



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE



MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie de l'environnement

***Récupération du CO₂ rejeté vers
l'Atmosphère au niveau des sections
de Décarbonatation du complexe
Gazier de Skikda GL1K***

Réalisé par : Tarek MEZIANE

Encadré par : Dr ; N.AMMOUCHI

Devant les membres du jury

NOM et Prénom	Grade	Qualité
BOUDAUD Naila	Docteur	Présidente
BOUGDAH Nabil	Docteur	Examineur

Année Universitaire 2021-2022

Remerciements

Tout d'abord, nous remercions Dieu « tout puissant » de m'avoir accordé la force, le courage et les moyens afin de pouvoir accomplir ce modeste travail.

*Je remercié chaleureusement Madame **N. AMMOUCHI** Docteur en Chimie, d'avoir proposé cet Etude ayant pour thème **Récupération du CO2 au niveau des sections décarbonatation du complexe Gazier GL1K-Skikda** et accepté de me parrainer, ces conseils et orientations constructives pour achever ce travail.*

*Je tiens à remercier **MR BOUTELDJA Mounir** ; le Chef service Département Production GL1K pour son encadrement et son parrainage. J'exprime ma reconnaissance à tous les enseignants qui ont contribué de près ou de loin à ce travail.*

Je remercié d'une manière spécifique mes collègues de l'option Génie de l'environnement

SOMMAIRE

Chapitre I : GAZ NATUREL LIQUEFIE	1
I. Généralités	2
I.1. Production	2
I.2 Usines GNL en Algérie	3
I.3. Présentation de l'organigramme d'accueil GL1K	4
I.4. Procédé de traitement de gaz naturel	7
I.4.1. Introduction	7
I.4.2. Section traitement gaz	7
I.4.2.a. Décarbonatation	7
I.4.2.b. Déshydratation	7
I.4.2.c. Démercurisation	8
I.4.3. Section Liquéfaction	8
I.4.3.a. Procédé de liquéfaction PRICO	11
I.4.3.b. Procédé de liquéfaction TEAL	14
I.4.3.c. Procédé de liquéfaction APCI Méga Train	17
I.4.3.c.1. Caractéristique de production	17
I.4.3.c.2. Cas de marches prévues	17
I.4.3.c.3. Présentation générale des installations du nouveau train GL1K	20
I.5. Section fractionnement	22
I.6. Section chaudière	23
Chapitre II. TRAITEMENT GN	24
II.1. Décarbonatation	25
II.1.a. Principe	25
II.1.b. Description circuit gaz naturel	26
II.2. Description des circuits Amine	29
II.2.1. Circuit Amine riche	29

II.2.2. Circuit régénération d'Amine	29
II.2.3. Purification de la solution amine	31
II.2.4. Circuit Amine Pauvre	33
II.2.5. Filtration d'Amine	34
POBLEMATIQUE	35
Chapitre III : IMPACT DES EMANATIONS CO₂ DANS L'ATMOSPHERE	37
III.1. Effet de serre	38
III.1.1. Les gaz à effet de serre	38
III.2. Dioxyde de carbone CO₂	39
III.2.1. Propriété physique du CO ₂	39
III.2.2. Historique de la notion effet de serre	41
III.2.3. Définition Effet de serre	42
III.2.4. Mécanisme effet de serre	44
III.2.5. Conséquences de l'effet de serre	45
III.2.6. Emission des gaz à effet de serre	46
III.2.7. Impact économique de l'effet de serre	47
Chapitre IV : PROCEDE DE RECUPERATION ET CHOIX DES EQUIPEMENTS	49
IV.1. Procédé Proposé	50
IV.2. Choix d'équipement	52
IV.2.1. Echangeur 1	52
IV.2.2. Ballon de séparation	52
IV.2.3. Compresseur	52
IV.2.4. Echangeur 2	53
IV.2.5. Conduites	53
Chapitre V : DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS	54
V.1. Dimensionnement Echangeur 1	56
V.1.1. Introduction	56

V.1.2. Caractéristiques de l'Echangeur 1	56
V.1.3. Calcul thermique	57
V.1.3.1. Détermination des températures calorifiques	59
V.1.3.2. Calcul de surface disponible	59
V.1.3.3. Calcul nombre de tube	61
V.1.3.4. Calcul nombre de chicane	63
V.1.3.5. Calcul coefficient de transfert	64
V.2. Dimensionnement Ballon de séparation	68
V.2.1. Processus de calcul des séparateurs	68
V.2.2. Etude de notre Cas	79
V.2.2.1. Dimensionnement séparateur Liquide Gaz verticaux	79
V.3. Dimensionnement du Compresseur	84
V.3.1. Introduction	84
V.3.2. Calcul des performances compresseur centrifuge	85
V.3.3. Calcul de l'exposant adiabatique théorique	85
V.3.4. Calcul du débit volumique à l'admission	87
V.3.5. Calcul de refoulement	87
V.4. Dimensionnement Echangeur 2	91
V.4.1. Introduction	91
V.4.2. Caractéristiques de l'Echangeur 2	91
V.4.3. Calcul perte de charge	98
V.5. Dimensionnement des conduites	101
V.5.1. Introduction	101
V.5.2. Calcul perte de charge linéaire	101
V.5.3. Calcul perte de charge Singulière	103
V.5.4. Perte de charge Totale	104
Chapitre VI : ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET	105

VI.1. Introduction	105
VI.2. Coût d'investissement	105
VI.3. Gains	106
VI.4. Calcul du Délai de récupération du capital Investi DR	107
CONCLUSION GENERALE	109

Liste des Figures

Chapitre I : GAZ NATUREL LIQUEFIE

Figure I.1. Gaz naturel de gisement au consommateur	3
Figure I.2. Schéma d'une unité de déshydratation	8
Figure I.3. Principe d'un procédé de liquéfaction du GN	10
Figure I.4. Schéma du procédé de liquéfaction PRICO	13
Figure I.5. Schéma du procédé de liquéfaction TEAL	16

Chapitre II : TRAITEMENT GN

Figure II.1. Section de décarbonatation	26
Figure II.2. Circuit Gaz naturel	28
Figure II.3. Circuit Amine Riche	29
Figure II.4. Circuit régénération Amine	31
Figure II.5. Circuit Amine Pauvre	33

Chapitre III : IMPACT EMANATIONS CO₂ DANS L'ATMOSPHERE

Figure III.1. Représentation des principaux gaz à effet de serre	38
Figure III.2. Représentation du dioxyde de carbone	40
Figure III.3. Atmosphère et effet de serre	44
Figure III.4. Mécanisme de l'effet de serre	46
Figure III.5. Emission de CO ₂ par type d'énergie	48

Chapitre IV : PROCEDES DE RECUPERATION ET CHOIX DES EQUIPEMENTS

Figure IV.1. Procédé de récupération proposé	52
--	----

Chapitre V : DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

Figure V.1. Schéma d'un échangeur de chaleur	57
Figure V.2. Ballon de séparation Liquide-Gaz vertical	73
Figure V.3. Schéma d'un compresseur	8

Liste des Tableaux

Chapitre I : GAZ NATUREL LIQUÉFIÉ

Tableau I.1. Usines de liquéfaction en Algérie	3
--	---

Chapitre III : IMPACT EMANATIONS CO₂ DANS L'ATMOSPHERE

Tableau III.1. Propriétés générales physico-chimiques du CO ₂	41
--	----

Chapitre V : DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

Tableau V.1. Composition des rejets du gaz carbonique vers atmosphère	56
---	----

Tableau V.2. Paramètres d'un échangeur de chaleur	57
---	----

Tableau V.3. Valeurs des températures désirées	59
--	----

Tableau V.4. Valeurs de K pour les séparateurs	72
--	----

Tableau V.5. Recommandations pour le choix Hold up time et surge Time en fonction du service du ballon	75
---	----

Tableau V.6. Valeurs de HILL en fonction du diamètre	76
--	----

Tableau V.7. Données séparateur désirées	79
--	----

Tableau V.8.a. Caractéristiques Echangeur 2	91
---	----

Tableau V.8.b. Caractéristique de température Echangeur 2	92
---	----

Tableau V.9. Caractéristiques Mécaniques de l'échangeur 2	93
---	----

Chapitre VI : ETUDE DE RENTABILITÉ DE PROJET

Tableau VI.1. Les estimations financières pour la réalisation du projet	105
---	-----

Tableau VI.2. Prix de revient de l'éventuelle installation	106
--	-----

Tableau VI.3. Gain de la première année d'exploitation	106
--	-----

Tableau VI.4 Calcul de la VAN	106
-------------------------------	-----

Tableau VI.5. Calcul du Délai de récupération du capital investi DR	107
---	-----

Liste des Abréviation

GN : Gaz Naturel

GNT : Gaz Naturel Traité

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

GPL : Gaz Propane Liquéfié

APCI : Air Produt Chemicals Incorporation

MCR : Multi Component Réfrigérant

E : Echangeur de chaleur

D : Ballon de séparation

T : Tour

C : Compresseur

B : Ballon de flash

CO₂ : Dioxyde de carbone

GES : Gaz à Effet de Serre

CFC : Chlorofluorocarbone

MEA : MonoethanolAmine

HP : Haute Pression

BP : Basse Pression

MP : Moyenne Pression

CH₄ : Méthane

COP : Conference of parties

KYOTO : Protocole/ Accord international visant à la réduction des émissions des GES

ENGI : Entreprise Nationale des Gaz Industriel

ENIP/ CP1K : Entreprise Nationale des Industries Pétrochimiques

Chapitre I

GAZ NATUREL LIQUEFIE

I. GENERALITES

Le *gaz naturel liquéfié* (GNL) consiste simplement en du *gaz naturel* (composé essentiellement de Méthane) condensé à l'état **liquide** (réduction du volume original d'environ 1/ 600). En effet, lorsque ce **gaz** est refroidi à une température d'environ -161°C à la pression atmosphérique, il prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique. Le GNL est environ deux fois plus léger que l'eau.

Le GNL joue un rôle de plus en plus important dans l'industrie mondiale de l'énergie, car les réserves mondiales en gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits producteurs, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de *liquéfaction*, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage, les usines de regazéification et de réinjection au réseau.

I.1. PRODUCTION

Le gaz naturel liquéfié est produit par cryogénie, et nécessite une température de -163°C. Le refroidissement est effectué par plusieurs pompes à chaleur à changement d'état (deux ou trois), utilisant généralement des hydrocarbures ou de l'ammoniac.

Le gaz naturel liquéfié est presque du *méthane* pur. Les autres composants du gaz naturel sont donc séparés lors de l'opération. Le dioxyde de carbone doit être extrait au préalable, il endommagerait les unités de liquéfaction en s'y solidifiant. On le considère généralement comme un déchet. Les hydrocarbures plus lourds que le méthane, sont récupérés, et vendus comme matière première pétrochimique ou comme carburant (gaz de pétrole liquéfié), la plupart des terminaux d'exportation de

GNL produisent aussi du GPL. L'hélium est un coproduit dont la valeur commerciale peut être importante.

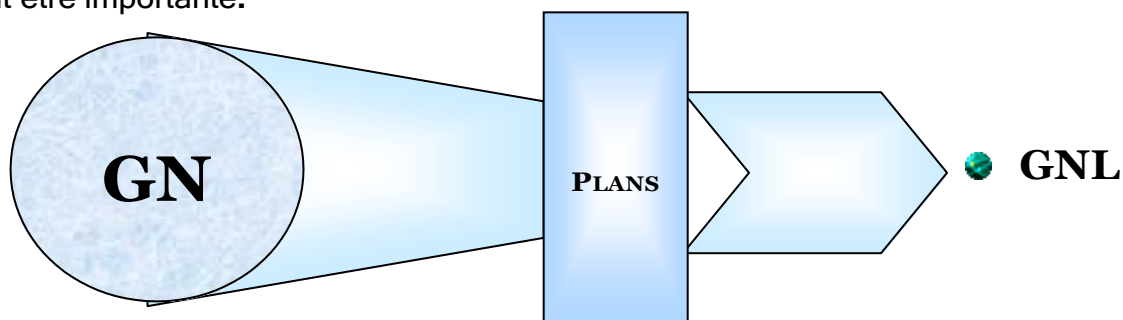


FIG.I.1. GAZ NATUREL DU GISEMENT AU CONSOMMATEUR

I.2. USINES DE GNL EN ALGERIE

L'Algérie possède deux pôles importants de production de GNL (ARZEW et SKIKDA).

TABLEAU.I.1. USINES DE LIQUEFACTION EN ALGERIE [2]

Usine de liquéfaction	Capacité en MT / an	Date de mise en service
GL4Z (ARZEW)	1.1	1964
GL1k (SKIKDA) P1	2.8	1972
GL1Z (ARZEW)	7.8	1978
GL2Z (ARZEW)	8.9	1981
GL1K (SKIKDA) P2	3	1981

Le gaz naturel et ses différentes fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

- **GN** comprimé sous phase gazeuse par gazoduc.
- **GN** liquéfié par méthanier.
- Gaz de pétrole liquéfié **GPL**.
- Produits chimiques dérivés méthanol ammoniac.

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources en gaz naturel principalement du gisement de **HASSI R'MEL**, des usines de **GNL** ont été construites dans le nord du pays, dont le but principal est l'exportation du GNL vers L'EUROPE et les USA par Méthaniers.

I.3. PRESENTATION DE L'ORGANISME D'ACCEUIL GL₁K

La construction du complexe de liquéfaction du gaz naturel de SKIKDA-GL₁K a débuté au cours de l'année 1970 sous la direction de SOMALGAZ, société mixte constituée par □**SONATRACH**□ et la société française □**ERAP**□ entreprise de raffinage du pétrole.

Les trois premières unités 10, 20, 30 ont été construites par la société française **TECHNIP** et elles ont commencé la production en novembre 1972.

- **Unité 10** : le 06 novembre 1972.
- **Unité 20** : le 28 septembre 1973.
- **Unité 30** : le 17 juillet 1973.
- **Unité 40** : elle a été construite à 85% par PRITCHARD RHODE en août 1978 et reprise par PULLMAN KELLOG en mars 1979 sa mise en exploitation a débuté le 19 août 1979.

Le complexe de GL₁/K de SKIKDA a été détérioré par l'explosion du pôle 1 lors de l'incendie du 19 janvier 2004, cette explosion a supprimé les unités 40, 30 et 20 à l'heure actuelle il reste uniquement l'unité 10.

Les unités 5P et 6P appelée pôle 2 dont les travaux de construction ont débuté en avril 1977 ont été réalisées à 57% par la société PRITCHARD RHODE avant d'être achevées par PULLMAN-KELLOG, elles sont mises en service respectivement le 05 septembre 1980 et le 17 juin 1981.

Ce complexe s'étend sur une superficie de 92 hectares et reçoit 5,7 milliards de m³/an de gaz naturel du gisement de « HASSI R'MEL » par pipeline de 40 pouces. Il emploie actuellement 1200 travailleurs permanents. (1)

Sa capacité annuelle de production est de :

- 6 942 millions m³/an de GNL.
- 170 000 tonnes /an d'Ethane.
- 108 400 tonnes /an de Propane.
- 92 600 tonnes /an de Butane.
- 2 600 tonnes /an d'Isobutane.
- 84 500 tonnes /an de Bu Pro.
- 60 250 tonnes /an de Gazoline.

