calcul de la différence de température moyenne logarithmique LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{L_n \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{où} \quad t_2 = \Delta_{ta} + t_1$$

$\text{LMTD} = 11.93 \text{ } ^\circ\text{C}$

4 - Calcul de la surface d'échange de chaleur nécessaire A_x

$$A_x = \frac{Q}{(U_x)_{\text{est}} (\text{LMTD}) (F)}$$

où F : facteur de correction de la LMTD ; $F = 1$

soit,

$A_x = 59\,240.2 \text{ m}^2$

5 - Calcul de la surface externe du faisceau tubulaire F_a

$$F_A = \frac{A_x}{\text{APSM}}$$

où APSM : Surface externe avec ailettes / surface externe du faisceau tubulaire

A partir de la figure 9-6 [8], nous obtenons :

$$\text{APSM} = 148.5 \text{ m}^2 / \text{m}^2$$

d'où

$F_A = 398.93 \text{ m}^2$

6 - Calcul de la largeur de l'unité W_{id}

$$W_{id} = \frac{F_A}{L}$$

soit,

$$W_{id} = 32.7 \text{ m}$$

7 - Calcul du nombre de tubes N_T

$$N_T = \frac{A_x}{(APM) (L)}$$

où APM : surface externe avec ailettes / longueur du tube

A partir de la figure 9-6 [8], nous obtenons,

$$APM = 1.70 \text{ m}^2/\text{m}$$

d'où

$$N_T = 2857 \text{ tubes}$$

8 - Calcul de la vitesse massique G_t à travers les tubes

$$G_T = \frac{(W_t) (N_p)}{(A_t) (N_t)}$$

où A_t : section interne des tubes, $A_t = 383.5 \text{ mm}^2$

soit,

$$G_t = 239.3 \text{ kg/s m}^2$$

9 - Calcul du nombre de REYNOLDS N_R

$$N_R = \frac{(d_i) (G_T)}{\mu}$$

soit,

$$N_R = 68\,300.8$$

10 - Calcul de la perte de charge ΔP_t coté tubes

$$\Delta P_t = \frac{(F) (Y) (L) (N_p)}{\Phi} + (\beta) (N_p)$$

où	F	:	facteur de friction	[-]
	Y	:	facteur de correction	[KPa/m]
	β	:	facteur de correction	[KPa]
	Φ	:	correction du gradient de viscosité	[-]; $\Phi = 0.98$

Pour $G_T = 239.3 \text{ kg/s m}^2$ et $\rho = 411.7 \text{ kg/m}^3$, nous obtenons à partir de la figure 9-11 [8]:

$$Y = 5 \text{ KPa/m}$$

$$\beta = 0.19 \text{ KPa}$$

Pour $N_R = 68\,300.8$, nous obtenons à partir de la figure 9-12 []:

$$F = 0.026$$

d'où

$$\Delta P_t = 9.04 \text{ KPa}$$

11 - Calcul du coefficient de film h_t côté tube

$$h_t = \frac{(J)(1000)(K) \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^{0.13} (\Phi)}{d_i}$$

Pour $N_R = 68\,300.8$, nous obtenons à partir de la figure 9-7 [17]:

$$J = 190$$

d'où

$$h_t = 1095.3 \text{ w/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

12 - Calcul du débit d'air W_a

$$W_a = \frac{Q}{(C_{pa})(\Delta t_a)}$$

soit,

$$W_a = 2\,369.1 \text{ kg/s}$$

13 - Calcul de la vitesse massique de l'air G_a

$$G_a = \frac{W_a}{F_a}$$

soit,

$$G_a = 5.94 \text{ kg / s m}^2$$

14 - Estimation du coefficient de film h_a côté air

Pour $G_a = 5.94 \text{ kg / s m}^2$, nous obtenons à partir de la figure 9-9 [17]

$$h_a = 64 \text{ w / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

15 - Calcul du coefficient de transfert de chaleur global U_x

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_I} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_I} \right) + r_{mx} + \frac{1}{h_a}$$

où $\frac{A_x}{A_I} = \frac{(AR) (D_o)}{D_i}$ avec : $AR = 21.4$

r_{dt} : resistance à l'encrassement ; $r_{dt} = 1.72 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / W}$
 r_{mx} : resistance des tubes ; $r_{mx} = 5.17 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / W}$

d'où $\frac{1}{U_x} = 4.23 \times 10^{-2} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C / W}$

soit,

$$U_x = 23.64 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Remarque

Comme $U_x \simeq (U_x)_{est}$, les hypothèses concernant la configuration de l'aéroréfrigérant sont acceptables

16 - Calcul de la surface minimale PAPF d'un ventilateur

$$\text{PAPF} = \frac{(0.4) (F_A)}{n_v}$$

où n_v : nombre de ventilateurs ; $n_v = 36$

d'où

$$\boxed{\text{PAPF} = 4.43 \text{ m}^2}$$

17 - Calcul du diamètre d_v d'un ventilateur

$$d_v = \left(\frac{4 (\text{PAPF})}{\Pi} \right)^{0.5}$$

soit,

$$\boxed{d_v = 2.4 \text{ m}}$$

18 - Calcul de la perte de pression statique ΔP_a de l'air

$$\Delta P_a = \frac{(F_p) (N'_R)}{D_R}$$

où F_p : perte de charge [Pa]

$$D_R = \frac{\text{densité de l'air actuel}}{\text{densité de l'air sec à } 21.1 \text{ }^\circ\text{C et } 101.325 \text{ K Pa}}$$

Pour $G_a = 5.94 \text{ kg / s m}^2$; nous obtenons à partir de la figure 9-10 [8] :

$$F_p = 60 \text{ Pa}$$

Soit,

$$t_{a(\text{moy})} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 48.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

E : élévation du site par rapport au niveau de la mer ; $E = 165 \text{ m}$

Pour $t_a(\text{moy}) = 48.5 \text{ °C}$ et $E = 165 \text{ m}$, nous obtenons à partir de la figure 9-13 [8] :

$$D_R = 0.9$$

d'où

$$\Delta P_a = 333.33 \text{ Pa}$$

19 - Calcul du volume d'air actuel ACMS par ventilateur

$$\text{ACMS} = \frac{W_a}{(1.203) (D'_R) (n_v)}$$

où $D'_R = 0.91$ à $t_1 = 45 \text{ °C}$

soit,

$$\text{ACMS} = 60.1 \text{ m}^3/\text{s}$$

20 - Calcul de la pression totale du ventilateur PF :

$$\text{PF} = \Delta P_a + (D'_R) (0.975) \left(\frac{\text{ACMS}}{d_v^2} \right)^2$$

soit,

$$\text{PF} = 429.9 \text{ Pa}$$

21 - Calcul de la puissance P fournie à chaque ventilateur

$$P = \frac{(\text{ACMS}) (\text{PF})}{E_f}$$

où E_f : efficacité d'un ventilateur ; $E_f = 0.70$

d'où

$$P = 37 \text{ Kw}$$

**IV.1.5 DIMENSIONNEMENT DU REBOUILLEUR
DU SPLITTER GPL**

Données de base

quantité de chaleur échangée $Q = 14\ 250\ 178.8$ Kcal/hr

* côté calandre

débit liquide entrant	$m_1 = 247\ 450$ kg/hr
débit liquide sortant	$m_2 = 19\ 609$ kg/hr
débit vapeur sortant	$m_3 = 227\ 841$ kg/hr
température d'entrée	$T_1 = 154.19$ °C
température de sortie	$T_2 = 160.7$ °C
masse volumique du liquide sortant	$\rho_L = 24.7806$ Lb / ft ³
tension de surface du liquide sortant	$\alpha = 1.9887 \times 10^{-4}$ Lbf / ft
masse volumique de la vapeur sortant	$\rho_v = 2.9188$ Lbm / ft ³
chaleur latente de vaporisation	$\Delta = 103.66$ BTU / Lbm

* côté tube

température d'entrée	$t_1 = 288$ °C
température de sortie	$t_2 = 190$ °C

à $t_{moy} = 239$ °C, nous avons :

chaleur spécifique	$C_{pH} = 0.635$ Kcal / kg °C
viscosité	$\mu_H = 0.8$ cp
conductivité thermique	$K_H = 0.114$ Kcal / h m ² °C
masse volumique	$\rho_H = 735$ kg / m ³

* Caractéristiques du rebouilleur

- nombre de tubes	$N_T = 1800$
- diamètre externe des tubes	$d_o = 0.019$ m = 0.75 in
- diamètre interne des tubes	$d_i = 0.0157$ m = 0.618 in
- nombre de passes de tubes	$N_p = 6$
- longueur des tubes	$L = 6$ m = 20 ft
- pas des tubes	$p = 1$ in

1 - Calcul de la surface installée

$$A_o = (N_t) (\Pi) (d_o) (L)$$

où

A_o : surface installée [m²]

$A_o = 644.3$ m ²

2 - Calcul du flux de chaleur installé $\left(\frac{Q}{A_o} \right)_{ins}$

$\frac{Q}{A_o}_{ins} = 22\,117.3 \text{ Kcal / hr m}^2 = 8153.8 \text{ BTU / hr. ft}^2$

3 - Calcul du flux de chaleur maximal $\left(\frac{Q}{A_o} \right)_{max}$

$$\left(\frac{Q}{A_o} \right)_{max} = 123 \Psi \Phi$$

où $\Psi = \rho_v \Lambda \left(\frac{g \alpha (\rho_L - \rho_v)}{\rho_v^2} \right)^{0.25}$

où $g =$ accélération de la pesanteur ; $g = 4.17 \times 10^8 \text{ ft}^2 / \text{hr}$

$\Psi = 6498.5$

$$\Phi = \frac{(K)(P)}{d_o \sqrt{N_t}}$$

où $K = 0.359$

$\Phi = 113 \times 10^{-2}$

d'où

$\left(\frac{Q}{A_o} \right)_{max} = 9032.3 \text{ BTU / ft}^2 \text{ hr}$

$$\left(\frac{Q}{A_o} \right)_{ins} < \left(\frac{Q}{A_o} \right)_{max}$$

4 - Calcul des coefficients de transfert de chaleur

4.1 Calcul du coefficient de transfert de chaleur externe h_o

$$h_o = 0.00658 \times (P_c)^{0.69} \times \left(\frac{Q}{A_o} \right)_{ins}^{0.7} \times \left[1.8 \left(\frac{P_v}{P_c} \right)^{0.17} + 4 \left(\frac{P_v}{P_c} \right)^{1.2} + 10 \left(\frac{P_v}{P_c} \right)^{10} \right]$$

où P_c : pression critique du liquide ; $P_c = 469.03$ Psia
 P_v : tension de vapeur du liquide ; $P_v = 232.12$ Psia

d'où

$h_o = 834.1 \text{ BTU / hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 4069.8 \text{ Kcal / hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
--

4.2 Calcul du coefficient de transfert de chaleur interne h_{i0} basé sur la surface externe

$$R_e = \frac{(P_H) (U_H) (d_i)}{\mu_H}$$

où R_e : nombre de REYNOLDS
 U_H : vitesse de l'huile à travers les tubes [m/s]

Soit, m_H : débit volumique de l'huile [m³/s]

$$m_H = \frac{Q}{(C_{pH}) (P_H) (t_1 - t_2) (3600)}$$

$m_H = 8.65 \times 10^{-2} \text{ m}^3 / \text{s}$
--

$$U_H = \frac{m_H}{(A_t) (N_t / 6)}$$

où A_t : section interne d'un tube [m²]

$U_H = 1.49 \text{ m / s}$

d'où

$R_e = 21\,492.3$

$$P_r = \frac{(C_{pH}) (\mu_H)}{K_H}$$

où P_r : nombre de PRANDTL

$$\boxed{P_r = 16}$$

$$N_U = 0.023 (Re)^{0.8} (PR)^{0.4}$$

Où N_U : nombre de NUSSELT

$$\boxed{N_U = 203.8}$$

Nous pouvons alors calculer le coefficient de transfert de chaleur interne h_i :

$$h_i = N_U \frac{K_H}{d_i}$$

$$\boxed{h_i = 1479.8 \text{ Kcal / hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

$$\boxed{h_{io} = 1222.8 \text{ Kcal / hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

4.3 Calcul du coefficient de transfert de chaleur global U_o :

$$\frac{1}{U_o} = \left(\frac{1}{H_o} \right) + \left(\frac{1}{H_{io}} \right) + \left(\frac{e}{\lambda} \right) + R$$

où R : resistance à l'encrassement ; $R = 0.0004 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C / Kcal}$

(e/λ) : resistance des tubes ; $(e/\lambda) = 0.00006 \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C / Kcal}$

$$\frac{1}{U_o} = 1.52 \times 10^{-3} \text{ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C / Kcal}$$

d'où

$$\boxed{U_o = 657.9 \text{ Kcal / hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

5 - Calcul de la surface A_o' nécessaire au transfert de chaleur

$$A_o' = \frac{Q}{(U_o) (F) (LMTD)}$$

où LMTD : différence de température moyenne logarithmique ;
LMTD = 72.13 °C

F : facteur de correction de la LMTD ; F = 0.99

d'où

$$A_o' = 303.4 \text{ m}^2$$

Remarque

La surface nécessaire au transfert de chaleur est nettement inférieure à la surface installée. Ceci est dû à la nécessité de vérifier la contrainte concernant le

flux de chaleur : $\left(\frac{Q}{A_o}\right)_{\text{ins}} < \left(\frac{Q}{A_o}\right)_{\text{max}}$

6 - Calcul de l'espace de désengagement S_v

$$V_c = 0.157 \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} - 1 \right)^{0.5}$$

où V_c : vitesse critique d'entraînement [ft / s]

$$V_c = 0.429 \text{ ft/s} = 0.130 \text{ m/s}$$

$$V_v = \frac{(1.1) (m_3)}{(4) (S_v) (\rho_v)}$$

où V_v : vitesse de la vapeur [m/s] ; V_v doit vérifier la contrainte suivante :

$$V_v \leq 4 V_c$$

d'où

$$S_v \geq \frac{(1.1) (m_3)}{(4) (\rho_v) (4 V_c) (3600)}$$

$$S_v \geq 0.72 \text{ m}^2$$

$$S_v \geq 1116 \text{ in}^2$$

Soit,

M_w : masse moléculaire de la vapeur ; $M_w = 77.63$
 P : pression opératoire ; $P = 232$ Psia

A partir de la figure [10], nous obtenons :

$$\frac{(1.1) (m_3)}{E} = 2500 \text{ Lb/hr ft}^3$$

où E : volume occupé par la vapeur [ft³]

d'où

$$E = 221 \text{ ft}^3$$

$$S_v = \frac{E}{L}$$

$$S_v = 11.1 \text{ ft}^2 = 1598.4 \text{ in}^2$$

donc, $S_v > 1116 \text{ in}^2$

7 - Estimation du diamètre interne de la calandre [7]

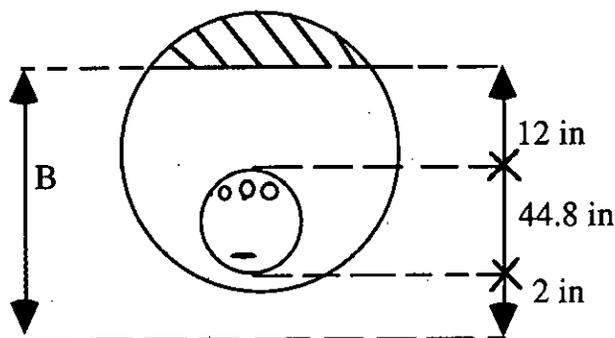
$$D_b = d_o \frac{N_t^{1/n_1}}{K_1}$$

où D_b : diamètre du faisceau tubulaire [mm]

$K_1 = 0.0402$
 $n_1 = 2.617$

d'où

$$D_b = 1138 \text{ mm} = 44.8 \text{ in}$$



$$B = 58.8 \text{ in}$$

pour $S_v = 1598.4 \text{ in}^2$ et $B = 58.8 \text{ in}$, on obtient le diamètre interne de la calandre D_c à partir de la figure 9 [10]

$$\boxed{D_c = 84 \text{ in} = 2.14 \text{ m}}$$

IV.1.6 DIMENSIONNEMENT DU SPLITTER GPL

1 - Estimation du diamètre de la colonne

On définit le paramètre V_{load} comme suit :

$$V_{load} = Q_v \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0.5}$$

où Q_v : débit volumique de la vapeur ; $Q_v = 1.489 \text{ m}^3/\text{s}$
 ρ_v : masse volumique de la vapeur ; $\rho_v = 46.75 \text{ kg/m}^3$
 ρ_L : masse volumique du liquide ; $\rho_L = 398.94 \text{ kg/m}^3$
 V_{Load} : charge vapeur $[\text{m}^3/\text{s}]$

$$\boxed{V_{load} = 0.542 \text{ m}^3/\text{s}}$$

Soit Q_L : débit volumique du liquide ; $Q_L = 0.189 \text{ m}^3/\text{s}$
 N_p : nombre de passes ; $N_p = 2$