Le complexe comprend principalement :

- **Train de liquéfaction** : Chaque train de liquéfaction comprend :
 - Une section de traitement de gaz (décarbonatation, déshydratation et démercurisation).
 - Une section chaudière.
 - Une section de compression.
 - Une section de liquéfaction.
 - Une section de fractionnement.

- **Section utilités** : Cette section se compose de :
 - Trois chaudières de 45 t/h pour chacune ;
 - Deux stations de pompage d'eau de mer (une par zone) composées de :

POLE 1 : Une pompe d'eau de mer d'une capacité de 21 000 m³/h pour les besoins de réfrigération et trois pompes d'eau de mer de capacité unitaire de 1 400 m³/h pour les besoins de la lutte anti-incendie.

POLE 2 : Deux pompes d'eau de mer d'une capacité unitaire de 25 000 m³/h et deux pompes de capacité totale de 6 300 m³/h pour la lutte anti- incendie.

- Six unités de dessalement d'eau de mer d'une capacité de 63 m³/h chacune ;
- L'alimentation en énergie électrique est totalement assurée par SONELGAZ ;

- Une section de production d'air, d'azote et d'Hypochlorite de soude (eau de javel) ;
 - Une zone d'off site comprenant : une torche, une fosse de brûlage et une unité de traitement des eaux usées.
- **Zone de stockage et de chargement du GNL** : Le complexe a une capacité de stockage de :
- Cinq (05) bacs de stockage de GNL dont trois ayant une capacité de 56 000 m³/bac et deux ayant une capacité de 70 000 m³/bac GNL ;
 - Deux (02) bacs de stockage de propane de 12 000 tonnes/bac,
 - Un (01) bac de stockage de butane de 20 000 tonnes/bac,
 - Deux (02) bacs de gazoline de 2 200 tonnes/bac.

Le chargement du GNL est assuré au niveau de deux quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 25 000 à 90 000 m³ de GNL. Chaque quai est doté de trois bras pour le chargement de GNL et un bras pour le retour des vapeurs de GNL (Boil off).

- **Installation de contrôle et de sécurité** : le complexe est doté de :
- Une salle de contrôle **DCS** au niveau de pole 1 pour le train 10, les utilités, le stockage et le chargement.
 - Une salle de contrôle **DCS** au niveau de pole 2 pour les trains 5P, 6P et l'unité GPL.
 - Une salle de contrôle de sécurité au niveau de pole 1 ainsi qu'une salle de supervision au niveau de pole 2.

➤ **Unité GPL** :

Cette unité traite le mélange Bu Pro (Butane et Propane) provenant du train 10 afin de le séparer en Butane et en Propane. Elle assure aussi le stockage du Propane et du Butane produits au niveau du complexe ainsi que le Butane et le Propane provenant de la raffinerie de Skikda.

I.4. PROCEDE DE TRAITEMENT DE GAZ NATUREL

I.4.1. INTRODUCTION

Le gaz naturel GN, à sa sortie du gisement de HASSI RMEL, est un mélange d'HC dont la teneur en méthane est > à 80% ; mais contient également de l'éthane du propane, du butane, du pentane et quelque traces d'HC lourds.

On y trouve également d'autres constituant tels que N₂ ; CO₂ et H₂O, ainsi que des impuretés sous forme de poussière et des traces d'huiles.

L'objectif principal du complexe est de liquéfier le GN qui sera destiné à l'exportation, et aussi d'extraire les autres sous-produits qu'il contient tel que l'éthane, le propane, le butane et le pentane.

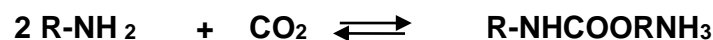
Chaque unité de liquéfaction se compose de (04) sections :

I.4.2. SECTION TRAITEMENT GAZ

Pour la bonne marche des installations on doit traiter le GN. Ce traitement consiste à éliminer le CO₂, H₂O, les traces des huiles et éventuellement la poussière, ce traitement passe par plusieurs étapes :

I.4.2.a. Décarbonatation

Le gaz naturel rentre dans la section décarbonatation avec une teneur en CO₂ de 0.21%. Le GN traverse une colonne de lavage ou le contact avec une solution à 15% de monoéthylamine (MEA) lui permet d'éliminer la majorité du CO₂. Le gaz naturel décarbonaté sort saturé en humidité. Une partie est éliminée par condensation à l'eau de mer.



I.4.2.b. Déshydratation

Le gaz décarbonaté et saturé en eau entre dans la section de déshydratation, ou il traverse des sécheurs garnis d'agent desséchant (alumine activée et tamis moléculaire) où l'eau est totalement retenue (teneur en eau <1ppm) par adsorption.



FIG.I.2. SCHEMA D'UNE UNITE DE DESHYDRATATION.

I.4.2.c. Démercurisation

Après déshydratation, le gaz traverse de haut en bas le réacteur de démercurisation (D302) dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et soufre déposé sur du charbon actif

I.4.3. SECTION LIQUEFACTION

La liquéfaction met en œuvre le principe élémentaire du réfrigérateur, basé sur la compression, du refroidissement, puis la détente d'un fluide pur.

Dans une unité de GNL, la section liquéfaction est constituée d'échangeurs cryogéniques (à plaque ou bobinés) et d'une section compression.

Le fluide frigorigène est comprimé puis refroidi à l'eau de mer (batterie EDM) puis détendu à travers des vannes à effet Joule-Thomson. Cette détente provoque un abaissement de température et les frigories sont récupérées par le produit à refroidir dans les échangeurs cryogéniques. (2)

Dans le complexe GNL de SKIKDA deux procédés de liquéfaction sont utilisés :

- Le procédé TEAL pour l'unité : 10P.
- Le procédé PRICO pour les unités : 5P et 6P.
- Le procédé APCI (nouveau Méga train du GNL).

SCHEMA DU PRINCIPE DE LIQUEFACTION DU G.N.

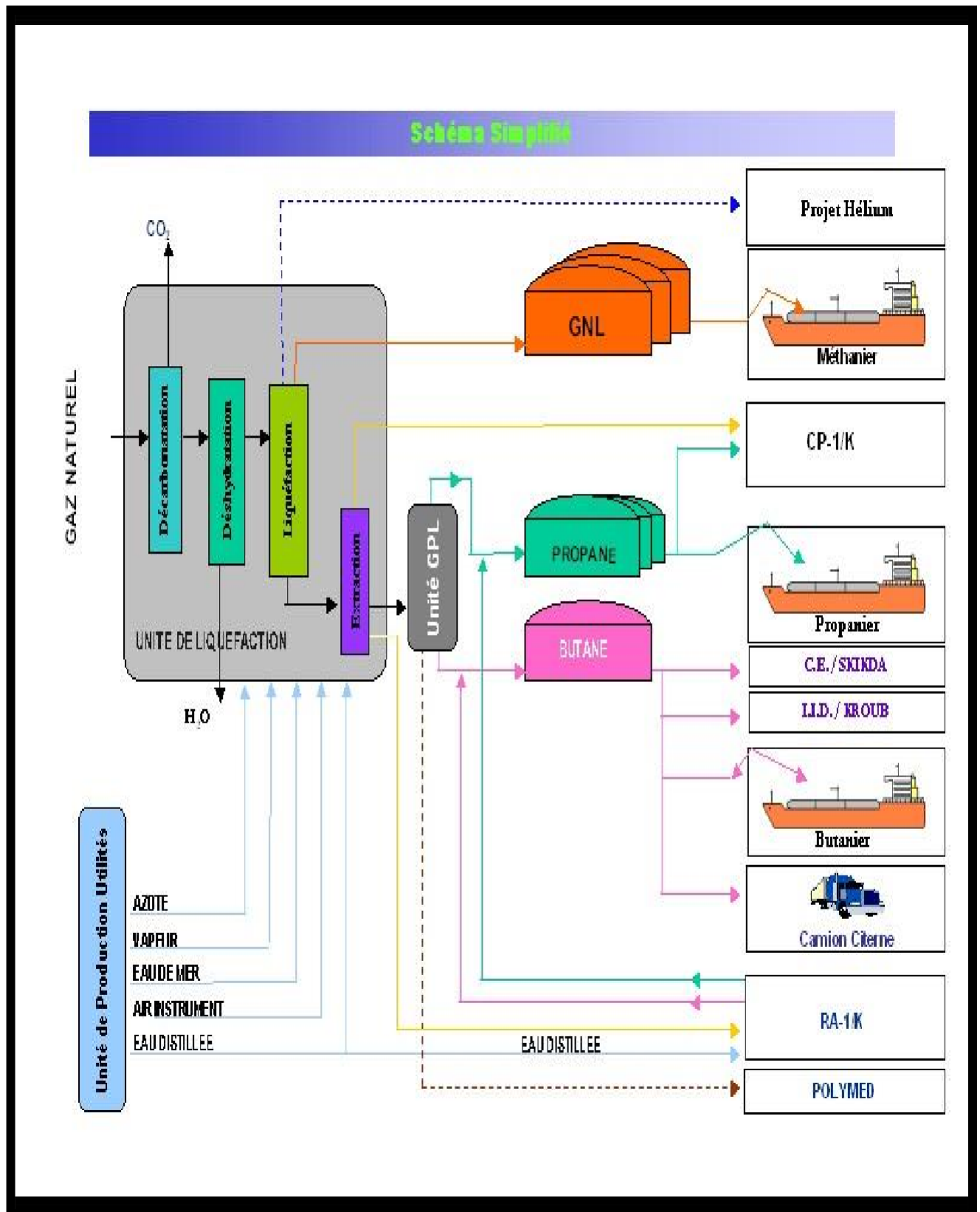


Fig.I.3. SCHEMA DE PRINCIPE D'UN PROCEDE DE LIQUEFACTION DE GN.

1.4.3.a. Procède de liquéfaction PRICO

Cette section assure la liquéfaction du gaz naturel traité suivant le procédé **PRICO**, à son entrée dans la section le gaz est à **29 °C** et en sort liquide à environ **-163 °C** pour être stocké.

Ceci met en jeu un réfrigérant unique composé d'hydrocarbures et d'azote (M.C.R) (Multi Component Refrigerant) il extrait de la chaleur du côté basse pression de la boucle dans des échangeurs à plaque appelé boîte froide. Le gaz naturel alimentant la section liquéfaction ; entre dans les échangeurs E202A/H répartis dans les huit boîtes froides contenant chacune cinq échangeurs (noyaux).

Le gaz naturel traité GNT est d'abord refroidi à environ **-65°C (1^{er} passes)** dans les échangeurs cryogéniques, puis envoyé au déméthaniseur pour la récupération des hydrocarbures lourds condensés, les produits de tête du déméthaniseur en majorité du méthane et des gaz inertes reviennent vers les échangeurs E202 (**2^{ème} passes**) où ils sont refroidis jusqu'à une température de **-144°C**. Le gaz naturel liquéfié en provenance des échangeurs de réfrigérant subit une détente de **32 bars** à **3.5 bars** dans le ballon de flash HP D206A, cette détente cause une chute de température jusqu'à **-148°C** et une certaine quantité de méthane et de gaz inertes est flashée. Le liquide passe dans le ballon de flash BP D206B lequel subit une deuxième détente de **3.5 Bars** à **1.4 bars** provoquant une chute de la température jusqu'à **-162°C**. Une quantité supplémentaire de méthane et la quasi-totalité de tous les gaz inertes restants sont séparées par détente.

Le gaz de flash HP est envoyé dans le réseau gaz combustible après avoir cédé ses frigories dans l'échangeur E203.

Le compresseur de gaz combustible C202 entraîné par la turbine CT202 reprend les gaz du ballon de flash D206B à la pression du collecteur gaz combustible vers le ballon de gaz combustible D115 de la chaudière.

Le procédé **PRICO** utilise comme fluide frigorigène un mélange d'hydrocarbures légers et d'azote appelé MCR (Multi Component Refrigerant). Le mélange ainsi obtenu est comprimé à **22 bars** grâce à un compresseur axial C-201, entraîné par une turbine à vapeur et fonctionnant à une vitesse constante de **3430 t/min** quel que soit la charge de réfrigération. Une batterie d'échangeurs à eau de mer (E201 A-B-C-D-E-F) permet l'extraction d'une partie importante de la chaleur et la condensation partielle du réfrigérant dans le ballon D202. Le ballon joue le rôle de

séparation des phases vapeurs et liquides. La phase liquide est extraite par une des deux pompes de réfrigérant située au-dessus du ballon tandis que la partie vapeur quitte le haut du ballon.

La vapeur est acheminée séparément vers les boites froides (E202) ou ils sont mélangés à l'entrée de chaque noyau. Le mélange obtenu qui constitue le fluide frigorigène haute pression traverse les échangeurs cryogéniques pour sortir en phase liquide à une température de **-144°C**. Une détente du type **Joule-Thomson** permet un refroidissement supplémentaire jusqu'à **-150°C**.

Le produit obtenu constitue le fluide frigorigène à basse pression. Il circule sur toute la longueur des noyaux à contre courant du gaz naturel (1^{ère} et 2^{ème} passes) et du réfrigérant haute pression. Il cède ses frigories à ces derniers pour sortir en phase vapeur et retourner aux ballons d'aspiration (D201 A et B) du compresseur à une température de **19°C** et une pression de **3.5 bars**. (2)

1.4.3.b. Procédé de liquéfaction TEAL

❖ FABRICATION DU MCR

C'est un procédé à cascade incorporé à deux pressions composé de deux colonnes d'échange :

- La colonne moyenne pression MP : elle comprend trois échangeurs ; elle est réservée à la préparation des fluides frigorigènes.
- La colonne base pression BP : elle comprend quatre échangeurs ; elle utilise le fluide frigorigène de la colonne base pression pour assurer le refroidissement du gaz naturel.

« Le fluide frigorigène est un mélange d'hydrocarbures et d'azote »

Ce fluide est refoulé par un compresseur à haute pression **35 bars** dont les fluides stockés dans les ballons B01, B02, B03 seront utilisées de deux façons :

- Une partie pour la liquéfaction est sous refroidissement de la charge GN ;
- L'autre partie pour la fabrication du fluide frigorigène.

Dans ce cycle, des détentes et des refroidissements successifs du fluide frigorigène permettant de former le liquide **L₁** et la phase vapeur **V₁** ; la condensation partielle de **V₁** par le liquide **L₁** produit un liquide **L₂** plus riche en constituants légers que **L₁** ; chaque vapeur est se refroidie par son propre liquide.

IL en va de même pour les liquides **L₃**, **L₄** de plus riches en constituants plus légers, donc pouvant atteindre des températures plus basses par détente. Le choix de **L₄** est déterminé par la température finale de sous refroidissement désirée.

❖ CERCUI T GNT

Le gaz naturel traité arrive à la section liquéfaction, ou il entre dans le premier et le deuxième échangeur, où il va se refroidir jusqu'à **-65C°** afin d'extraire les hydrocarbures lourds il passe par une colonne de distillation qui s'appelle **déméthaniseur** ou les lourds sortants du fond du méthaniseur se dirige vers une section d'extraction passent en premier lieu par un déméthaniseur qui produit **C₂** gazeux prêt pour l'utilisation au complexe **ENIP**.

La charge du fond du méthaniseur est envoyée dans une colonne dépentaniseur ou le **C₅** qui sort du fond est stockée dans un bac éventuel d'utilisation. Tandis que le **C₁** et le **N₂** vont continuer à circuler à travers la colonne

basse pression pour atteindre une température de - **136 C°** à ce moment le méthane sera liquéfié.

Une détente à **5,9 bars** aura lieu dans un déazoteur afin de séparer le **N₂** (gazeux) du **C₁**. Le **C₁** traverse deux autres échangeurs où il va subir un sous refroidissement jusqu'à - **162 C°** pour des raisons de stockage avant d'être envoyé au stockage.

Le compresseur du fluide frigorigène est du type axial à deux corps **HP** et **BP**, les vapeurs du fluide frigorigène en provenance de la colonne **BP** sont envoyées à l'aspiration du premier corps **BP** du compresseur, comprimées puis désurchauffées dans un réfrigérant à eau de mer jusqu'à **30 C°**.

Les vapeurs provenant de la colonne MP sont mélangées avec les vapeurs précédentes et constituent l'aspiration du deuxième corps HP du compresseur. **(2)**

SCHEMA DU PROCEDE DE LIQUEFACTION (TEAL)
UNITE 10

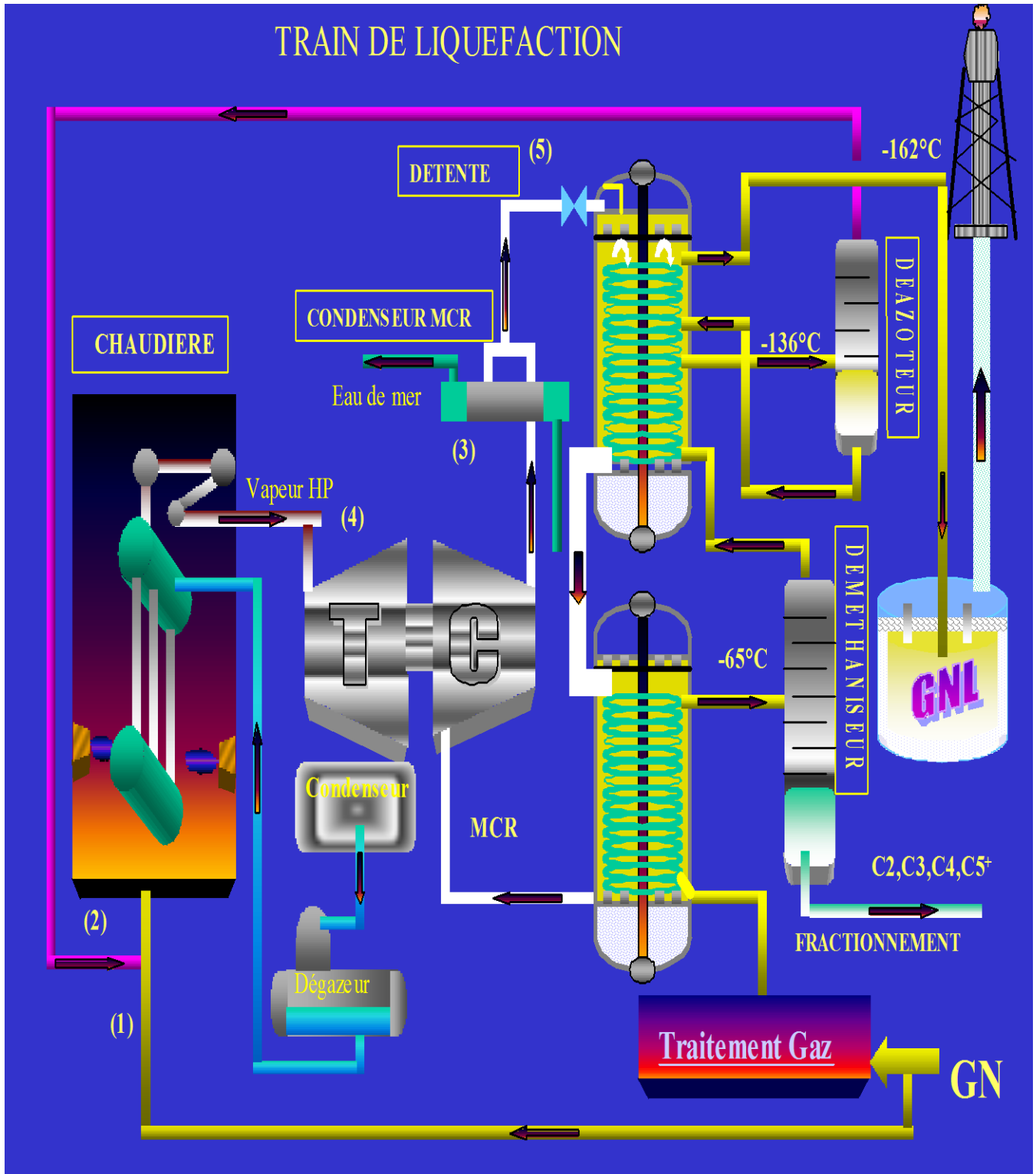


Fig. I.5. SCHEMA DU PROCEDE DE LIQUEFACTION (TEAL).

I.4.3.c. Méga Train de Liquéfaction APCI

Situation géographique

Le Nouveau Train de GNL (MEGA TRAIN) est situé à l'intérieur de l'enceinte du complexe GL1/K, au Nord-Ouest des trains de liquéfaction existants.

I.4.3. C.1. Caractéristiques de production :

Les caractéristiques de fonctionnement avec ou sans extraction de sous-produits sont données dans le tableau en annexe 2.

Le Nouveau Train de GNL a été conçu pour une capacité de production de 4,5 Millions de tonnes de GNL par an, et peut fonctionner avec ou sans extraction des sous-produits (Ethane, Propane, Butane, Gazoline).

Une charge de gaz enrichi en Hélium est également produite pour alimenter l'usine de production d'Hélium mitoyenne (HELISON). En retour, Helison renvoie de l'azote gazeux et du Fuel Gas (48% azote, (52% méthane).

Etant donné que l'usine Helison est aussi alimentée en gaz enrichi en hélium par les unités existantes de GL-1/K, l'azote et le Fuel Gas retournés sont aussi utilisés par ces unités.

I.4.3. C.2. Cas de marche prévus :

Le Nouveau Train de GNL est conçu pour fonctionner selon 8 cas de marche :

Cas de marche 1 : Charge lourde avec extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 2 : Charge lourde sans extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 3 : Charge lourde avec extraction des GPL à une température ambiante de 40°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 4 : Charge légère avec extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 5 : Charge de Hassi R'mel 2007 sans extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 6 : Charge de Hassi R'mel 2017 sans extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 7 : Charge de Hassi R'mel 2007 sans extraction des GPL à une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

Cas de marche 8 : Charge lourde sans extraction des GPL à une température ambiante de 40°C et avec chargement de GNL.

Le Nouveau Train de GNL est conçu pour un fonctionnement en flux continu garanti (24h/24, pendant 330 jours / an).

Procédé BASF (Air Product and Chemicals Incorporation) qui utilise:

- Une boucle de réfrigération (pré refroidissement) au propane comprenant :

Un compresseur principal de propane (15-MJ04) à 4 étages (**51,8 MW**) entraîné par une turbine à gaz FRAME 7 (**82.9 MW**). Sur le même arbre est attelé un moteur d'assistance au démarrage (helper motor) de 17 MW.

Une batterie d'évaporateurs

Une batterie d'aéro réfrigérants

Le rôle de cette boucle de réfrigération est de :

Pré refroidir environ 2/3 du réfrigérant principal de +40°C à - 36°C avant son utilisation dans l'échangeur cryogénique principal où il va refroidir le gaz naturel.

Pré refroidir le gaz naturel décarbonaté et sec de + 22°C à - 35°C avant son entrée dans l'échangeur principal cryogénique.

- Une boucle de réfrigération au réfrigérant mixte (MR), comprenant :
 - Un compresseur à 3 corps (16-MJ01-02-03) entraîné par une turbine à gaz. FRAME 7 (83.3 MW). Sur le même arbre est attelé un moteur d'assistance au démarrage (helper motor) de 17 MW.
 - Une batterie d'évaporateurs
 - Une batterie d'aéro réfrigérants

Le rôle de cette boucle de réfrigération est de refroidir et liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal cryogénique. Les différents constituants du réfrigérant mixte (MR) sont obtenus à partir du gaz naturel.

NB : Le troisième corps (16-MJ03, 28.6 MW) du compresseur MR est entraîné par la turbine du compresseur principal de propane.

- Une boucle externe de réfrigération au propane comprenant :
 - Un compresseur de propane (20-MJ01) à 4 étages (22 MW) entraîné par une turbine à gaz FRAME 5 (31 MW).
 - Une batterie d'évaporateurs
 - Une batterie d'aéro réfrigérants

Le rôle de cette boucle de réfrigération est de :

Pré refroidir environ 1/3 du réfrigérant principal de +40°C à - 36°C avant son utilisation dans l'échangeur cryogénique principal où il va refroidir le gaz naturel.

Assurer la réfrigération pour les échangeurs de l'unité de fractionnement.

- Un échangeur principal de type bobiné pour la liquéfaction. Cet échangeur est constitué d'une calandre en aluminium et de plusieurs faisceaux de tubes en aluminium enroulés autour d'un noyau central (mandrin).

Remarque générale : Le Nouveau Train de GNL n'utilise pas d'eau de mer (sauf pour le réseau incendie).

Il n'utilise pas non plus de vapeur. Les échangeurs (rebouilleurs et réchauffeurs) utilisent de l'huile comme fluide de chauffage. Cette huile est elle-même chauffée par les gaz d'échappement de la turbine d'entraînement du compresseur principal de propane.

I.4.3.C.3. Présentation générale des installations du Nouveau Train de GNL.

Les installations du Nouveau Train de GNL sont essentiellement constituées des unités suivantes :

Les utilités

Ces installations fournissent les utilités nécessaires au fonctionnement du Nouveau Train de GNL.

- L'énergie électrique
 - 5 Diesel Générateur d'une puissance unitaire de 1,8 MW.

Ces équipements servent à fournir l'énergie électrique nécessaire pour le démarrage et pour l'arrêt sécurisé des installations.

- 5 turbo générateurs (turbines à gaz entraînant des alternateurs) d'une puissance unitaire de 25 MW.

Ces équipements servent à fournir l'énergie électrique pour tous les consommateurs du Nouveau Train de GNL et, après raccordement, aux installations existantes (GL-1/K).

- 6 sous stations pour la distribution électrique.
- La production d'air instrument et d'air service comprenant :
 - 3 compresseurs d'une capacité unitaire de 3300 Nm³/heure, munis d'une batterie de sècheurs et de ballons de recette associés.

Cette unité produit de l'air instrument sec pour les besoins de l'instrumentation (vannes, positionneurs, etc.) ainsi que de l'air service non séché pour les besoins utilitaires des installations (nettoyage par exemple).

- La production d'eau potable à partir du réseau d'eau industrielle (de barrage) fournie par le complexe GL-1/K. Cette eau est traitée dans un package spécial pour être amenée aux conditions sanitaires exigées avant sa mise à la consommation.

NB : Le reste des utilités est fourni par le complexe GL-1/K existant :

- L'azote qui sera utilisé durant les opérations de mise sous atmosphère inerte des installations lors des opérations de maintenance ou de préparation de démarrage.
- L'eau déminéralisée, utilisée pour les circuits de réfrigération de l'huile des machines tournantes et pour la préparation et le maintien de la concentration de la solution MDEA utilisée pour la décarbonatation du gaz naturel.

Le train de liquéfaction et de fractionnement comprenant :

- L'unité de comptage du gaz naturel
- L'unité de compression du gaz naturel
- L'unité de décarbonatation du gaz naturel

- L'unité de déshydratation du gaz naturel
- L'unité de Démercurisation du gaz naturel
- L'unité de liquéfaction du gaz naturel et d'extraction de la charge de gaz riche en Hélium.
- L'unité de fractionnement des sous-produits (Ethane, Propane, Butane, Gazoline)
- L'unité de stockage et de chauffage d'huile pour les échangeurs.

Nb : Le combustible (Fuel Gas) qui alimente les turbines à gaz des générateurs électriques et des compresseurs du train de liquéfaction a pour origine :

- Le ballon de flash de flash du GNL en fin de liquéfaction.
- Un appoint de gaz naturel
- Le retour de Fuel Gas de l'usine Helison mitoyenne.

Le stockage des produits finis comprenant :

- Un bac de stockage de GNL de 150 000 m³. Il est du type confinement intégral avec une structure extérieure en béton armé précontraint à toit suspendu et une cuve interne en acier à 9% de nickel

Les gaz d'évaporation des bacs (boil off) et de retour des méthaniers durant le chargement sont repris par des compresseurs et envoyés dans le réseau Fuel Gas et/ou recyclés à l'entrée de l'unité de liquéfaction du Nouveau Train de GNL.

- Un bac de stockage de propane de capacité totale de 66 000 m³ (type confinement intégral).
- Un bac de stockage de butane de capacité totale de 66 000 m³ (type confinement intégral).
- Une unité de réfrigération de GPL (propane et butane).

Cette unité reçoit :

- ▶ Les gaz d'évaporation des bacs de propane et de butane du Nouveau Train. Ce boil off est liquéfié puis est renvoyé au stockage au Nouveau Train.
 - ▶ Le retour gaz des navires GPL durant les chargements. Ce boil off est liquéfié puis est renvoyé au stockage au Nouveau Train.
 - ▶ Le butane et le propane chauds venant de la Raffinerie de Skikda (RA-1/K). Ces produits sont sous-refroidis puis renvoyés au stockage dans les bacs du Nouveau Train de GNL.
- Une sphère de stockage de gazoline de capacité totale de 3 760 m³.

Le système torche et brûlot comprenant :

- Une torche recevant les effluents gazeux des unités du Nouveau Train de GNL et du complexe existant. La hauteur de cette torche est de 150 m. Elle est montée sur un seul derrick comprenant 3 futs (2 pour le Nouveau Train et 1 pour les unités existantes de GL-1/K).
- Une torche basse pression (torche confinée) recevant le torchage de boil off du nouveau Train de GNL et du complexe GL-1/K existant.
- Un brûlot recevant les liquides torchés à partir du Nouveau Train de GNL et du complexe existant.

La salle de contrôle principale comprenant :

- Les postes de conduite et les équipements associés

Les salles engineering et maintenance.

- La salle de formation OTS (simulateur)
- La salle de réunion, cuisine, vestiaires...

Le système de contrôle et de sécurité

Il comprend un ensemble de systèmes regroupés au sein du ICS (Instrument Control System).

Le système de contrôle utilisé est le DCS EPKS (Experion Process Knowledge System R310). Il fait partie du ICS et communique avec tous les autres systèmes de contrôle et de sécurité.