A partir de la figure 6-12 [4], nous obtenons une première estimation du diamètre D de la colonne :

$$\boxed{D = 4.2 \text{ m}}$$

2 - Calcul de la surface active minimale

$$A_{amin} = \frac{V_{load} + (1.36) (Q_L) (L)}{(C) (F_e)}$$

où A_{amin} : surface active minimale $[\text{m}^2]$
 L : longueur d'écoulement du liquide $[\text{m}]$
 C : facteur de capacité vapeur $[\text{m}^3/\text{s}]$
 F_e : facteur d'engorgement $[-]$

$$L = \frac{(0.75) (D)}{N_p} = 1.58 \text{ m}$$

$$C = (C^*) (F_s)$$

où

F_s : facteur caractéristique du système ; $F_s = 1$ car il n'y a pas formation de mousse

Soit T_s : espacement entre deux plateaux consécutifs ;
 $T_s = 0.61 \text{ m}$

A partir de la figure 6-13 [4], nous obtenons C^* :

$$C^* = 0.135 \text{ m/s}$$

d'où $C = 0.135 \text{ m/s}$

$A_{\text{amin}} = 8.77 \text{ m}^2$

3 - Calcul de la surface de descente minimale

Soit U^* : vitesse de descente [m/s]

U^* est la plus petite valeur obtenue par les relations suivantes :

$$U^* = 0.170 \text{ m/s}$$

$$U^* = 0.007 (\rho_L - \rho_v)^{0.5} = 0.131 \text{ m/s}$$

$$U^* = 0.008 [T_s (\rho_L - \rho_v)]^{0.5} = 0.117 \text{ m/s}$$

$$U^* = 0.13 \text{ m/s} \quad (\text{à partir de la figure 6-14 [4]})$$

d'où

$$U^* = 0.117 \text{ m/s}$$

$$U = U^* \times F_s \quad \text{où } U : \text{ vitesse de calcul [m/s]}$$

Soit

$U = 0.117 \text{ m/s}$

$$A_{\text{admin}} = \frac{Q_L}{(U) (F_\theta)}$$

où

A_{admin} : surface de descente minimale [m²]

$$A_{\text{admin}} = 2.02 \text{ m}^2$$

comme : $A_{dmin} > 0.11 A_{amin}$, donc :

$$A_{dmin} = 2.02 \text{ m}^2$$

4 - Calcul de l'aire totale de la colonne

Soit A_T : aire de la virole [m²]

La valeur de A_T est la plus grande obtenue par les deux relations suivantes :

$$A_{Tmin} = 1.28 \frac{V_{load}}{F_e \times C} = 6.42 \text{ m}^2$$

$$A_T^* = A_{amin} + 2 A_{dmin} = 12.81 \text{ m}^2$$

Comme $A_T^* > A_{Tmin}$, nous aurons :

$$A_T = 12.81 \text{ m}^2$$

$$A_d = 2.02 \text{ m}^2$$

$$A_a = 8.77 \text{ m}^2$$

On peut alors calculer le diamètre D_T de la colonne :

$$D_T = \left(\frac{A_T}{0.786} \right)^{0.5}$$

$$D_T = 4.1 \text{ m}$$

5 - Estimation des dimensions des déversoirs

$$\frac{2 (A_d)}{(A_T) (N_p)} = 0.158$$

A partir de la figure 6-15 [4], nous obtenons :

$$\frac{H}{D_T} = 0.22 \quad \text{et} \quad \frac{L_w}{D_T} = 0.85$$

où H : largeur d'un déversoir [m]

L_w : longueur d'un déversoir [m]

d'où

$$H = 0.90 \text{ m}$$

$$L_w = 3.49 \text{ m}$$

Soit,

Z : débit du liquide par passe [m³/s]

$$Z = \frac{Q_L}{N_p} = 9.45 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\frac{Z}{L_w} = 0.027 \text{ m}^2/\text{s}$$

or,

$$\frac{Z}{L_w} \text{ doit être inférieur à } 0.025 \text{ m}^2/\text{s}$$

Afin de vérifier cette contrainte, nous devons augmenter le diamètre de la colonne :

Soit : $D_T = 4.5 \text{ m}$

d'où

$$\boxed{H = 0.99 \text{ m}}$$

$$\boxed{L_w = 3.82 \text{ m}}$$

$$\frac{Z}{L_w} = 0.024 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\frac{Z}{L_w} < 0.025 \text{ m}^2/\text{s}$$

Nous adoptons, alors, un diamètre de colonne :

$$D_T = 4.5 \text{ m}$$

6 - Estimation du nombre de clapets par plateau N_c

Généralement, un plateau contient 120 - 175 clapets / m^2 de surface active.

$$A_a = 8.77 \text{ m}^2 ; \text{ on a donc, } 1053 - 1535 \text{ clapets / plateau}$$

$$A_H = \frac{N_c}{845}$$

où

$$\begin{aligned} A_H & : \text{ surface des orifices } [m^2] \\ N_c & : \text{ nombre de clapets par plateau ; } N_c = 1290 \end{aligned}$$

$$A_H = 1.53 \text{ m}^2$$

7 - Calcul du pourcentage de l'engorgement : % F

On retiendra la plus grande valeur obtenue à partir des deux équations suivantes :

$$\% F / 100 = \frac{V_{load} + (1.36) (Q_L) (L)}{(A_a) (C)} = 0.80$$

$$\% F / 100 = \frac{V_{load}}{(0.78) (A_T) (C)} = 0.40$$

d'où

$$\% F = 80 \%$$

8 - Calcul de la perte de charge totale ΔP_t

8.1 Calcul de la perte de charge ΔP_{dry} à travers un plateau incomplètement soulevé.

La valeur de ΔP_{dry} est la plus grande obtenue à partir des deux équations suivantes :

$$\begin{aligned}\Delta P_{dry (1)} &= (0.135) (t_m) (\rho_m / \rho_L) + K_1 (V_h)^2 (\rho_v / \rho_L) \quad [\text{cm}] \\ \Delta P_{dry (2)} &= K_2 (V_h)^2 (\rho_v / \rho_L) \quad [\text{cm}]\end{aligned}$$

où

ρ_m : densité du métal ; $\rho_m = 7700 \text{ kg / m}^3$
 V_h : vitesse de la vapeur à travers les orifices des clapets [m/s]
 t_m : épaisseur du clapet ; $t_m = 1.88 \text{ mm}$
 K_1 et K_2 : paramètres dépendant du type de clapets utilisés

Nous utiliserons des clapets de types V-4, et ce afin de minimiser les pertes de charge.

A partir de la table 6-5 [4], nous obtenons les valeurs de K_1 et K_2

$$\begin{aligned}K_1 &= 2.73 \\ K_2 &= 13.6\end{aligned}$$

$$V_h = \frac{Q_v}{A_H} = 0.97 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{dry (1)} &= 5.2 \text{ cm} \\ \Delta P_{dry (2)} &= 1.5 \text{ cm}\end{aligned}$$

d'où

$$\boxed{\Delta P_{dry} = 5.2 \text{ cm}}$$

8.2 Calcul de la perte de charge totale ΔP_t

$$\Delta P_t = \Delta P_{dry} + 55.4 \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0.67} + (0.04) (h_w)$$

où h_w : hauteur du déversoir ; $h_w = 50 \text{ mm}$

$$\boxed{\Delta P_t = 14.6 \text{ cm}}$$

9 - Calcul de la hauteur h_{dc} d'accumulation de liquide clair dans la section de descente

$$h_{dc} = 55.4 \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0.67} + (0.1) (h_w) + (\Delta P_t + 1.66) \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_v} \right)$$

$h_{dc} = 30.81 \text{ cm}$

h_{dc} doit être inférieure à $(0.6) (T_s)$

$(0.6) (T_s) = 36.6 \text{ cm}$

Comme la hauteur h_{dc} est inférieure à $(0.6) (T_s)$, notre dimensionnement est acceptable.