Le réseau incendie.

Le réseau incendie du Nouveau Train de GNL est alimenté par une pompe électrique située à la pomperie eau de mer du complexe GL-1/K. Ce réseau est interconnecté à celui de GL-1/K en trois points. En marche normale, ce réseau est maintenu en pression par de l'eau industrielle (de barrage).

Le système de détection feux et gaz.

Le Nouveau Train de GNL est équipé de systèmes de détection feux et gaz répartis sur l'ensemble du Train. Les alarmes sont reportées en salle de contrôle.

En cas de feu ou fuite de gaz sur une zone du Train, et en cas de nécessité, l'opérateur dispose d'un système d'isolement et de dépressurisation de la zone concernée.

I.5. SECTION FRACTIONNEMENT

L'objet de cette section est d'extraire les hydrocarbures lourds du gaz traité et d'y produire, par distillation, de l'éthane qui est exporté au (CP1K), du Bu Pro à partir de l'unité 10, et qui est fractionné dans l'unité GPL, du Propane et du Butane produits à partir des unités 5 et 6 puis stocké dans l'unité GPL, de la Gazoline qui est

transférée à la raffinerie de Skikda ou sert à fabriquer l'Iso pentane (composant du cycle de réfrigération).

I.6. SECTION CHAUDIERE

La chaudière est conçue pour transformer l'eau en vapeur surchauffée à une pression et une température bien déterminée de (480 C° et 67 bars). 80% de la vapeur sert à entraîner le turbocompresseur. Le reste est utilisé dans les auxiliaires de la chaudière elle même (turbopompes alimentaires et turboventilateur), le compresseur de fuel gaz (pour les unités 40, 5 et 6) la section fractionnement (rebouilleurs) et la section traitement gaz (réchauffeur de gaz de régénération, rebouilleur de la colonne de régénération) etc.

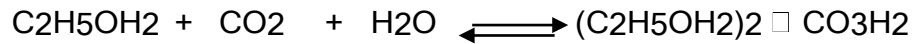
Chapitre II

TRAITEMENT GN

II.1. LA DECARBONATATION

II.1.a. PRINCIPE :

Le gaz carbonique CO₂ est éliminé du gaz naturel (GN) selon le procédé classique par absorption / extraction avec une solution d'amine. Cette élimination s'effectue selon la réaction chimique réversible suivante :



MEA Pauvre
(Entrée de la
colonne)

**MEA
Riche**
(Sortie de la
colonne)

Cette réaction chimique nous permet de dire que l'absorption du CO₂ est réalisée à haute pression et basse température, tandis que la régénération des amines s'effectue à basse pression et haute température (réaction réversible).

Pour cela on utilise une solution aqueuse à **15 %** de monoéthanolamine (MEA), la section est essentiellement composée :

- D'une colonne d'absorption de gaz naturel ;
- D'une unité de régénération de la solution aqueuse de monoéthanolamine : colonne, échangeurs, pompes, réservoir de stockage ;
- D'installations annexes de purification et de préparation de la solution d'amine.

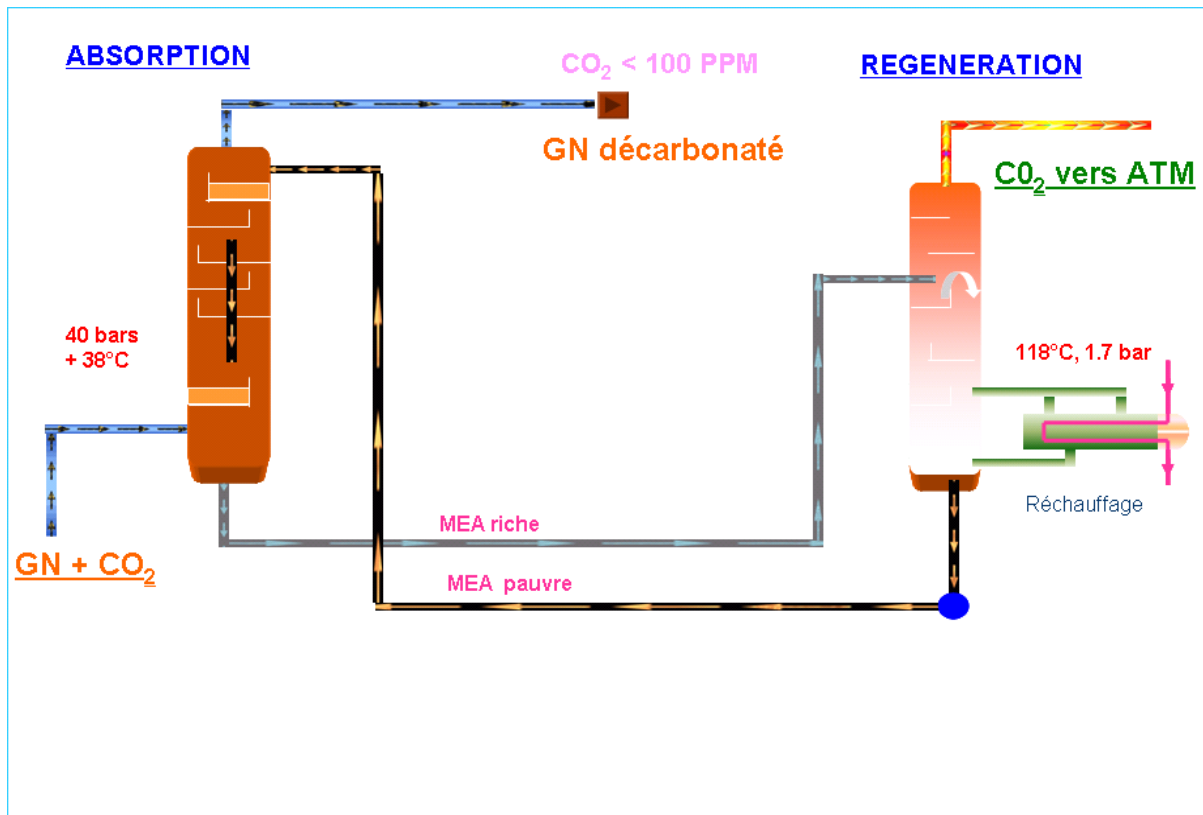


Fig. II.1. SECTION DE DECARBONATATION « SCHEMAS DE PRINCIPE »

II.1.b. DESCRIPTION CIRCUIT □GAZ NATUREL□

Le gaz est admis en limite d'usine par une ligne de 40", se réduisant en une ligne de 28" qui alimentera la section de traitement du gaz de l'unité de liquéfaction.

Le gaz naturel admis dans la section de traitement du gaz par une ligne de 16" à une température ambiante de 33 °C. Le gaz naturel a une pression contrôlée de **40 bars**.

Le gaz naturel est réchauffé à 37 °C dans un échangeur à vapeur, la température de sortie de l'échangeur est maintenue constante, ce réchauffage à pour but de vaporiser les hydrocarbures lourds C₅⁺ à l'entrée de la colonne pour éviter que ces hydrocarbures ne soient entraînés par la monoéthanolamine. Le gaz naturel est alors admis dans la colonne à la température de 37 °C et sous une pression de **40 bars**.

Cette colonne est équipée de 25 plateaux à travers lesquels le gaz naturel passe en barbotant dans la solution monoéthanolamine qui s'accumule sur chacun d'eux. Le gaz se mélange donc **25** fois avec la solution amine sur chaque plateau, sa teneur en CO₂ est ainsi réduite peu à peu jusqu'à ce qu'il en ressort à 0.01 % (10 à 20 ppm), et en parallèle l'amine devient riche en CO₂.

L'absorption du gaz naturel s'effectue au niveau des plateaux par lavage du gaz naturel à contre-courant avec la solution aqueuse de monoéthanolamine (monoéthanolamine régénéré) introduite au sommet de la colonne à une température **48 °C** et à une pression de **42 bars**. La réaction d'absorption du gaz carbonique étant **exothermique**, une partie de la chaleur de la réaction est évacuée par le gaz décarbonaté qui quitte la colonne à une température de l'ordre de **43 °C**.

A sa sortie de la colonne, le gaz reçoit une injection d'eau déminéralisée effectuée dans la tuyauterie au moyen d'une base de pulvérisation. Cette eau facilite l'enlèvement des particules d'amine éventuellement entraînées et remplace l'eau enlevée par le gaz dans la colonne. L'injection est réalisée au moyen d'une pompe doseuse, le débit d'injection et en fonction du débit de gaz naturel décarbonaté.

Le gaz est alors refroidi jusqu'à 35 °C dans des réfrigérants à eau de mer et ainsi envoyé dans des ballons séparateurs équipés d'un séparateur du même modèle que celui de la colonne.

Le rôle du réfrigérant est de refroidir le gaz naturel et de condenser les hydrocarbures lourds vaporisés à l'entrée de la colonne. **(1)**

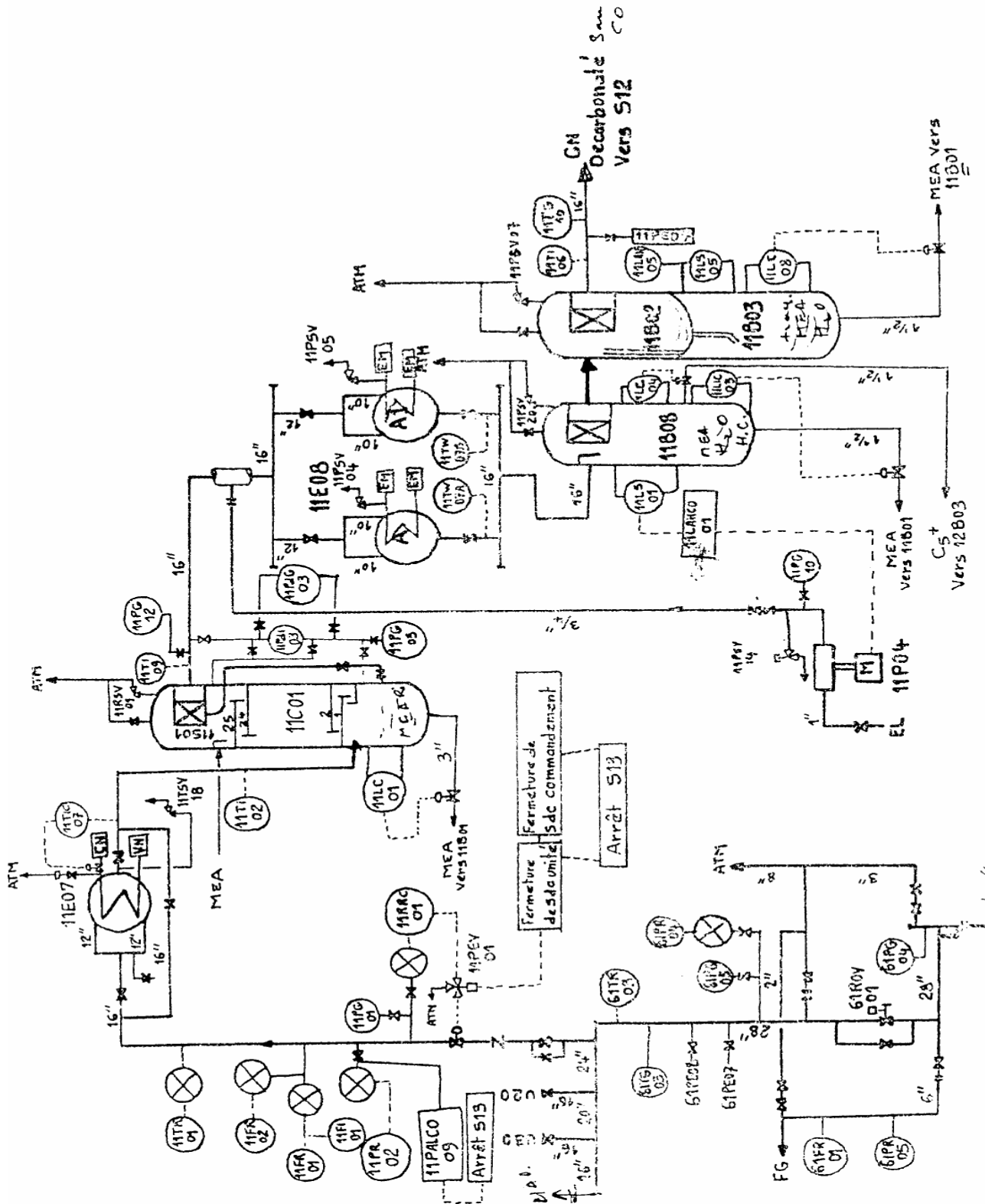


Fig. II.2. CIRCUIT DE GAZ NATUREL.

II.2. DESCRIPTION DES CIRCUITS AMINES

II.2.1. Circuit Amine Riche

La solution aqueuse de monoéthanolamine riche, c'est-à-dire chargée de gaz carbonique extrait sous contrôle de régulateur de niveau du fond de la colonne est détendue à une pression de **5 bars** dans le ballon de dégazage.

Les hydrocarbures légers (principalement le méthane) absorbés en très faibles quantités en même temps que le gaz carbonique sont alors purgés à l'atmosphère sous contrôle de régulateur de pression.

La solution aqueuse de monoéthanolamine riche, ainsi dégazée et envoyée sous contrôle de régulateur de niveau, après échange de chaleur avec l'amine pauvre dans un échangeur, dans la colonne de régénération au niveau du **18^{ème}** plateau, avec la température de la solution à l'entrée de la colonne qui est d'environ **104 °C**.

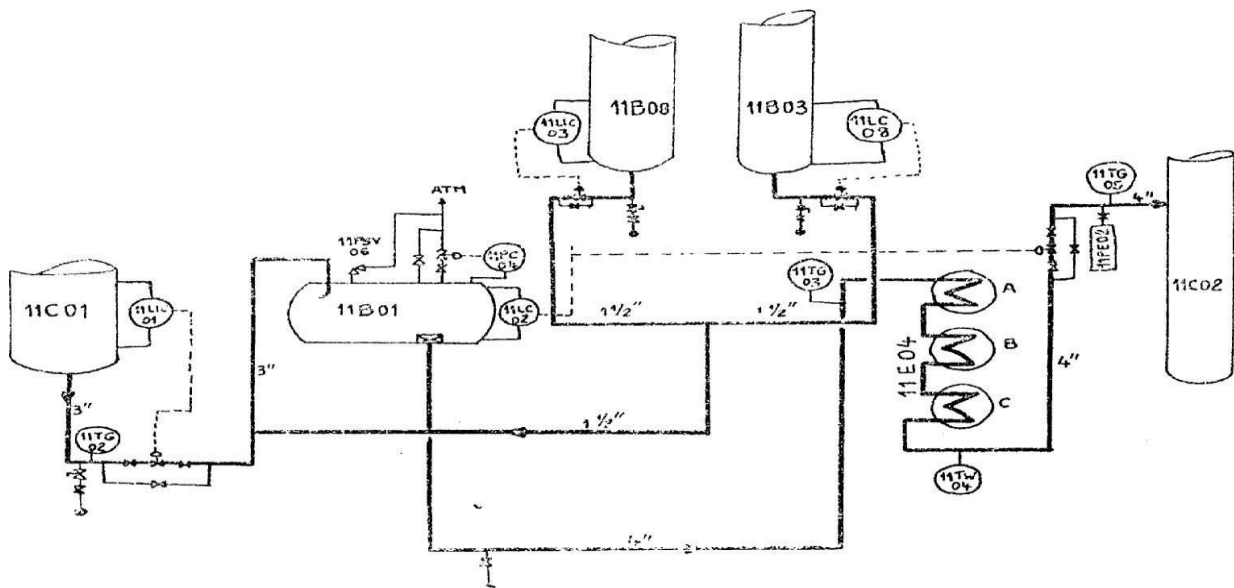


Fig. II.3. CIRCUIT AMINE RICHE

II.2.2. Circuit Régénération d'Amine

La colonne de régénération est équipée de **20** plateaux à clapet à une seule passe et fonctionne à une pression de l'ordre de **1.2 bar** et à une température de **118 °C**.

Le produit de tête de la colonne composé par la vapeur d'eau et le gaz carbonique extraits de l'amine riche, est refroidi à **65 °C** dans le condenseur intégré, alimenté en eau douce de réfrigération.

La majeure partie de la vapeur d'eau est condensée et constitue le reflux de la colonne de régénération. Un indicateur de débit permet localement de juger de l'importance de ce reflux et éventuellement de le modifier en agissant sur le débit d'eau douce de réfrigération à travers le condenseur incorporé.

Le gaz carbonique saturé en vapeur d'eau est purgé à l'atmosphère sous contrôle de régulateur de pression où intervient le but de notre étude qui est la **□récupération cette charge en CO2□**.

Le rebouillage du fond de la colonne est effectué à une température de **120 °C** par la vapeur d'eau à basse pression injectée sous contrôle de régulateur de débit dans le rebouilleur.

La monoéthanolamine riche qui sort de la colonne de décarbonatation est acheminée au ballon de flash d'amine riche, son niveau étant contrôlé, les gaz de flash passent à l'atmosphère, la monoéthanolamine sortante ainsi du ballon de flash entre dans des échangeurs Amine pauvre / Amine riche avant de passer à travers la vanne de contrôle de niveau du ballon de flash d'amine riche.

L'amine riche entre alors dans le régénérateur de monoéthanolamine à **93 °C**, l'amine riche est détendue par la vanne de régulation à une pression aval de 0.6 bar et entre dans le régénérateur au-dessus du **4^{ème}** plateau de la colonne.

Le mélange gaz carbonique/vapeur d'eau sort du haut du régénérateur à **107 °C** et se rend au condenseur de reflux de monoéthanolamine où le fluide est refroidi à **65 °C** et les pompes d'eau de lavage refoulent l'eau au sommet de la colonne de décarbonatation au-dessus du **1^{er}** plateau.

L'amine pauvre quitte le fond de la colonne de régénération à **118 °C** et est refroidie dans les échangeurs Amine pauvre / Amine riche à **65 °C** avant d'être réinjectée au réservoir de stockage d'amine pauvre. **(1)**

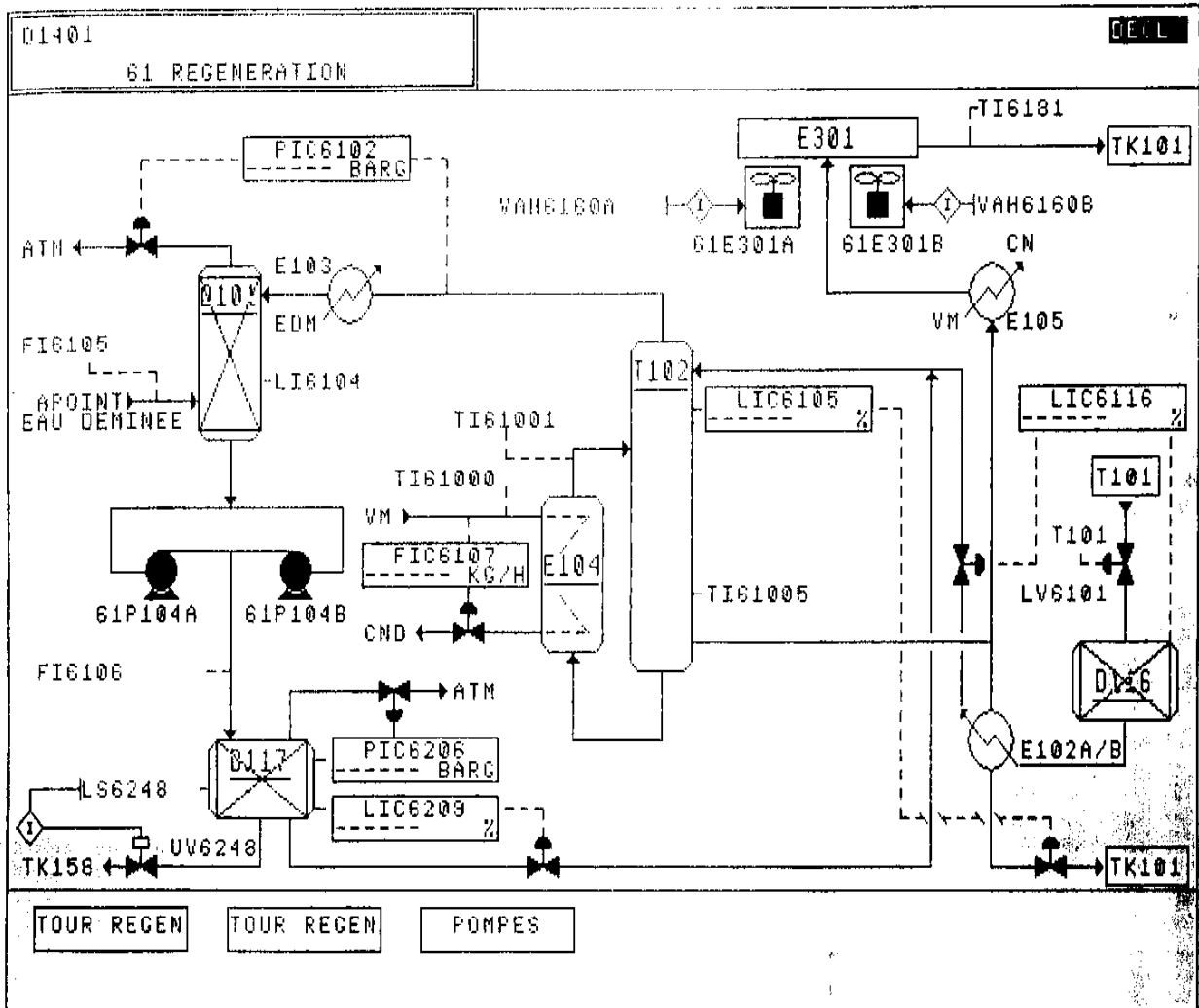


Fig. II.4. CIRCUIT REGENERATION AMINE

II.2.3. Purification de la solution Amine

Le rôle de la purification est de piéger les produits résultant des réactions secondaires qui ont un point d'ébullition élevé.

Dans ce genre d'installation fonctionnant en circuit fermé, les produits des réactions secondaires finissent par s'accumuler pour rendre peu à peu inactive la solution d'amine. Une partie des amines (environ 2 % du débit de circulation) est en conséquence envoyée vers le purificateur. Cette opération est semi continue et sa fréquence dépend de la vitesse de formation des produits de dégradation.

Le purificateur est alimenté sous contrôle du régulateur de niveau par l'amine pauvre provenant du fond de la colonne de régénération.

La phase vapeur (eau + amine) sortant du purificateur est acheminée vers le stockage. Le chauffage du purificateur est effectué par de la vapeur basse pression injectée côté tubes de l'appareil.

Une injection de vapeur basse pression directement dans la colonne du purificateur est prévue pour assurer le stripping en fin de service et le nettoyage du purificateur après vidange à l'égout, et aussi par cette purification on élimine les produits indésirables qui sont constitués par des impuretés à haut point d'ébullition, des solides en suspension notamment des produits qui provoquent la corrosion, des moussages et désactive la solution.

➤ **Mise en service d'exploitation**

- Remplir le purificateur avec la solution monoéthanolamine (MEA) jusqu'à ce que le faisceau vapeur soit immergé ;
- Régler le point de consigne pour obtenir la fermeture de la vanne quand le niveau est obtenu ;
- Démarrer la chauffe ;
- La température de la solution va s'élever jusqu'à ce que la vapeur produite soit identique en quantité et composition à l'alimentation sous **350 g / cm²** et la température d'ébullition de la solution MEA à **20 %** est de **127 °C** ;
- La présence de résidu va faire accroître cette température.
- Lorsque celle-ci atteint **145 -150 °C**, fermer la vanne de garde et couper la chauffe.

On peut affirmer que le liquide contenu dans l'échangeur est à majorité un produit indésirable. On procède alors à un stripping du liquide par la rampe de barbotage, on purge le résidu à l'égout, et on nettoie le purificateur à la vapeur, finalement l'équipement est prêt pour un autre cycle.

● **Remarque**

La durée du cycle devrait être d'environ une semaine, le résidu obtenu doit être épais, si non l'opération entraîne des pertes de monoéthanolamine.

II.2.4. Circuit Amine Pauvre

La solution aqueuse de monoéthanolamine pauvre, c'est-à-dire débarrassée du gaz carbonique, est extraite sous contrôle du régulateur de niveau du fond de la colonne de régénération. Après refroidissement jusqu'à une température de **65 °C** par échange avec l'amine riche dans l'échangeur, l'amine régénéré est recueillie dans le réservoir de stockage afin d'éviter l'oxydation de celle-ci au contact de l'air. L'admission du gaz est contrôlée par le détendeur.

La solution d'amine régénérée est reprise par la pompe de circulation et introduite au niveau du **25^{ème} plateau** dans la colonne de l'absorption, après refroidissement dans le réfrigérant à eau de mer.

Le débit de la solution est contrôlé par le régulateur de débit permet de régler la température de la solution à environ **50 °C**.

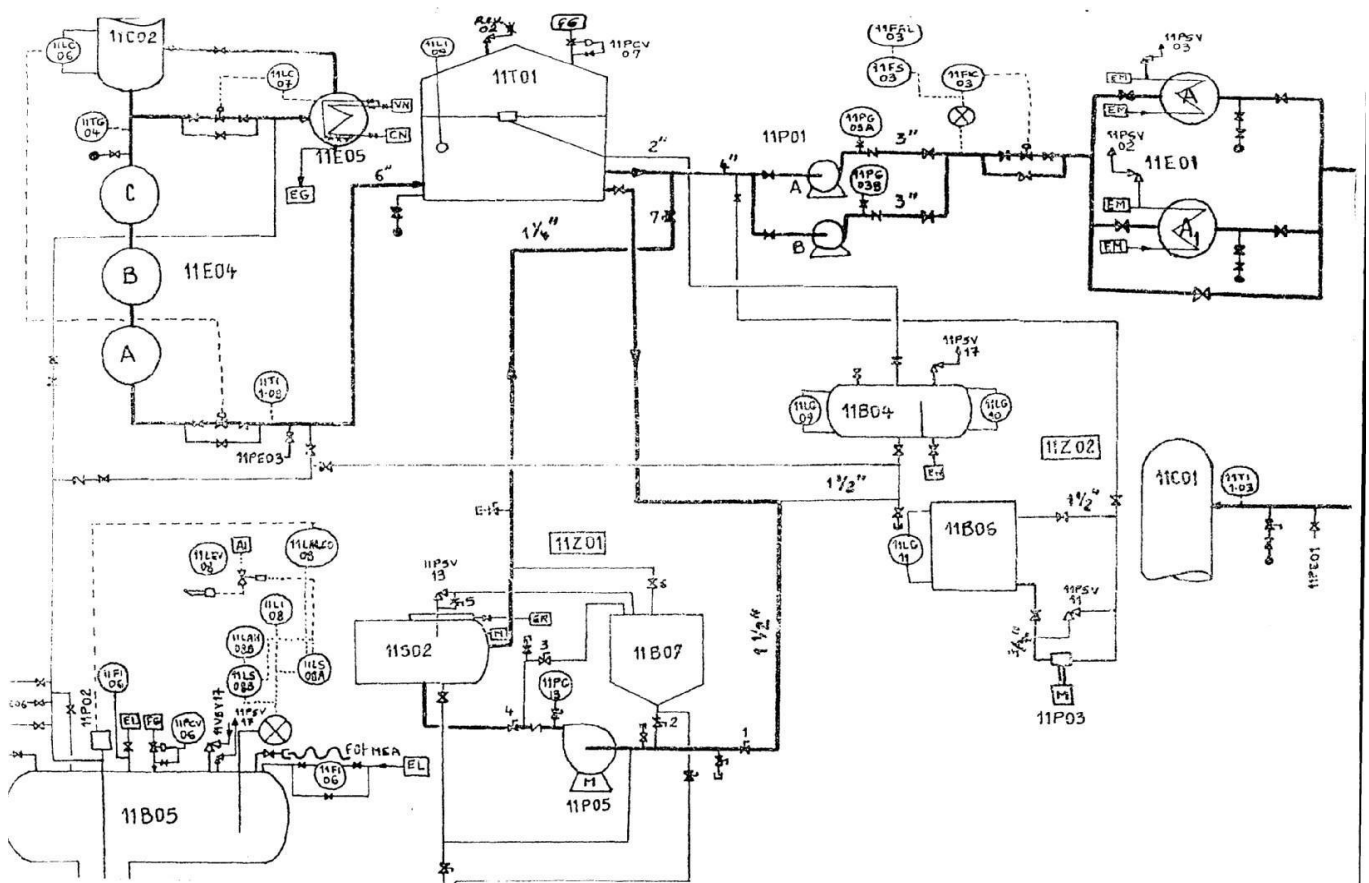


Fig. II.5. CIRCUIT AMINE PAUVRE

II.2.5. Filtration d'Amine

Une filtration est effectuée sur environ 10 % du débit de la solution d'amine régénérée ; où le système de filtration est de type à pré colmatage et il comprend :

- Le filtre rotatif,
- Le bac de pré mélange de la matière filtrante,
- La pompe de circulation.

L'amine pauvre est prélevée par soutirage latéral sur la ligne de refoulement de la pompe d'amine et filtré dans le filtre d'amine, le filtre à charbon actif et le filtre de poussière.

Le débit de la filtration représente 10 % du débit total d'amine pauvre, il est réglé par un robinet à soupape et mesuré par l'indicateur de débit du filtre, le soutirage et réinjecté dans le réservoir tampon d'amine. **(1)**

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons, le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propriété et en fin l'abondance relative des ressources.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une « **nouvelle économie** » du gaz.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies, les intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « **l'énergie du 21^{ème} siècle** » mais malheureusement ce développement va être freiné par le grand problème engendré par ce dernier qu'est « **l'effet de serre** ».

Donc les recherches sont orientées vers les « **Technologies Propres** » utilisées dans l'industrie permettant de réduire significativement le niveau d'impact de ses combustibles sur l'environnement et l'importance des traitements de dépollution.