IV.1.7 DIMENSIONNEMENT DU DESHYDRATEUR VAPEUR V-1101

1 - Calcul de la perte de charge à travers le lit d'adsorption

$$\frac{\Delta P}{L} = \beta \mu V + C \rho V^2$$

où

ΔP	:	perte de charge	[Psi]
L	:	hauteur du lit garni	[ft]
V	:	vitesse de la vapeur	[ft / min]
ρ	:	masse volumique de la vapeur ;	$\rho = 7.4382 \text{ Lbm/ft}^3$
μ	:	viscosite de la vapeur ;	$\mu = 1.6049 \times 10^{-2} \text{ Cp}$

Pour des particules sphériques de diamètre $\left(\frac{1}{16} \right)''$, on a :

$\beta = 0.152$
 $C = 0.000136$

On supposera également que : $\frac{\Delta P}{L} = 0.28 \text{ Psi / ft}$

d'où

$V = 15.47 \text{ ft/min}$

2 - Calcul du diamètre du lit d'adsorption

$$D = \left(\frac{4 \cdot (\text{ACFM})}{(3.14) (V)} \right)^{0.5}$$

où D = diamètre du lit d'adsorption [ft]
ACFM : débit du gaz ; ACFM = 73 720 ft³/hr
= 1228.6 ft³/min

d'où

$$D = 10.05 \text{ ft} = 3.06 \text{ m}$$

3 - Calcul de la masse de tamis moléculaires contenue dans la zone de saturation

$$S_s = \frac{W_r}{(0.13) (C_{ss}) (C_T)}$$

où

S_s : masse de tamis moléculaires contenue dans la zone de saturation [Lbm]
 W_r : quantité d'eau adsorbée pendant la durée du cycle d'adsorption [Lbm]
 C_{ss} : facteur de correction de la saturation
 C_T : facteur de correction de la température

Pour un cycle d'adsorption de 16 heures : $W_r = 8876.8 \text{ Lbm}$

A partir des figures 20-44 et 20-45 [17], nous obtenons :

$$\begin{aligned} C_{ss} &= 1 \\ C_T &= 0.88 \end{aligned}$$

d'où

$$S_s = 77594.4 \text{ Lbm}$$

4 - Calcul de la hauteur de la zone de saturation

$$L_s = \frac{4 (S_s)}{3.14 (D)^2 (\rho_B)}$$

où

L_s : hauteur de la zone de saturation [ft]
 ρ_B : densité ; $\rho_B = 43.5$

d'où

$$L_s = 22.49 \text{ ft}$$

5 - Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse

$$L_{MTZ} = \left(\frac{V}{35} \right)^{0.3} \quad (0.85)$$

où L_{MTZ} : hauteur de la zone de transfert de masse [ft]

$$L_{MTZ} = 0.67 \text{ ft}$$

6 - Calcul de la hauteur totale de la colonne de séchage

$$L_T = L_s + L_{MTZ} + (2)(L')$$

où L_T : hauteur totale du lit garni [ft]
 L' : hauteur généralement laissée au-dessus et au-dessous du lit garni ; $L' = 6 \text{ ft}$

$$L = 35.16 \text{ ft} = 10.71 \text{ m}$$

7 - Calcul de la quantité de chaleur nécessaire à la régénération

7.1 Calcul de la quantité de chaleur Q_w nécessaire à la desorption de l'eau

$$Q_w = (1800)(W_r) \quad [\text{BTU}]$$

$$Q_w = 15\,978\,240 \text{ BTU}$$

7.2 Calcul de la quantité de chaleur Q_{si} nécessaire au chauffage des tamis moléculaires jusqu'à la température de régénération

$$Q_{si} = (S_T)(0.22)(T_{RG} - T_I) \quad [\text{BTU}]$$

où S_T : masse des tamis moléculaires constituant le lit d'adsorption ;
 $S_T = 80\,000 \text{ Lb}$
 T_I : température initiale des tamis moléculaires ; $T_I = 122 \text{ }^\circ\text{F}$
 T_{RG} : température de régénération ; $T_{RG} = 527 \text{ }^\circ\text{F}$

d'où

$$Q_{ST} = 7.12 \times 10^6 \text{ BTU}$$

7.3 Calcul de la quantité de chaleur Q_{ST} nécessaire au chauffage de l'acier jusqu'à la température de régénération

7.3.1 Calcul de la masse m_a de la colonne de séchage

$$m_a = V_T \times \rho_a$$

où V_T : volume de l'acier [m³]

ρ_a : masse volumique de l'acier ; $\rho_a = 7860 \text{ kg/m}^3$

Calcul des épaisseurs selon le code ASME - Section VIII - div. 1 [10]

Les épaisseurs sont calculées de la même manière que pour le séparateur d'entrée de l'expandeur (voir paragraphe IV.1.1),

d'où

$$t = 143.2 \text{ mm}$$

$$t' = 128.2 \text{ mm}$$

Le volume de l'acier est :

$$V_a = (1.09) (D^2) (t'_N) (2) + (\Pi) (D) (L) (t_N)$$

soit,

$$V_a = 17.36 \text{ m}^3$$

On peut alors calculer la masse de l'acier

$$m_a = \rho_a V_a \text{ où } \rho_a : \text{masse volumique de l'acier ; } \rho_a = 7700 \text{ kg/m}^3$$

soit,

$$m_a = 133\,672 \text{ kg} = 294\,693.3 \text{ Lbm}$$

7.3.2 Calcul de la quantité de chaleur Q_{ST} nécessaire au chauffage de l'acier jusqu'à la température de régénération

$$Q_{ST} = (0.12) (m_a) (T_{RG} - T_I)$$

$$Q_{ST} = 14\,322\,100 \text{ BTU}$$

7.4 Calcul de la quantité de chaleur Q_{HL} perdue lors de la régénération

$$Q_{HL} = (Q_w + Q_{SI} + Q_{ST}) \quad (0.10)$$

$Q_{HL} = 3\,742\,050 \text{ BTU}$

7.5 Calcul de la quantité de chaleur totale Q_{TR} nécessaire à la régénération

$$Q_{TR} = 2 (Q_w + Q_{SI} + Q_{ST} + Q_{HL})$$

$Q_{TR} = 82\,324\,780 \text{ BTU}$

IV.2 COMPARAISON DES RESULTATS (Simulateur / Méthode Manuelle)

Nous nous proposons de comparer les résultats du dimensionnement du Splitter GPL, obtenus par calcul manuel (voir paragraphe IV.1.6) et par le simulateur ASPEN PLUS. Cette comparaison sera axée sur le 19^{ème} plateau.

Le tableau suivant présente les principaux résultats des deux méthodes.

	CALCUL MANUEL	ASPEN PLUS
Diamètre de la colonne [m]	4.1	4.12
Surface active [m ²]	8.77	9.28
Surface de descente [m ²]	2.02	2.02
Surface de la colonne [m ²]	12.81	13.33
Longueur des déversoirs [m]	3.82	2.76
Vitesse de descente [m/s]	0.117	0.09

Les résultats obtenus, par les deux méthodes sont pratiquement les mêmes.

En effet, la technique de calcul utilisée par le simulateur ASPEN PLUS est la même que celle que nous avons utilisée pour notre dimensionnement manuel.

CHAPITRE V
EVALUATION ECONOMIQUE

V.1 ELEMENTS DU CALCUL ECONOMIQUE

V.1.1 INTRODUCTION

L'étude de la rentabilité économique d'un projet consiste à effectuer le bilan recettes - dépenses de l'unité de production.

Les recettes sont réalisées grâce à la vente des produits fabriqués.

Les dépenses représentent :

- les charges fixes,
- les salaires du personnel,
- les charges variables.

V.1.2 LES PRINCIPALES DEPENSES D'UNE UNITE DE PRODUCTION

V.1.2.1 Les investissements

Le montant des investissements correspond aux dépenses effectuées, depuis les études technico-économiques préliminaires jusqu'à la mise en route des installations.

Les investissements sont divisés en plusieurs catégories :

- * Les investissements en limites des unités de fabrication

Ce type d'investissement correspond au coût des équipements nécessaires à la production ainsi que les frais de préparation du site.

- * Les installations générales et stockages

Les installations générales représentent la production et distribution des utilités, les bâtiments, les routes, etc....

Les stockages servent, d'une part, à disposer des réserves suffisantes de matières premières, réactifs, catalyseurs, etc..., et d'autre part, à conserver les produits finis avant qu'ils ne soient envoyés à leur destination.

* Les frais d'engineering

Les frais d'engineering représentent la rémunération versée à la société d'engineering à laquelle aura été confiée la réalisation du projet.

* Les redevances

Les redevances sont les sommes payées à la société qui détient les droits de licence d'exploitation de la technique ou du produit utilisés dans un procédé. Cette société peut céder, moyennant une retribution, ses droits à un exploitant.

* Le livre de procédé

Le livre de procédé est un document contenant les caractéristiques du procédé retenu. Il est remis par le détenteur du procédé à la société d'engineering chargée de la réalisation de l'unité. Ce livre est l'objet d'une rémunération fixée par contrat.

* Les frais d'achat du terrain

* Les charges initiales de catalyseurs, solvants et produits chimiques

* Les intérêts intercalaires

Pendant la période précédant la phase active de production, il est nécessaire de disposer des capitaux destinés à financer les études d'implantation, les travaux de génie civil, etc.... Il y a alors lieu de rémunérer ces capitaux, sous forme d'intérêts versés au prêteur.

* Les frais de démarrage

Les frais de démarrage de l'unité sont à la charge de l'utilisateur qui rémunère le détenteur du procédé et la société d'engineering pour l'assistance qu'ils lui apportent. Il s'agira de vérifier, d'une part, la performance des équipements, et d'autre part, que les produits obtenus répondent aux spécifications demandées.

* Les fonds de roulement

Le fond de roulement est constitué d'une provision représentant :

- la valeur du stock normal de matières premières, pièces de rechange, etc...