□ Une technologie propre peut être une optimisation, une modification ou un changement radical des procédés □

Une technologie propre intervient à titre préventif et en amont dès le stade de la production, à la différence de l'opération classique de dépollution qui intervient en aval

de ce processus (traitement des effluents gazeux) ; l'objectif est de réduire la pollution en générant le minimum d'effluents.

En général, une technologie propre permet de faire des économies ce qui conduit à des délais de récupération des capitaux investis plus courts. Tous ces facteurs se traduisent par des gains de productivité qui augmentent la rentabilité et la compétitivité.

Dans ce contexte, nous avons étudié un des effluents du complexe (G.N.L) de l'entreprise nationale SONATRACH de SKIKDA, afin de proposer une nouvelle installation pour la récupération du gaz carbonique CO_2 produit par la section de décarbonatation et envoyé vers l'atmosphère.

Notre travail étudie l'opportunité d'implantation d'une nouvelle installation comprenant un échangeur de chaleur et un ballon conçu pour la séparation de l'effluent gazeux qui est le CO_2 , en parallèle une fraction assez importante en H_2O est éliminée pour assurer l'alimentation de notre compresseur avec du CO_2 exempt d'eau afin d'éviter les phénomènes de pompage du compresseur. En récupérant cette quantité de CO_2 , on aura participé à la diminution des gaz à effet de serre dont fait partie le CO_2 dans un souci de protection de l'Environnement. C'est en effet l'objectif principal de cette étude.

Notre mémoire s'articule donc selon l'ordre suivant :

- Introduction sur le gaz naturel et les différents procédés de la liquéfaction du gaz ainsi qu'une description de l'organisme d'accueil.
- Problématique posée soit à l'échelle environnement soit comme procédé.
- procédé de récupération proposé ainsi que tous les équipements.
- présente les étapes de calculs et dimensionnements de l'installation proposée, Chaque étape est argumentée par une interprétation.
- Présentation d'une étude technico-économique
- **Conclusion** : elle résume le travail effectué et les principaux résultats obtenus.

Chapitre III : IMPACT DES EMANATIONS CO₂ DANS L'ATMOSPHERE

II.1. EFFET DE SERRE :

III.1.1. LES GAZ A EFFET DE SERRE :

Les gaz à effet de serre (GES) sont des gaz dont les propriétés physiques sont telles que leur présence dans l'atmosphère terrestre contribue à un effet de serre à la surface de la Terre.

Les principaux gaz à effet de serre sont :

- la vapeur d'eau (H₂O),
 - le dioxyde de carbone (CO₂),
 - le méthane (CH₄),
 - le protoxyde d'azote (N₂O) et
 - l'ozone (O₃).
-
- les chlorofluorocarbones (CFC) et HCFC-22 comme le fréon,
 - le perfluorométhane

Les gaz à effet de serre industriels incluent les halo carbonés lourds :

Ainsi que :

- l'hexafluorure de soufre (SF₆).

Principaux gaz à effet de serre

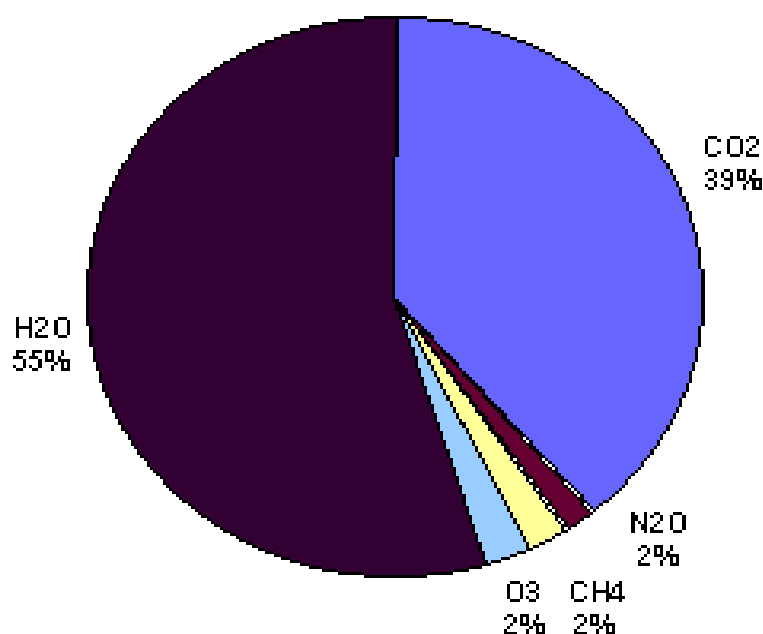


FIG.III.1. REPRESENTATION DES PRINCIPAUX GAZ A EFFET DE SERRE.

II.2. DIOXYDE DE CARBONE CO₂

Le dioxyde de carbone **CO₂** est un gaz à effet de serre. C'est un élément majeur parmi les autres gaz à effet de serre **GES**, il provoque le réchauffement de la terre et il pollue l'environnement [5].

III.2.1. Propriétés Physiques du CO₂ et son utilisation

Le dioxyde de carbone CO₂ appelé parfois **gaz carbonique** est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygènes et dont la formule brute est **CO₂**.

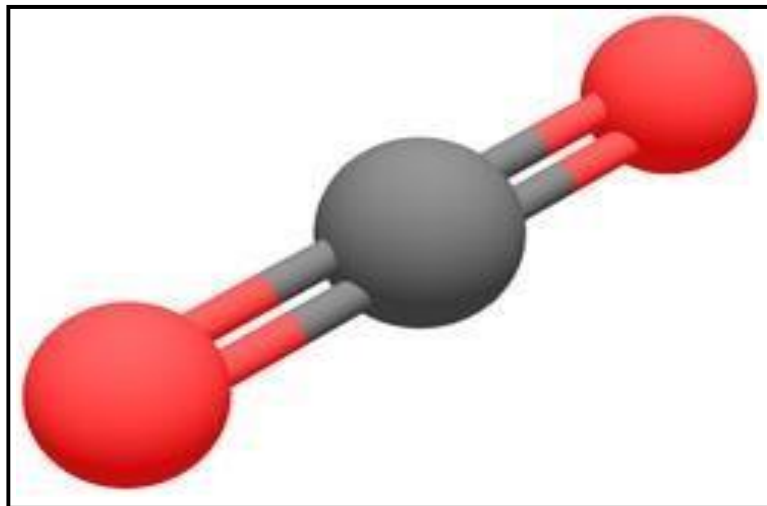


FIG.III.2. REPRESENTATION DU DIOXYDE DE CARBONE.

Aux conditions normales de température et de pression le dioxyde de carbone est un gaz **incolore**, **inodore** et à la saveur **piquante**, communément appelée **gaz carbonique** ou encore **Anhydride Carbonique**.

Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0.0375 % en volume, mais elle augmente à une cadence d'environ **2 ppm/an** à cause des activités humaines consommant des combustibles fossiles tel que : **charbon- pétrole- gaz** dont la combustion produit **des gaz à effet de serre** dont principalement le CO₂.

Propriétés Physiques du CO₂

Les différentes propriétés physiques du gaz carbonique sont représentées dans le tableau suivant :

TABLEAU III.1. PROPRIETES GENERALES, PHYSIQUES ET THERMOCHIMIQUES DU CO₂ [5]

	PROPRIETES	VALEURS
Générales	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Formule brute ▪ Nom IUPAC ▪ Numéro CAS ▪ Apparence 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ CO₂ ▪ Dioxyde de carbone ▪ 124-38-9 ▪ Gaz incolore
Physiques	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Masse moléculaire ▪ Température de fusion ▪ Température de vaporisation ▪ Solubilité ▪ Densité ▪ Viscosité dynamique ▪ Température critique ▪ Pression critique ▪ Point triple ▪ Chaleur latente de vaporisation (0°C) ▪ Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C) ▪ Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C) ▪ Chaleur latente de fusion (à -56,6°C) 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 44,01 g/mol ▪ -78,5 °C (195 °K) ▪ -57 °C (216 °K) ▪ 1,45 kg/m³ ▪ 1,87 kg/m³ (298°K 1,013 bar) plus dense que l'air ▪ 0.07 Cp à -78 °C ▪ 31,1°C ▪ 7,4 MPA ▪ -56,6°C à 519 kPa ▪ 234,5 kJ/kg ▪ 276,8 kJ/kg ▪ 301.7 kJ/kg ▪ 199 kJ/kg
Thermochimique	<ul style="list-style-type: none"> ▪ $\Delta_f H^0_{\text{gaz}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ -393,5 kJ/mol

Utilisation du CO₂

Le CO₂ est utilisé sous plusieurs formes :

a) **Forme gazeuse** : sous forme gazeuse, le CO₂ est utilisé pour :

- Carbonater des boissons (soda ou eau) ;
- Créer une couche isolante dans l'industrie alimentaire ou pour la soudure ;
- Stimuler la croissance des plantes ;

- Dans le domaine sanitaire, le CO₂ produit une atmosphère proche des conditions physiologiques lors de la manipulation d'organes artificiels.
- Il est utilisé en mélange avec l'air ou l'oxygène pour doper la respiration.
- Il est aussi utilisé pour la dilatation chirurgicale pour insufflations intra abdominale.

b) **Forme liquide :** sous forme liquide, le CO₂ est utilisé comme :

- Réfrigérant pour congeler certains aliments ;
- Réfrigérant dans l'industrie électrique ;
- Agent d'extinction dans les extincteurs « au dioxyde de carbone », on parle parfois de **neige carbonique** parce que le CO₂ liquide se solidifie immédiatement à la sortie de l'extincteur en produisant une poudre blanche ;
- Agent propulseur pour les boissons services à la pression.

c) **Forme solide :**

Le dioxyde de carbone CO₂ sous forme solide ou **glace carbonique** appelé aussi **carboglance** ou glace sèche est issue du CO₂ liquide sous forme de **neige carbonique** qui est ensuite compactée pour devenir glace carbonique.

Cette glace carbonique se sublime en ne laissant aucun résidu et produit très rapidement une grande quantité de froid (150 fr/h/Kg à -78.5°C), l'homme lui a donc rapidement trouvé de multiples utilisations.

III.2.2. HISTOIRE DE LA NOTION D'EFFET DE SERRE

Dans les années 1780, **Horace-Bénédict** de Saussure mesure les effets thermiques du rayonnement solaire à l'aide de boîtes transparentes qu'il dispose dans la vallée et au sommet d'une montagne.

En 1824, **Joseph Fourier** publie des remarques générales sur les températures du globe terrestre et des espaces planétaires dans les quelles il affirme l'analyse des expériences de **Horace-Bénédict** de Saussure en concluant « la température de sol est augmentée par l'interposition de l'atmosphère, parce que la

chaleur solaire trouve moins d'obstacle pour pénétrer l'air, étant de lumière, qu'elle n'en trouve pour repasser dans l'air lorsqu'elle est convertie en chaleur obscure ».

La vapeur d'eau **H₂O** et le dioxyde de carbone **CO₂** sont identifiés comme les principaux responsables de cet effet de serre par **John Tyndall** en 1861. Il suggère alors qu'une modification de la composition de l'atmosphère peut avoir une influence sur l'évolution du climat.

En 1896, **Savante August Arrhenius** estime qu'un doublement de la quantité de dioxyde de carbone devrait augmenter de **4°C** la température moyenne. Il espère ainsi que l'exploitation du charbon permettra de repousser la prochaine ère glaciaire.

Le géologue américain **Thomas Chamberlain** arrivera indépendamment aux mêmes conclusions.

L'effet de serre est à l'origine des alertes du rapport **Brundtland** 1972. En France **Jean-Marc Jancovici** et **Hervé Le Treut** ont vulgarisé les risques liés à l'effet de serre depuis les années 1980. (3)

III.2.3. DEFINITION DE L'EFFET DE SERRE

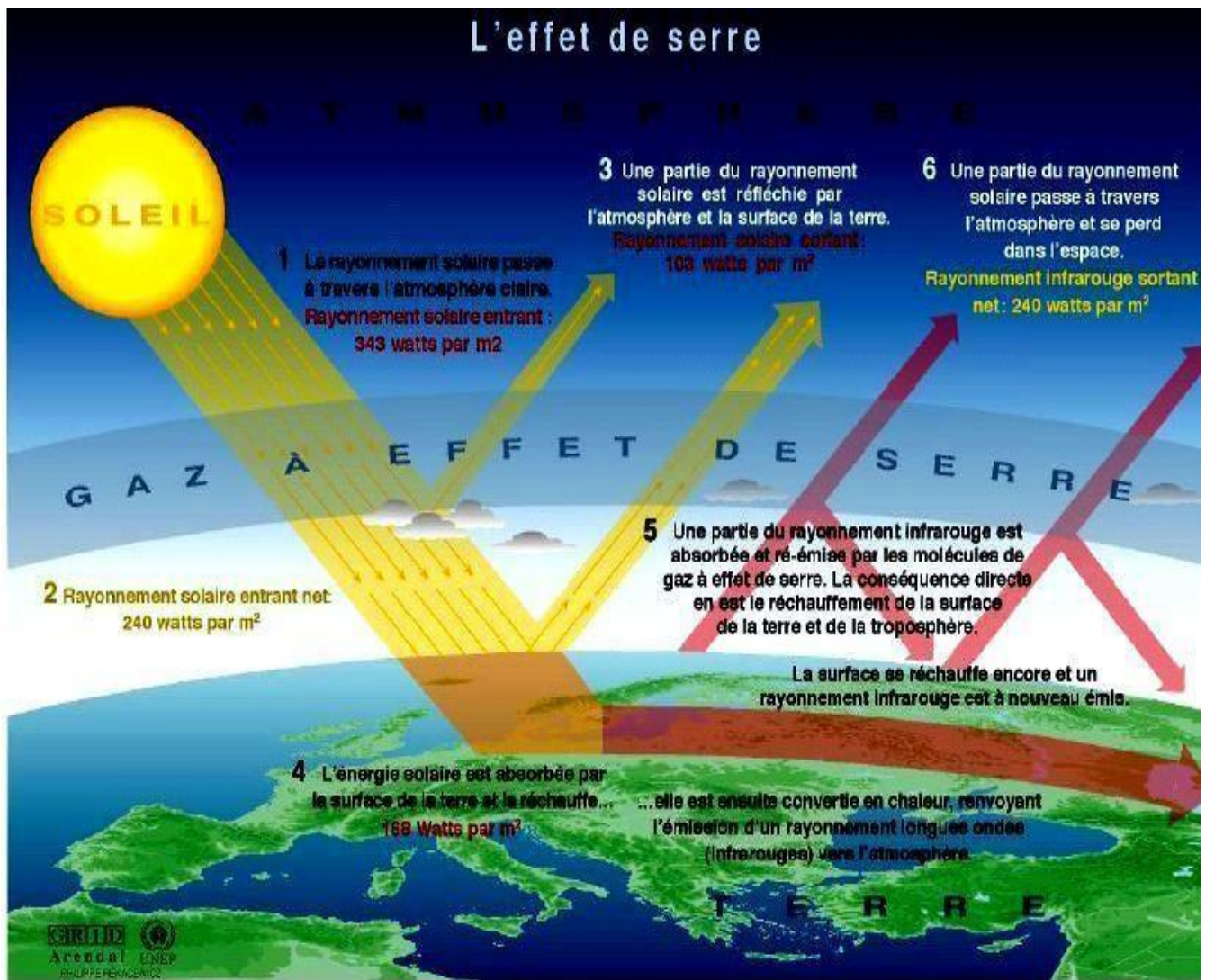
L'effet de serre est un processus naturel de réchauffement de l'atmosphère qui intervient dans le bilan radiatif de la terre. Il est dû aux gaz à effet de serre (GES) contenus dans l'atmosphère, à savoir principalement la vapeur d'eau (qui contribue le plus à l'effet de serre), le dioxyde de carbone CO₂ et le méthane CH₄.