- la valeur des produits aux différents stades de leurs transformation ;
- La valeur du stock normal des produits finis ;
- Le montant des frais en cas d'arrêt momentané des installations ;
- La couverture des délais de règlement des traites correspondant à la vente des produits ;

Le fond de roulement représente une immobilisation temporaire, d'où la possibilité d'une récupération à un niveau voisin de sa valeur initiale.

V.1.2.2 Les charges fixes

Il est impératif de compenser financièrement l'immobilisation du capital investi et d'assurer l'entretien et la protection des outils de production. Ces charges sont calculées à partir des investissements de l'unité et comprennent les postes suivants :

* L'amortissement

L'amortissement est la récupération du capital investi, non compris le fonds de roulement. Il est dû à la perte progressive de la valeur des équipements de production dont la cause principale est l'usure du matériel.

* Les intérêts

L'immobilisation de capitaux nécessaires au financement d'un projet s'accompagne d'une compensation. Celle-ci, est réalisée par le paiement d'un intérêt dans le cas d'emprunts effectués auprès d'organismes de prêts.

Dans le cas où le financement provient des capitaux propres de l'entreprise gestionnaire du projet, la somme immobilisée devra être récupérée ultérieurement suivant un taux d'actualisation propre à chaque entreprise.

* La maintenance

La maintenance comprend :

- l'entretien périodique des équipements de l'installation ;
- les révisions des unités ;
- les réparations urgentes.

Les frais générés comprendront donc le coût de la main-d'oeuvre plus les charges d'investissement correspondant aux équipements qui doivent être changés avant la fin de la vie de l'installation.

* Les taxes et assurances

Ce coût correspond aux frais d'assurances qui couvrent l'investissement en matériel, les matières stockées et diverses taxes telles que les contributions foncières, etc....

Ces frais se retrouvent chaque année, selon un montant pratiquement identique.

* Les frais généraux usine et les dépenses de siège

Ce sont des frais dûs aux éléments improductifs de l'usine ou de la société (services sociaux et administratifs, etc...). Ils sont alors supportés par les éléments productifs de l'usine ou de la société

V.1.2.3 Les charges variables

Contrairement aux charges fixes, les charges variables sont liées au niveau de production de l'unité. Elles représentent le montant des acquisitions des matières premières, des réactifs et de l'énergie.

Leur consommation est proportionnelle aux quantités de produits effectivement obtenus dans les différentes unités

V.1.2.4 La main-d'oeuvre

Le coût de la main d'oeuvre comprend les dépenses relevant du personnel chargé du fonctionnement et de l'entretien permanent et courant des équipements.

V.1.3 LE COUT OPERATOIRE ET LES DEPENSES D'EXPLOITATION

Le coût opératoire représente la somme des charges fixes, des charges variables et de la main-d'oeuvre, c'est-à-dire l'ensemble des dépenses permettant à la fois de réaliser l'opération envisagée et aussi de récupérer par l'amortissement les capitaux immobilisés, en s'acquittant des intérêts des emprunts éventuels.

V.2 LES CRITERES ECONOMIQUES

Plusieurs critères de rentabilité permettent de juger de la valeur économique d'un projet. Les plus couramment utilisés sont les suivants :

- le temps de remboursement,
- le bénéfice actualisé,
- le taux de rentabilité interne.

Dans le cadre de notre évaluation économique , nous utiliserons la méthode du temps de remboursement (pay out time).

Les hypothèses de calcul sont les suivantes :

- les revenus sont identiques d'une année à une autre, c'est-à-dire les prix et les quantités de matières premières, sous produits, utilités, main-d'oeuvre et produits fabriqués sont supposés constants au cours du temps ;
- les bénéfices sont soumis à des prélèvements fiscaux ;
- l'amortissement est supposé linéaire.

On définit alors le temps de récupération du capital comme étant la durée au bout de laquelle les recettes, déduction faite de toutes les sorties y compris les taxes, sont égales au montant global des investissements correspondant au capital amortissable initial.

V.2.1 DETERMINATION DES CHARGES D'INVESTISSEMENT

V.2.1.1 Methode du "facteur" d'extrapolation

Cette méthode suppose que les investissements sont connus pour une installation de référence.

Elle repose sur le fait que les coût de deux unités utilisant des procédés identiques, mais ayant des capacités de production différentes, sont reliés par une expression de la forme :

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^f$$

où

I_1 et I_2 sont les investissements des deux unités montées ;

C_1 et C_2 sont les capacités ;

f est le facteur d'extrapolation ; $f = 0.6$

Pour une unité de traitement de gaz d'une capacité de $20 \cdot 10^6$ Std m^3 / jour, le montant des investissements s'élève à 284 000 000 \$, soit :

$$\begin{aligned} I_1 &= 284\,000\,000 \text{ \$} \\ C_1 &= 20 \cdot 10^6 \text{ Std } m^3 / \text{jour} \end{aligned}$$

d'où

$$I_2 = I_1 \left(\frac{C_2}{C_1} \right)^f$$

avec : $C_2 = 30 \times 10^6$ Std m^3 / jour

Soit :

$$I_2 = 362\,220\,558.3 \text{ \$}$$

V.2.1.2 Methode utilisant des facteurs multiplicatifs variables

Cette méthode nécessite de diviser les charges d'investissement en plusieurs postes. Chaque poste est évalué proportionnellement au matériel principal.

Les diverses charges d'investissement de l'usine de traitement sont présentées dans le tableau (V.1). Ces résultats sont obtenus à partir de l'évaluation des coûts avec le simulateur ASPEN PLUS.

CHARGES D'INVESTISSEMENT	VALEURS APPROCHEES
* Investissements en limites des unités de fabrication	58 619 300 \$
* Services généraux et stockages	17 585 790 \$
* Engineering	6 731 000 \$
* Stock de pièce de rechange	3 139 900 \$
* Livre de procédé	200 000 \$
* Charges initiales	5 459 000 \$
* Frais d'achat du terrain	30 000 \$
* Assurances	1 706 000 \$
* Transports	3 640 000 \$
* Taxes	1 069 000 \$
*Frais du maître de l'ouvrage	3 141 000 \$

Tableau V.1 - Calcul des charges d'investissement

Le montant des investissements correspondant au capital amortissable est la somme de toutes les charges précédentes, soit :

$$I_T = 101\,320\,990 \text{ $ / train}$$

d' où, l'investissement total pour les trois trains est :

$$I = 303\,962\,970 \text{ $}$$

V.2.2 CALCUL DE L'AMORTISSEMENT ANNUEL

Si l'on considère un temps d'amortissement de 20 ans, l'amortissement annuel A pour les trois trains de traitement est donné par la relation :

$$A = \frac{I}{20}$$

où I : montant de l'investissement correspondant au capital amortissable
d'où

$$A = 15\,198\,148.5 \text{ $}$$

V.2.3 CALCUL DES BENEFICES BRUTS ANNUELS

Si l'on considère que :

- * l'usine de traitement fonctionne 330 jour / an
- * le prix du GPL est de 126.85 \$ / ton
- * le prix du condensat est de 170 \$ / ton
- * le coût opératoire est de 16 529 000 \$ / an

on peut alors calculer les bénéfices bruts annuels, pour ces trois trains, soit :

$$B = 295\,298\,793 \text{ \$}$$

V.2.4 CALCUL DU TEMPS DE REMBOURSEMENT (POT)

Le temps de récupération du capital investi est défini comme suit :

$$POT = \frac{I}{B(1 - a) + A}$$

où

- B : bénéfices bruts annuels (avant déduction des impôts)
- I : investissement correspondant au capital amortissable
- A : amortissement annuel (constant)
- a : taux de l'impôt sur les bénéfices bruts ; a = 60 %

d'où

$$POT = 2.3 \text{ ans}$$

CONCLUSION

Tout d'abord, un schéma de procédé de l'usine de traitement de gaz, d'une capacité de 30 MM STD m³ / jour a été établi.

Ensuite, la simulation du procédé de traitement de gaz a permis de déterminer la production d'hydrocarbures dans les trois trains composant l'usine, à savoir :

G. P. L.	:	6347	tonnes / jour
Condensat	:	1412	tonnes / jour
Gaz.	:	27	MM STD m ³ / jour

Les résultats sont conformes aux exigences de spécification pour les différents produits que sont les GPL, le Condensat et le gaz de vente.

A partir des résultats obtenus par le simulateur ASPEN PLUS, nous avons procédé aux dimensionnements des équipements.

Dans le cas du dimensionnement d'une colonne de fractionnement, nous avons comparé les résultats obtenus par utilisation de méthodes manuelles avec ceux calculés par le simulateur ASPEN PLUS ; dans ce cas précis, nous avons alors montré la cohérence des méthodes utilisées.

Pour la faisabilité de la réalisation de l'usine de traitement de gaz, nous avons, dans un premier temps, analysé et déterminé sur le simulateur ASPEN PLUS, les coûts des équipements et toutes les charges d'investissement.

Nous avons également déterminé, par la méthode des similitudes, les investissements liés à la réalisation de cette usine de traitement de gaz ; les résultats obtenus par cette méthode sont précis à ± 40 % alors que ceux de la précédente méthode sont à ± 25 %.

Dans un deuxième temps, nous avons retenu comme critère de rentabilité, le temps de remboursement (pay-out time) ; le résultat obtenu est largement inférieur au temps d'amortissement considéré, démontrant ainsi la faisabilité de la réalisation de l'usine de traitement de Gaz.

A N N E X E - I
RESULTATS DE LA SIMULATION

I / 1

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S10	S101	S102	S103	S105	S106
From		SPLITE1	HEATER11	MIX11	HEATER12	FLASHE11	FLASHE11
To		SPLITE2	MIX11	HEATER12	FLASHE11		COMPRES
Phase		VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		288.1450	32.01611	32.01611	32.01611	0.0	32.01611
N2		518.6610	57.62900	57.62900	57.62900	0.0	57.62900
C1		11921.77	1324.641	1324.641	1324.641	0.0	1324.641
C2		3331.328	370.1476	370.1476	370.1476	0.0	370.1476
C3		1676.818	186.3131	186.3131	186.3131	0.0	186.3131
IC4		152.4380	16.93756	16.93756	16.93756	0.0	16.93756
NC4		444.3010	49.36678	49.36678	49.36678	0.0	49.36678
IC5		72.50100	8.055667	8.055667	8.055667	0.0	8.055667
NC5		102.2450	11.36056	11.36056	11.36056	0.0	11.36056
C6		59.48800	6.609778	6.609778	6.609778	0.0	6.609778
C7		22.30800	2.478667	2.478667	2.478667	0.0	2.478667
H2O		0.0	0.0	13.96875	13.96875	11.06055	2.908203
Total Flow	KMOL/HR	18590.00	2065.556	2079.524	2079.524	11.06055	2068.464
Total Flow	KG/HR	4.47242E+5	49693.55	49945.20	49945.20	199.2558	49745.95
Total Flow	L/MIN	63533.61	16408.34	16400.51	7336.988	3.347443	7333.640
Temp	C	50.00000	275.0000	272.1918	50.00000	50.00000	50.00000
Pres	BAR	96.60000	95.90000	95.90000	93.60000	93.60000	93.60000
Vfrac		1.000000	1.000000	1.000000	.9946812	0.0	1.000000
Lfrac		0.0	0.0	0.0	5.31879E-3	1.000000	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-20778.24	-17128.68	-17440.57	-21060.19	-67827.61	-20810.11
Enthalpy	CAL/GM	-863.6654	-711.9683	-726.1576	-876.8645	-3765.063	-865.2959
Enthalpy	CAL/SEC	-1.0730E+8	-9.8278E+6	-1.0074E+7	-1.2165E+7	-2.0839E+5	-1.1957E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-37.66685	-29.07932	-28.99575	-37.50857	-37.54350	-37.50838
Entropy	CAL/GM-K	-1.565655	-1.208707	-1.207271	-1.561711	-2.084013	-1.559619
Density	MOL/CC	4.87668E-3	2.09808E-3	2.11327E-3	4.72384E-3	.0550696	4.70086E-3
Density	GM/CC	.1173242	.0504759	.0507557	.1134553	.9920794	.1130542
Avg MW		24.05820	24.05820	24.01761	24.01761	18.01500	24.04971

A/2

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		FEED	S6	SGT	SLIQ	WATER	WATER1
From			SEPA	HEATER2	FLASHE11		FLASHE1
To		FLASHE1	SPLITE1			FLASHE1	
Phase		VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	LIQUID	LIQUID
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		288.1450	320.1611	288.1448	0.0	0.0	0.0
N2		518.6610	576.2900	518.6609	0.0	0.0	0.0
C1		11921.77	13246.41	11921.76	0.0	0.0	0.0
C2		3331.328	3701.476	3306.406	0.0	0.0	0.0
C3		1676.818	1863.131	447.0166	0.0	0.0	0.0
IC4		152.4380	169.3755	9.893856	0.0	0.0	0.0
NC4		444.3010	493.6678	19.90789	0.0	0.0	0.0
IC5		72.50100	80.55666	.9154962	0.0	0.0	0.0
NC5		102.2450	113.6056	.9779593	0.0	0.0	0.0
C6		59.48800	66.09778	.0659271	0.0	0.0	0.0
C7		22.30800	24.78667	4.98077E-3	0.0	0.0	0.0
H2O		0.0	0.0	0.0	0.0	10000.00	9859.176
Total Flow	KMOL/HR	18590.00	20655.55	16513.76	0.0	10000.00	9859.176
Total Flow	KG/HR	4.47242E+5	4.96936E+5	3.39482E+5	0.0	1.80150E+5	1.77613E+5
Total Flow	L/MIN	2.94734E+5	70592.91	2.44655E+5	0.0	3050.332	3007.376
Temp	C	60.00000	50.00000	55.00000		60.00000	60.00000
Pres	BAR	27.00000	96.80000	29.00000	93.60000	27.00000	27.00000
Virac		1.000000	1.000000	1.000000		0.0	0.0
Lfrac		0.0	0.0	0.0		1.000000	1.000000
Sfrac		0.0	0.0	0.0		0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-20089.16	-20778.24	-19192.09		-67672.54	-67672.54
Enthalpy	CAL/GM	-835.0233	-863.6654	-933.5798		-3756.455	-3756.455
Enthalpy	CAL/SEC	-1.0374E+8	-1.1922E+8	-8.8037E+7		-1.8798E+8	-1.8533E+8
Entropy	CAL/MOL-K	-33.41496	-37.66685	-28.48018		-36.98207	-36.98207
Entropy	CAL/GM-K	-1.388922	-1.565655	-1.385389		-2.052849	-2.052849
Density	MOL/CC	1.05123E-3	4.87668E-3	1.12497E-3		.0546388	.0546388
Density	GM/CC	.0252906	.1173242	.0231266		.9843190	.9843190
Avg MW		24.05820	24.05820	20.55753		18.01500	18.01500

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S11	S117	S12	S13	S14	S16
From		SPLITE2	FLASHE2	SPLITE2	HEATX2	HEATX1	MIX3
To		HEATX2		HEATX1	MIX3	MIX3	HEATX3
Phase		VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	MIXED	MIXED
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		232.0432	0.0	56.10183	232.0432	56.10183	288.1450
N2		417.6777	0.0	100.9833	417.6777	100.9833	518.6610
C1		9600.599	0.0	2321.168	9600.599	2321.168	11921.77
C2		2682.719	0.0	648.6096	2682.719	648.6096	3331.328
C3		1350.342	0.0	326.4765	1350.342	326.4765	1676.818
IC4		122.7583	0.0	29.67968	122.7583	29.67968	152.4380
NC4		357.7958	0.0	88.50540	357.7958	88.50540	444.3010
IC5		58.38506	0.0	14.11594	58.38506	14.11594	72.50100
NC5		82.33790	0.0	19.90710	82.33790	19.90710	102.2450
C6		47.90569	0.0	11.58231	47.90569	11.58231	59.48800
C7		17.96463	0.0	4.343368	17.96463	4.343368	22.30800
H2O		0.0	115.7951	0.0	0.0	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	14970.53	115.7951	3619.473	14970.53	3619.473	18590.00
Total Flow	KG/HR	3.60164E+5	2086.049	87078.02	3.60164E+5	87078.02	4.47242E+5
Total Flow	L/MIN	51163.62	35.03885	12370.00	35872.12	8761.077	44634.07
Temp	C	50.00000	50.00000	50.00000	14.04459	14.87050	14.20735
Pres	BAR	96.60000	97.70000	96.60000	95.60000	95.60000	95.60000
Vfrac		1.000000	0.0	1.000000	.8574730	.8667389	.8594959
Lfrac		0.0	1.000000	0.0	.1425270	.1332611	.1405041
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-20778.24	-67826.09	-20778.24	-21558.22	-21537.04	-21554.01
Enthalpy	CAL/GM	-863.6654	-3764.979	-863.6654	-896.0861	-895.2057	-895.9109
Enthalpy	CAL/SEC	-8.6406E+7	-2.1816E+6	-2.0891E+7	-8.9649E+7	-2.1654E+7	-1.1130E+8
Entropy	CAL/MOL-K	-37.66685	-37.54433	-37.66685	-40.22258	-40.14894	-40.20791
Entropy	CAL/GM-K	-1.565655	-2.084059	-1.565655	-1.671887	-1.668826	-1.671277
Density	MOL/CC	4.87668E-3	.0550793	4.87668E-3	6.95551E-3	6.88552E-3	6.94163E-3
Density	GM/CC	.1173242	.9922552	.1173242	.1673370	.1656532	.1670032
Avg MW		24.05820	18.01500	24.05820	24.05820	24.05820	24.05820