Cet effet a été nommé ainsi par analogie avec la pratique en culture et jardinerie de construire des **serres**, espaces clos dont une ou plusieurs faces sont transparentes, laissant passer le rayonnement du soleil et le retenant prisonnier à l'intérieur. C'est le piégeage des infrarouges qui entraîne une augmentation de la température. (3)

Grâce à ce phénomène naturel appelé « **Effet de serre** » la température moyenne de l'air à la surface de la terre est d'environ 15°C. Sans ce thermostat naturel, la température moyenne serait inférieure d'environ 33°C et se situerait autour de -18 °C rendant impossible la vie telle que nous la connaissons aujourd'hui.

Cet effet de serre résulte pour les deux tiers de l'absorption de chaleur par la vapeur d'eau et les nuages (qui évoluent entre le sol et 12 Km d'altitude).

Le troisième tiers résulte de l'interaction d'un certain nombre de gaz dits « à effet de serre » ou (GES) qui se situent environ à 15 Km au dessus du sol. En majeure partie leur origine est naturelle, mais la proportion due à l'activité humaine, qui est dite d'origine anthropique, s'accroît depuis le début de l'ère industrielle 1750.



Sources : Okanagan university college Canada, section géographie ; université d'Oxford, section géographie ; Agence américaine pour la protection de l'environnement (EPA) Washington ; Changements climatiques 1995 ; Données scientifiques sur les changements climatiques, Contribution du groupes de travail au deuxième rapport d'évaluation du Groupe d'experts intergouvernemental sur l'évolution du climat, PNUE et OMM, Cambridge University Press, 1996. Source : GIEC/ GR

FIG. III.3. ATMOSPHERE ET L'EFFET DE SERRE.

III.2.4. MECANISME DE L'EFFET DE SERRE

Les GES (gaz à effet de serre) sont transparents à certaines longueurs d'onde des rayonnements solaires, ce qui permet à ces derniers de pénétrer profondément dans l'atmosphère ou jusqu'à la surface du globe. La partie du rayonnement absorbée par la terre lui apporte de la chaleur, qu'elle restitue à son tour en direction de l'atmosphère sous forme de rayons infrarouges.

Les GES et les nuages empêchent une partie des rayonnements infrarouges de s'échapper, emprisonnant ainsi la chaleur près de la surface du globe, où elle réchauffe l'atmosphère basse.

L'altération de la barrière naturelle des gaz atmosphériques peut augmenter ou réduire la température moyenne de la terre.

Si la majorité des rayonnements solaires traversent l'atmosphère pour toucher le sol, la plus grande partie du rayonnement émis par la terre n'est pas transmise mais absorbée par l'atmosphère. C'est la vapeur d'eau qui principalement absorbe le plus de rayons infrarouge.

Lorsque le rayonnement solaire atteint l'atmosphère terrestre, une partie d'environ 28.3% est directement réfléchi (renvoyée vers l'espace) par l'air, les nuages blancs et la surface claire de la terre, c'est l'**albédo**.

Les rayons incidents qui n'ont pas été réfléchis vers l'espace sont absorbés par l'atmosphère 20.7 % et/ou la surface terrestre 51 %.

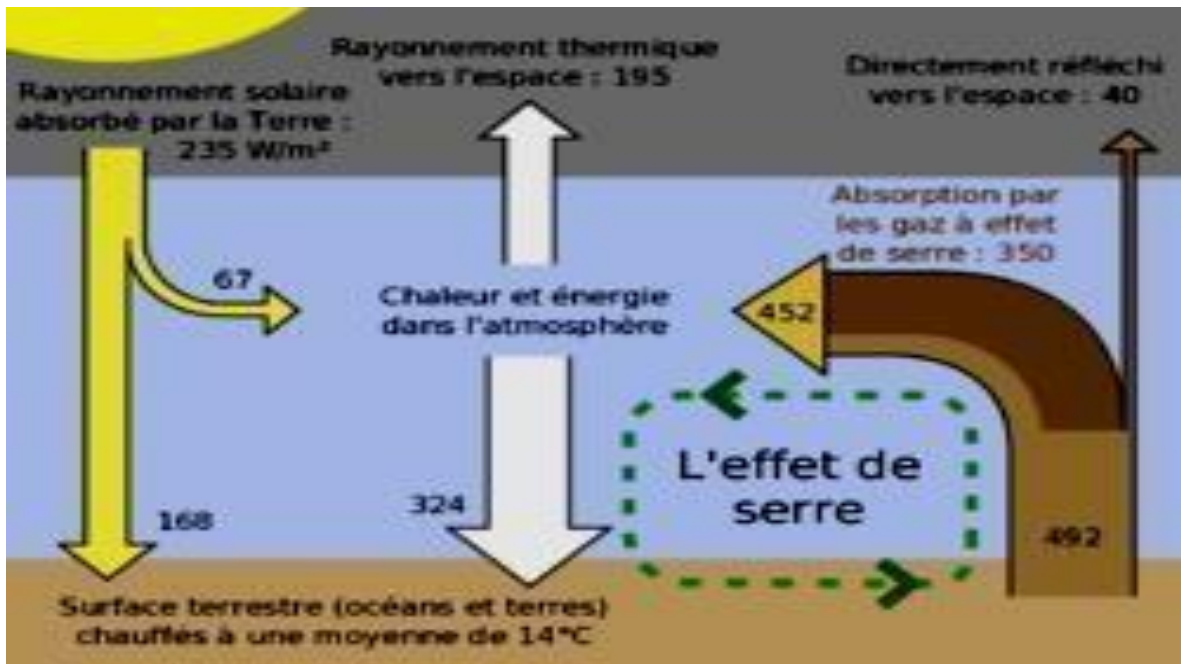


FIG. III.4. MECANISME DE L'EFFET DE SERRE.

III.2.5. CONSEQUENCES DE L'EFFET DE SERRE

a. Conséquences pour l'environnement :

L'effet de serre n'est pas en soi nocif aux écosystèmes ; sans lui, la température terrestre avoisinerait les -18° C. Cependant un excès de GES dépassant la capacité des écosystèmes à les piéger et les absorber est un danger pour la plupart des espèces dites évoluées.

Un réchauffement global provoquerait d'abord une augmentation mécanique du volume d'eau de mer par dilatation et par la fonte des calottes polaires, qui engloutirait les terres basses, mettant en péril de nombreuses espèces dont peut être par acidification des océans, le phytoplancton qui produit 80 % du dioxygène que nous respirons et qui absorbe l'essentiel du dioxyde de carbone dissous dans l'eau de mer, le CO₂ est 60 fois plus présent dans la mer que dans l'air (1.8 % au lieu de %) pour un volume grossièrement estimé à **1370 millions de Km³**.

b. Conséquences pour les humains :

Le changement climatique ne peut que perturber les activités humaines plus au moins directement. Par exemple après s'être plaints d'avoir de plus en plus chaud en 2006.

Le réchauffement climatique semble une réalité au nord de la 55^e parallèle, même si les avis différents d'un spécialiste à l'autre, les modèles prévoient que la température devrait y progresser de quatre à sept (de 4°C à 7°C) degré d'ici le XXII^e siècle et que le niveau des mers des régions polaires devrait augmenter d'un demi-mètre.

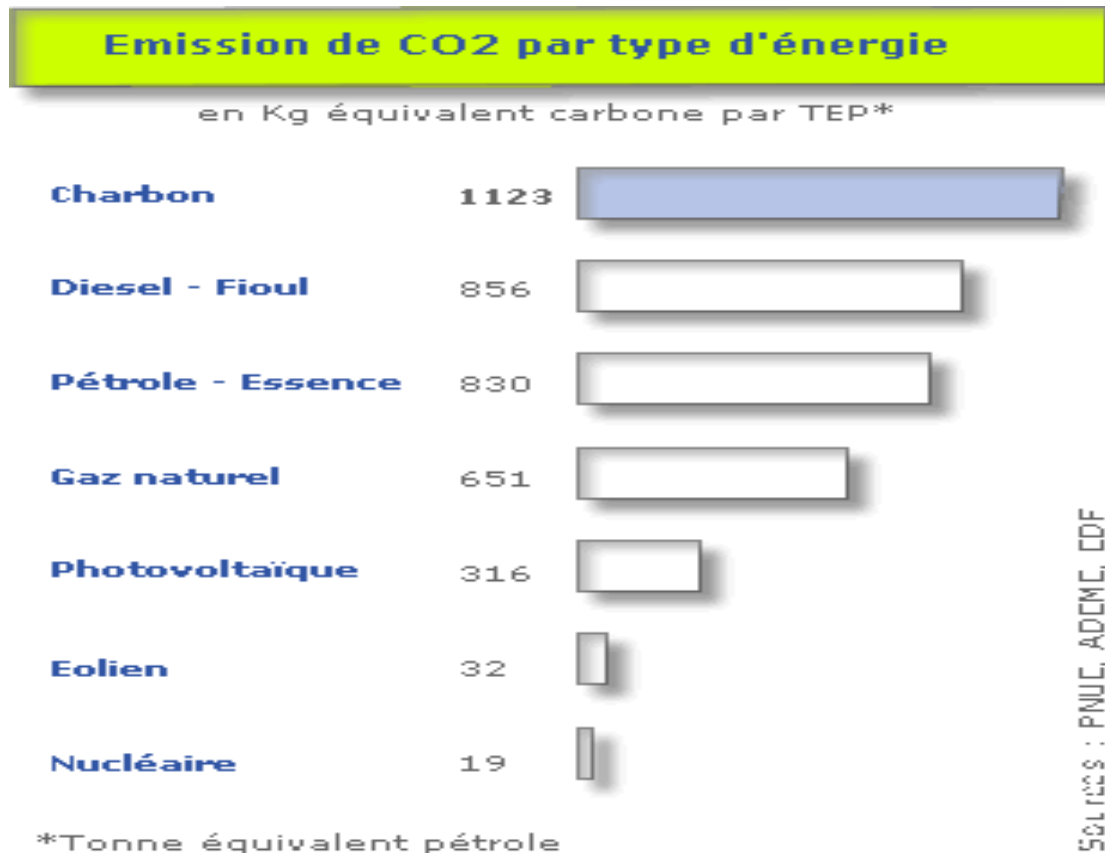
D'ici seulement 15 ans, (certains passages de l'océan Arctique pourraient être navigables quatre ou cinq mois par an au lieu de deux actuellement).

III.2.6. EMISSION DES GAZ A EFFET DE SERRE

La concentration de certains gaz à effet de serre a augmenté au fil des années principalement à la suite d'activités humaines, comme :

- Utilisation de combustibles fossiles, ce qui augmente les concentrations en dioxyde de carbone ;
- Elevage de bovins et d'ovins, ce qui augmente la production du méthane ;
- Utilisation des CFC dans les systèmes de réfrigération et climatisation.
- Le dioxyde de carbone est le sujet du protocole de Kyoto.
- Le protoxyde d'azote et le méthane sont également pris en compte dans les accords internationaux, mais pas l'ozone.
- L'ozone stratosphérique a un rôle complexe, elle filtre les ultraviolets. La diminution d'ozone jouerait un rôle mineur par rapport à son importance en tant que filtre.

Des quantités inattendues et préoccupantes de GES ont aussi été détectées à partir des estuaires par plusieurs études européennes, mais elles n'ont pas été prises en compte par le protocole de **Kyoto**.

FIG. III.5. EMISSION DE CO₂ PAR TYPE D'ENERGIE.

III.2.7. IMPACT ECONOMIQUE DE L'EFFET DE SERRE

Plus de 80 législateurs et responsables des 20 plus grandes consommateurs d'énergie se sont réunis à Washington ; l'Europe, les Etats Unis, l'Inde, la chine et 22 autres grands pays émetteurs de CO₂ doivent « agir ensemble » pour tenter de venir à bout de ce problème.

Une première analyse exhaustive de l'impact économique potentiel du changement climatique a été faite pour éviter l'accumulation des gaz à effet de serre dans l'atmosphère.

Si, au cours des deux prochaines décennies les pays n'agissent pas pour arrêter l'accumulation des gaz à effet de serre dans l'atmosphère, les coûts et les risques globaux liés au changement climatique équivaldraient à la perte de moins 5 % du PIB par an. En revanche, une intervention immédiate coûterait à peu près 1% du PIB mondiale chaque année.

D'autre part, les populations pauvres des pays en développement seraient les plus touchées par des problèmes tels que la sécheresse, les inondations, les ouragans ou l'élévation du niveau de la mer qui empireront sans doute considérablement pendant la deuxième moitié de ce siècle et durant le siècle suivant, à mesure que la planète continue de se réchauffer et que fond la glace polaire.

Cela entraînera de grandes migrations des populations. En effet, un nouveau rapport de la banque mondiale estime qu'une élévation d'un mètre du niveau de la mer transformerait au moins 60 millions d'habitants de pays en développement, en réfugiés environnementaux.

Chapitre IV

PROCEDE DE RECUPERATION ET CHOIX DES EQUIPEMENTS

IV.1. PROCEDE DE RECUPERATION PROPOSE

Le procédé de récupération comme il est présenté dans la figure III.1 consiste à récupérer toutes les quantités de gaz carbonique CO₂ rejetées vers l'atmosphère par les trois trains du complexe à partir de leurs lignes respectives en aval des vannes (PV) des ballons de séparation.

Les lignes des trains pour chaque unité vont alimenter l'installation afin d'éliminer l'humidité entraînée par le flux du gaz carbonique et protéger les compresseurs des gouttelettes d'eau.

L'eau contenue dans le flux gazeux sera condensée et séparée dans un ballon de séparation pour finir dans le système de décantation des hydrocarbures. Ce flux de gaz carbonique sera aspiré ensuite par un compresseur pour pouvoir le véhiculer aux clients et refoulé à une pression de **3 bars**.

Pour assurer en permanence l'alimentation en gaz carbonique de nos clients, deux compresseurs sont recommandés (un en service et l'autre en stand-by) afin d'éviter tout dysfonctionnement des colonnes de régénération des trains en cas de problème en aval des compresseurs.