A/3

A/L

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S16A	S18	S19	S2	S21	S22
From		HEATX3	FLASHE3	COMPRE2	FLASHE1	PUMPE1	HEATER6
To		FLASHE3	COMPRE2	FLASHE4		HEATER6	HEATX3
Phase		MIXED	VAPOR	MIXED	MIXED	LIQUID	MIXED
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		288.1450	241.0611	241.0611	0.0	33.85821	33.85821
N2		518.6610	474.5895	474.5895	0.0	5.177579	5.177579
C1		11921.77	10443.09	10443.09	0.0	469.7378	469.7378
C2		3331.328	2629.348	2629.346	0.0	840.0070	840.0070
C3		1676.818	1181.598	1181.598	0.0	839.0971	839.0971
IC4		152.4380	95.73998	95.73998	0.0	85.85828	85.85828
NC4		444.3010	268.2437	268.2437	0.0	248.3420	248.3420
IC5		72.50100	37.88989	37.88989	0.0	36.97439	36.97439
NC5		102.2450	51.76458	51.76458	0.0	50.78662	50.78662
C6		59.48800	22.74757	22.74757	0.0	22.68164	22.68164
C7		22.30800	6.676788	6.676788	0.0	6.671807	6.671807
H2O		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	18590.00	15452.75	15452.75	0.0	2638.992	2638.992
Total Flow	KG/HR	4.47242E+5	3.52866E+5	3.52866E+5	0.0	99803.33	99803.33
Total Flow	L/MIN	43808.88	39101.02	1.73886E+5	0.0	3265.897	4656.368
Temp	C	11.94863	12.00000	-41.56083		-41.04469	-16.40000
Pres	BAR	95.00000	95.00000	21.00000	27.00000	27.60000	27.00000
Vfrac		.8311779	1.000000	.8292223		0.0	.0429946
Lfrac		.1688220	0.0	.1707777		1.000000	.9570054
Sfrac		0.0	0.0	0.0		0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-21607.26	-20999.49	-21360.48		-28971.26	-28347.17
Enthalpy	CAL/GM	-898.1244	-919.6124	-935.4208		-766.0559	-749.5538
Enthalpy	CAL/SEC	-1.1158E+8	-9.0139E+7	-9.1688E+7		-2.1237E+7	-2.0780E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-40.38658	-37.85289	-37.23974		-72.41235	-69.86214
Entropy	CAL/GM-K	-1.678703	-1.657659	-1.630808		-1.914722	-1.847290
Density	MOL/CC	7.07239E-3	6.58668E-3	1.48112E-3		.0134674	9.44582E-3
Density	GM/CC	.1701489	.1504078	.0338215		.5093207	.3572288
Avg MW		24.05820	22.83515	22.83515		37.81873	37.81873

A/5

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S23	S24	S26	S28	S2A	S3
From		FLASHE3	HEATER5	HEATX1	HEATX3	FLASHE1	COMPRE1
To		HEATER5	HEATX1	COLUMN1	COLUMN1	COMPRE1	HEATER1
Phase		LIQUID	MIXED	MIXED	MIXED	VAPOR	VAPOR
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		47.08392	47.08392	47.08392	33.65800	288.1450	288.1450
N2		44.07153	44.07153	44.07153	5.177531	518.6610	518.6610
C1		1478.674	1478.674	1478.674	469.7339	11921.77	11921.77
C2		701.9822	701.9822	701.9822	840.0015	3331.328	3331.328
C3		495.2203	495.2203	495.2203	839.0902	1676.818	1676.818
IC4		56.69802	56.69802	56.69802	85.85725	152.4380	152.4380
NC4		176.0573	176.0573	176.0573	248.3388	444.3010	444.3010
IC5		34.61111	34.61111	34.61111	38.97375	72.50100	72.50100
NC5		50.48042	50.48042	50.48042	50.78570	102.2450	102.2450
C6		36.74043	36.74043	36.74043	22.68105	59.48800	59.48800
C7		15.63121	15.63121	15.63121	8.671595	22.30800	22.30800
H2O		0.0	0.0	0.0	0.0	140.8245	140.8245
Total Flow	KMOL/HR	3137.250	3137.250	3137.250	2638.969	18730.82	18730.82
Total Flow	KG/HR	94376.09	94376.09	94376.09	99802.35	4.49779E+5	4.49779E+5
Total Flow	L/MIN	4736.518	21727.33	30758.83	6849.519	2.96483E+5	1.10451E+5
Temp	C	12.00000	-17.12567	9.000000	-5.500000	60.00000	168.9003
Pres	BAR	95.00000	27.00000	26.40000	26.40000	27.00000	98.30000
Vfrac		0.0	.5620789	.7358474	.1144723	1.000000	1.000000
Lfrac		1.000000	.4379211	.2641528	.8855277	0.0	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-24593.26	-24593.26	-23717.86	-27971.86	-20374.43	-19162.89
Enthalpy	CAL/GM	-817.5293	-817.5293	-788.4290	-739.6306	-848.4834	-798.0294
Enthalpy	CAL/SEC	-2.1432E+7	-2.1432E+7	-2.0669E+7	-2.0505E+7	-1.0601E+8	-9.9705E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-52.84118	-51.72763	-48.44764	-68.42400	-33.20555	-32.45826
Entropy	CAL/GM-K	-1.756547	-1.719530	-1.610497	-1.809264	-1.382829	-1.351709
Density	MOL/CC	.0110392	2.40653E-3	1.69992E-3	6.42130E-3	1.05295E-3	2.82642E-3
Density	GM/CC	.3320868	.0723943	.0511376	.2428452	.0252841	.0678701
Avg MW		30.08242	30.08242	30.08242	37.81869	24.01277	24.01277

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S32	S32A	S33	S34	S35	S36
From		FLASHE4	FLASHE4	HEATER7	COLUMN1	MIX4	HEATX2
To		HEATER7	PUMPE1	MIX4	MIX4	HEATX2	COMPRES4
Phase		VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		207.4029	33.65821	207.4029	80.74191	288.1448	288.1448
N2		469.4119	5.177579	469.4119	49.24905	518.6609	518.6609
C1		9973.355	469.7378	9973.355	1948.407	11921.78	11921.78
C2		1789.339	840.0070	1789.339	1517.067	3306.406	3306.406
C3		342.5008	839.0971	342.5008	104.5160	447.0168	447.0168
IC4		9.881722	85.85826	9.881722	.0121327	9.893856	9.893856
NC4		19.90168	248.3420	19.90168	6.21629E-3	19.90789	19.90789
IC5		.9154952	36.97439	.9154952	9.86262E-7	.9154962	.9154962
NC5		.9779589	50.78682	.9779589	3.18408E-7	.9779593	.9779593
C6		.0659271	22.68164	.0659271	1.8066E-12	.0659271	.0659271
C7		4.98077E-3	6.671807	4.98077E-3	2.4358E-16	4.98077E-3	4.98077E-3
H2O		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	12813.76	2638.992	12813.76	3700.000	16513.76	16513.76
Total Flow	KG/HR	2.53063E+5	99803.33	2.53063E+5	86419.48	3.39482E+5	3.39482E+5
Total Flow	L/MIN	1.70616E+5	3270.623	1.96017E+5	43741.32	2.46691E+5	3.56372E+5
Temp	C	-41.56082	-41.56082	-23.90000	-28.49848	-25.72598	42.70000
Pres	BAR	21.00000	21.00000	20.40000	23.40000	20.40000	19.40000
Vfrac		1.000000	0.0	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Lfrac		0.0	1.000000	0.0	0.0	0.0	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-19789.88	-28986.69	-19607.62	-21270.87	-19980.27	-19273.12
Enthalpy	CAL/GM	-1002.054	-766.4641	-992.8266	-910.7000	-971.9199	-937.5211
Enthalpy	CAL/SEC	-7.0440E+7	-2.1249E+7	-6.9791E+7	-2.1862E+7	-9.1653E+7	-8.8409E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-29.99264	-72.42841	-29.18300	-36.00115	-30.58786	-27.97281
Entropy	CAL/GM-K	-1.518670	-1.915147	-1.477673	-1.541368	-1.487915	-1.360709
Density	MOL/CC	1.25172E-3	.0134479	1.08951E-3	1.40980E-3	1.11568E-3	7.72309E-4
Density	GM/CC	.0247205	.5085847	.0215170	.0329282	.0229357	.0158767
Avg MW		19.74929	37.81873	19.74929	23.35662	20.55753	20.55753

A/6

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S38	S4	S48	S49	S5	S51
From		COMPRE4	HEATER1	COLUMN1	HEATER4	FLASHE2	COLUMN2
To		HEATER2	FLASHE2	HEATER4	COLUMN2	SEPA	HEATER3
Phase		VAPOR	MIXED	LIQUID	MIXED	VAPOR	LIQUID
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		288.1448	320.1611	1.94411E-5	1.94411E-5	320.1611	6.4851E-16
N2		518.6609	576.2900	1.4431E-15	1.4431E-15	576.2900	0.0
C1		11921.76	13246.41	4.53731E-8	4.53731E-8	13246.41	2.8016E-20
C2		3306.406	3701.478	24.91656	24.91656	3701.476	2.14703E-7
C3		447.0166	1863.131	1229.794	1229.794	1863.131	8.82104E-3
IC4		9.893856	169.3755	142.5431	142.5431	169.3755	.3033761
NC4		19.90789	493.6678	424.3899	424.3899	493.6678	4.992135
IC5		.9154962	80.55666	71.58487	71.58487	80.55666	66.89639
NC5		.9779593	113.6056	101.2661	101.2661	113.6056	98.66012
C8		.0659271	66.09778	59.42149	59.42149	66.09778	59.42104
C7		4.98077E-3	24.78667	22.30281	22.30281	24.78667	22.30281
H2O		0.0	143.7327	0.0	0.0	27.93758	0.0
Total Flow	KMOL/HR	16513.78	20799.29	2076.219	2076.219	20683.49	252.5847
Total Flow	KG/HR	3.39482E+5	4.99525E+5	1.07759E+5	1.07759E+5	4.97439E+5	19608.89
Total Flow	L/MIN	2.57471E+5	69616.96	4728.753	14411.89	69581.92	823.2354
Temp	C	84.29490	50.00000	88.30088	70.00390	50.00000	160.7004
Pres	BAR	30.50000	97.70000	24.60000	16.50000	97.70000	16.00000
Vfrac		1.000000	.9944327	0.0	.2434521	1.000000	0.0
Lfrac		0.0	5.56726E-3	1.000000	.7565479	0.0	1.000000
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-18872.73	-21102.31	-30166.07	-30166.02	-20840.73	-37392.11
Enthalpy	CAL/GM	-918.0448	-978.6608	-581.2174	-581.2165	-866.5568	-481.6528
Enthalpy	CAL/SEC	-8.6572E+7	-1.2192E+8	-1.7398E+7	-1.7398E+7	-1.1974E+8	-2.6235E+6
Entropy	CAL/MOL-K	-27.64365	-37.67337	-86.30057	-86.15928	-37.67409	-119.9435
Entropy	CAL/GM-K	-1.344697	-1.588649	-1.662775	-1.660053	-1.566488	-1.545008
Density	MOL/CC	1.06897E-3	4.97946E-3	7.31771E-3	2.40105E-3	4.95423E-3	5.11366E-3
Density	GM/CC	.0219754	.1195889	.3798004	.1246181	.1191494	.3969884
Avg MW		20.55753	24.01644	51.90153	51.90153	24.05004	77.63294

A7

A/8

UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ							
Stream ID		S60	S6A	S6R	S6RR	S70	SEAU
From		COLUMN2	SEPA	SPLITE1	COMPRES3	HEATER3	
To				HEATER11	HEATER1		MIX11
Phase		LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID
Substream: MIXED							
Mole Flow	KMOL/HR						
CO2		1.94411E-5	0.0	32.01611	32.01611	6.4851E-16	0.0
N2		0.0	0.0	57.62900	57.62900	0.0	0.0
C1		4.53731E-8	0.0	1324.641	1324.641	2.8016E-20	0.0
C2		24.91656	0.0	370.1476	370.1476	2.14703E-7	0.0
C3		1229.786	0.0	186.3131	186.3131	8.82104E-3	0.0
IC4		142.2398	0.0	16.93756	16.93756	.3033761	0.0
NC4		419.3978	0.0	49.36678	49.36678	4.992135	0.0
IC5		4.688473	0.0	8.055667	8.055667	66.89639	0.0
NC5		2.606001	0.0	11.36056	11.36056	98.66012	0.0
C6		4.43039E-4	0.0	6.609778	6.609778	59.42104	0.0
C7		4.35742E-7	0.0	2.478667	2.478667	22.30281	0.0
H2O		0.0	27.93758	0.0	2.908203	0.0	13.96875
Total Flow	KMOL/HR	1823.635	27.93758	2065.556	2068.464	252.5847	13.96875
Total Flow	KG/HR	88150.06	503.2955	49693.55	49745.95	19608.89	251.6470
Total Flow	L/MIN	3446.894	8.453732	7059.291	7117.348	591.5165	5.483613
Temp	C	54.58439	50.00000	50.00000	53.77169	55.00000	275.0000
Pres	BAR	15.00000	97.70000	96.60000	98.30000	15.40000	95.90000
Vfrac		0.0	0.0	1.000000	1.000000	0.0	0.0
Lfrac		1.000000	1.000000	0.0	0.0	1.000000	1.000000
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-29885.48	-67826.09	-20778.24	-20778.93	-42977.64	-63559.66
Enthalpy	CAL/GM	-618.2661	-3764.979	-883.6654	-863.9995	-553.6006	-3528.152
Enthalpy	CAL/SEC	-1.5139E+7	-5.2636E+5	-1.1922E+7	-1.1939E+7	-3.0154E+6	-2.4662E+5
Entropy	CAL/MOL-K	-84.58105	-37.54433	-37.66685	-37.48483	-134.5769	-27.59867
Entropy	CAL/GM-K	-1.749800	-2.084059	-1.565655	-1.558640	-1.733502	-1.531983
Density	MOL/CC	8.81777E-3	.0550793	4.87668E-3	4.84371E-3	7.11687E-3	.0424560
Density	GM/CC	.4262294	.9922552	.1173242	.1164899	.5525034	.7648457
Avg MW		48.33757	18.01500	24.05820	24.04971	77.63294	18.01500

BIBLIOGRAPHIE

- [1] M. W. ABERNATH
How to Design Reflux Drums
Chemical Engineering, March 3, 1975
- [2] ASPEN TECHNOLOGY, Inc.
Costing Manual
ASPEN Technology, Inc., Octobre 1990
- [3] ASPEN TECHNOLOGY, Inc.
User Guide
ASPEN Technology, Inc., Août 1988
- [4] BACKHURST, J. R. / J. H. HARKER
Process Plant Design
American Elsevier Pub. C°, Inc., N. Y. 1973
- [5] John M. CAMPBELL
Gas conditioning and processing
Vol. 1 The Basic Principles
Vol. 2 The Equipment Modules
Campbell Petroleum Series, 1992
- [6] A. CHAUVEL / R. LEPRINCE / Y. BARTHEL
C. RAIMBAULT / J.-P. ARLIE
Manuel d'Evaluation Economique des Procédés
Editions TECHNIP, 1976
- [7] J. M. COULDSON / J. F. RICHARDSON
Chemical Engineering
A. Wheaton & C°, 1989
- [8] GAS PROCESSORS SUPPLIES ASSOCIATION
S I Engineering Data Book
Gas Processors Supplies Association

- [9] Arthur GERUNDA
How to Size Liquid-vapor Separators
Chemical Engineering, May 4, 1981
- [10] A. GRANGE
Cours Echanges Thermiques
Edition TECHNIP, Avril 1984
- [11] Léon KATAPODIS
Oil and Gas Separation. Theory, Application and Design
Society of Petroleum Engineers, 1977
- [12] Arthur L. KOHL / Fred C. RIESENFELD
Gas Purification
Gulf Publishing Company, 1981
- [13] Ernest E. LUDWIG
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical
Plants / Vol. 1
Gulf Publishing Company, 1992
- [14] A. I. LYGEROS / M. G. MAGOULOS
Column Flooding and Entrainment
Hydrocarbon Processing, December 1986
- [15] R. B. NIELSEN / R. W. BUCKLIN
Why not Use Methanol for Hydrate Control ?
Hydrocarbon Processing, April 1983
- [16] Laurance S. REID
Some Notes on the Separation of Gas, Liquids and Solids
Gas Conditioners, Inc. OKLAHOMA

- [17] O. RENTZ
L'Optimisation des Procédés de Production
du Génie Chimique
Institut Algérien du Pétrole (IAP), Septembre 1980
- [18] H. J. SANDLER / E. T. LUCKIEWECZ
Practical Process Engineering
Mc Gram-Hill Book Company, 1987
- [19] C. Richard SIVALLS
Fundamentals of Oil and Gas Separation
SIVALLS, Inc.
- [20] W. Y. SVRCEK / W. D. MONNERY
Design Two-phase Separators within the Right Limits
Chemical Engineering Progress 1993
- [21] Arnold L..WEINER
Drying Gases and Liquids
Chemical Engineering, September 16, 1974
- [22] P. WUITHIER
Raffinage et Génie Chimique
Vol. 1 & 2
TECHNIP, 1972