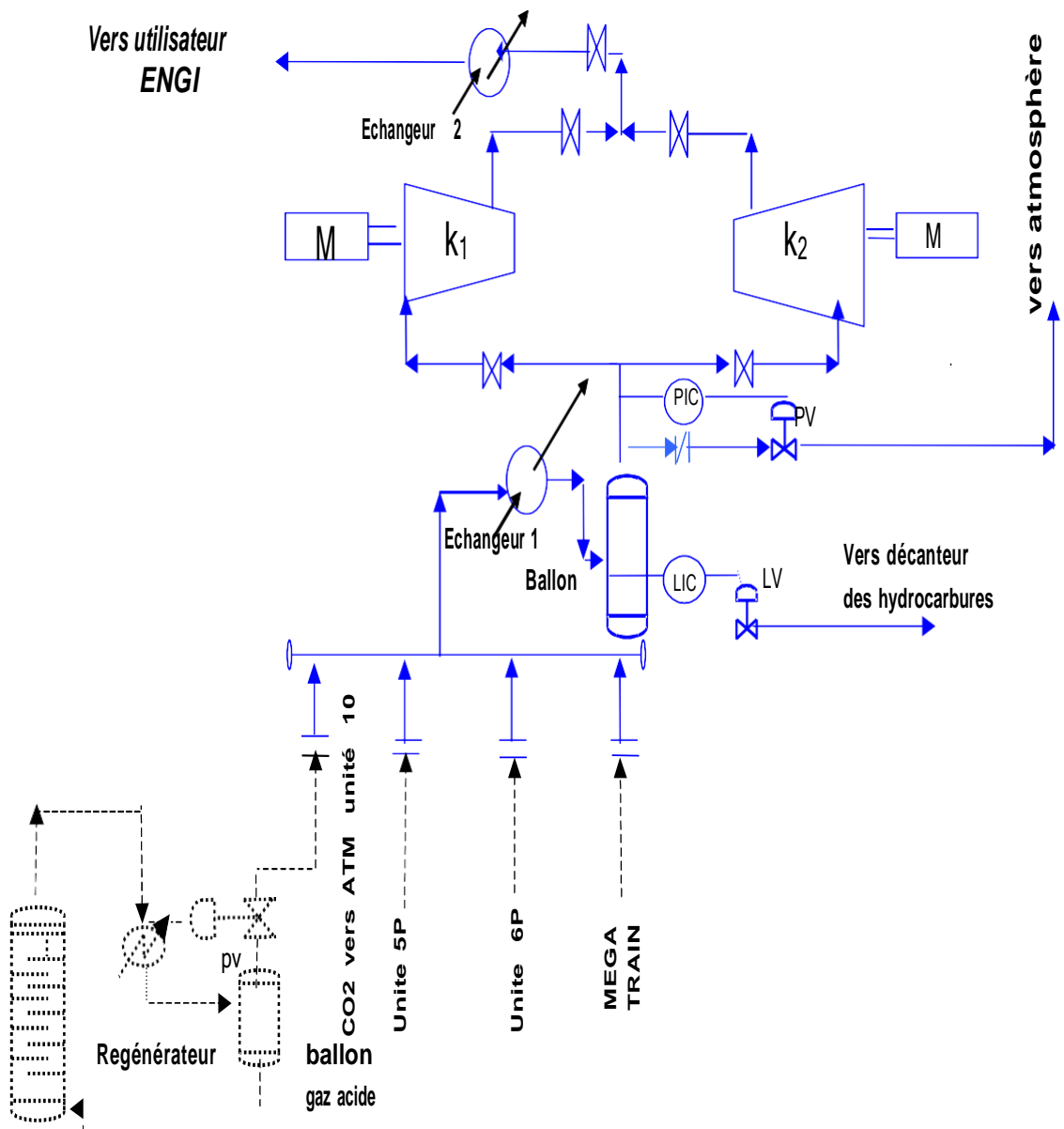


FIG. IV.1. PROCEDE DE RECUPERATION PROPOSE

IV.2. CHOIX DES EQUIPEMENTS

Dans ce paragraphe un aperçu sur les différents types et le choix des équipements principaux qui constituent le procédé proposé est donné.

IV.2.1. Echangeur 1 :

L'étape de dimensionnement permet de s'orienter vers l'appareil qui convient le mieux.

La meilleure exploitation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide en agençant au mieux la circulation des fluides dans les divers échangeurs dans une usine commence à être étudiée.

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type « tube-calandre »

Le matériau utilisé est : corpo -Nickel 0.5% Iron.

IV.2.2. Ballon de séparation:

Il existe deux types de ballon de séparation :

- ❖ Le ballon vertical
- ❖ Le ballon horizontal

Les séparateurs peuvent être équipés de demister et de déflecteur.

On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal si le rapport de débit vapeur et débit liquide est faible

IV.2.3. Compresseur :

On peut faire le choix de notre compresseur comme suit:

- Minimisation des frais d'investissement en capitaux
- Minimisation des frais de maintenance
- Puissance de rendement requise
- Souplesse
- Considérations intéressant l'environnement.

IV.2.4. Echangeur 2 :

Echangeur de type faisceaux calandre pour abaissée la température sortie compresseur est vu que la température sortie compresseur l'échangeur choisis va être plus grand, c'est-à-dire qu'a une surface d'échangeur plus grand que les autres.

IV.2.5. Les conduites :

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toute partie en contact avec le CO₂ humide

Chapitre V

DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

Bilan qualitatif et quantitatif

La qualité de fluide dégagé vers atmosphère au niveau des ballons séparateurs des gaz acides est répertoriée dans le Tableau suivant :

Tableau V.1. Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère (2)

Composants	Unité 10		Unités 5P/6P		Méga train	
	K mole/ h	% molaire	K mole/ h	% molaire	K mole/ h	%molaire
N ₂	-	-	0.01	0.043	-	0,0074
CO₂	18.76	87.09	21.76	94.61	-	94,7779
CH ₄	-	-	0.19	0.83	-	0,7325
C ₂ H ₆	-	-	0.02	0.087	-	0,1293
C ₃ H ₈	-	-	-	-	-	0,0431
IC ₄ H ₁₀	-	-	-	-	-	0,0108
NC ₄ H ₁₀	-	-	-	-	-	0,0108
IC ₅ H ₁₂	-	-	-	-	-	-
NC ₅ H ₁₂	-	-	-	-	-	0,0108
C ₆ H ₁₄	-	-	-	-	-	0,0108
H ₂ O	2.78	21.91	1.02	4.43	-	4,2668
Total humide	21,54	100	23	100	-	100
Débit (kg/h)	825,33		864,5 X 2		3964	
Masse molaire	40,62		42,51		42,687	
Température (C°)	65		35		45	
Pression (bar abs)	1,013		1,34		2,25	
Débit totale(kg /h)	825,33		1729		3964	
Quantité totale kg/h	6518,33					

Interprétation

- Le gaz carbonique et l'eau représentent 99 % du mélange, on peut dire que le mélange est binaire.

V-1 Dimensionnement de l'échangeur 1 :

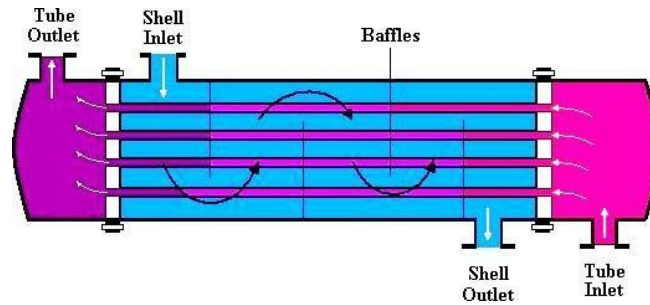


Fig V.1. Schéma d'un échangeur de chaleur

V.1.1. INTRODUCTION

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

Pour réaliser la phase calcul, l'identification des données physiques de base est indispensable.

V.1.2. CARACTERISTIQUES DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR 1

Dans les tableaux N°1 et N°2 nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible

Tableaux V.2. Paramètres d'un échangeur de chaleur

Fluide	Calandre (co ₂)	Tube (H ₂ O)
Débit (LB/hr)	14380 (6523 kg/h)	7716 (3500 kg/h)
Température (°F)	T1=110.3 (43°C) T2=84,2 (29°C)	t1=75,2 (24°C) t2=96,30(36°C)
Masse volumique (lb/ft ³)	0,197	62,41
CP (BTU/lb deg)	0.383	1,03
Viscosité (lb/ft h)	0.038	2.42
Cond(BTU/ ft h)	0.011	0.346

Caractéristiques mécaniques	<i>Les paramètres</i>
Longueur du faisceau	L= 10 ft
Nombre de passe :	
• Calandre	nc=2
• Faisceau	nt=4
Diamètre extérieur	do=0.0625 ft
Diamètre intérieur	di=0.0516 ft
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0.083 ft
Diamètre équivalent	0.078 ft

V.1.3. CALCUL THERMIQUE

Quelque soit le type d'appareil utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques ; (4)

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) \dots \dots \dots (A1)$$

$$Q = 14380 * 0.383 * (110,3 - 84,2)$$

$$Q = 143,746 \cdot 10^3 \text{ btu/hr}$$

Q : puissance thermique de l'appareil (btu/hr)

M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes (lb / hr)

Cp : chaleur spécifique de fluide froid (btu /lb °F)

T1 : température d'entrée cotée tube (°F)

T2 : température de sortie cotée tube (°F)

Calcul de l'écart logarithmique moyen de température

L'étude de l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil s'effectue en supposant que le coefficient global et les chaleurs spécifiques sont constants à tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique.

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_{CHAUD} - \Delta T_{FROID}}{\ln \frac{\Delta T_{CHAUD}}{\Delta T_{FROID}}} \dots\dots\dots (A2)$$

Tableau V.3. valeurs Températures Désirées

Fluide chaud (gaz)	Fluide froid (eau de mer)
T ₁ = 110,3 F ⁰	t ₁ = 75,2 F ⁰
T ₂ = 84,2 F ⁰	t ₂ = 96,3 F ⁰

T₁ : température d'entrée de fluide chaud

T₂ : température de sortie de fluide chaud

t₁: température d'entrée de fluide froid

t₂: température de sortie de fluide froid

$\Delta T_{FROID} = T_2 - t_1 = 84,2 - 75,2 = 9 \text{ F}^0$

$\Delta T_{CHAUD} = T_1 - t_2 = 110,3 - 96,3 = 14 \text{ F}^0$

Nous remplaçons ces deux termes dans (A2) nous obtenons :

$\Delta TLM = 11,32 \text{ F}^0$

Calcul de Facteur de correction :

- $P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{96,3 - 75,2}{110,3 - 75,2} = 0,6$

$P = 0,6$

- $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{110,3 - 84,2}{96,3 - 75,2} = 1,23$

$R = 1,23$

F = 0.8 > 0.75

V.1.3.1. Détermination des températures calorifiques :

Pour la détermination des caractéristiques des deux fluides, il faut connaître les températures calorifiques et qui sont données par les formules suivantes :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_{FROID}}{\Delta T_{CHAUD} - \Delta T_{FROID}} = \frac{11,31 - 9}{14 - 9} = 0,462$$

$$F_c = 0,462$$

- **Coté tube :**

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

$$\Rightarrow t_c = 75,2 + 0,462(96,3 - 75,2) = 84,94^\circ F = 29,4^\circ C .$$

Coté calandre :

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2)$$

$$\Rightarrow T_c = 84,2 + 0,462(110,3 - 84,2) = 96,25^\circ F = 37,7^\circ C$$

Calcul de coefficient de transfert propre :

Pour calculer le coefficient de transfert propre (Up) il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

V.1.3.2. Calcul de la surface disponible :

D'après la formule :

$$Q = U * Ad * \Delta TLM \dots \dots \dots (A3)$$

Q : quantité de chaleur de fluide froid (btu /hr)

U : coefficient de transfert global (btu /hr F⁰ ft²) = 35 btu /hr f⁰ ft²

$$\text{avec } Ad = \frac{Q}{U * \Delta TLM}$$

A.N :

$$Ad = \frac{143.74610^3}{35 * 11.31} = 363.13 \text{ ft}^2$$

$$Ad = 363.13 \text{ ft}^2 = 33.73588 \text{ m}^2.$$

V.1.3.3. Calcul de nombre des tubes :

$$Ad = Nt * \pi * di * L \dots\dots\dots (A4)$$

di : Diamètre intérieur de tube (ft)

L : Longueur de tube (ft)

N : Nombre de tubes

De (A4) on déduit Nt

$$Nt = \frac{Ad}{\pi * di * L}$$

A.N

$$Nt = \frac{363.13}{\pi * 0.0516 * 10} = 224 \text{ tubes}$$

$Nt = 224$ tubes

Calcul de section de passage a_t . (côte tube)

$$a_t = \frac{\pi (di)^2 * Nt}{4 * Nt} \dots\dots\dots (A5)$$

A.N:

$$a_t = \frac{\pi (0.0516)^2 * 224}{4 * 4} = 0.117 \text{ ft}^2$$

$a_t = 0.117 \text{ ft}^2 = 0.010869 \text{ m}^2$.

Calcul de la vitesse massique de fluide froid (G_t) :

$$G_t = \frac{M}{a_t} \dots\dots\dots (A6)$$

G_t : Vitesse massique de fluide froid (lb / hr ft²)

M : débit massique de fluide froid (lb /hr)

a_t : section de passage coté tube (ft²)

A.N:

$$G_t = \frac{7716}{0.117} = 6.594810^4 \text{ lb / ft}^2 \text{ h}$$

$G_t = 6,5948 \cdot 10^4 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr} = 32.2275 \cdot 10^4 \text{ kg/m}^2 \text{ hr}$.

Calcul de nombre de Reynolds Ret :

$$Ret = \frac{Gt * di}{\mu} \dots\dots\dots(A7)$$

Ret : Nombre de Reynolds coté tube

μ : viscosité dynamique de fluide froid (lb/ft hr)

A.N.:

$$Ret = \frac{0.0516 * 6.594810^4}{2.42} = 1406.17$$

Ret= 1405.6 régime laminaire Ret < 2100

Calcul de coefficient de film interne hi (cote tube) :

Pour **Jh = 5**

On déduit le coefficient de film interne hi

$$j^h = \left(\frac{h_i \times d_i}{\lambda} \right) \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{-1} \cdot \phi^{r1}$$

$$et \dots \phi = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

$$\Rightarrow \frac{h_i}{\phi_t} = j^h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(A8)$$

A.N.:

$$h_i = \left(\frac{5.0346}{0.0516} \right) \left(\frac{1.03242}{0.846} \right)^{0.33}$$

hi=

hi = 64.32 btu/F⁰ ft² hr

Ce coefficient est amené à être corrigé en multipliant par le rapport des diamètres

interne et externe

$$h_{io} = h_i * \frac{d_o}{d_i} = 64.32 * \frac{0.0516}{0.0625} = 53.108 BTU / Fft^2h$$

hio = 53.108 btu/F⁰ ft² hr

Calcul de section de passage ac (cote calandre):

$$ac = \frac{dc * (p - do)}{p} * B \dots\dots\dots (A9)$$

di : Diamètre de la calandre (ft)

p : Le pas (ft)

do : Diamètre extérieure de tube (ft)

B : Espacement entre chicanes (ft)

ac : Section de passage (coté calandre) (ft²)

dc : Diamètre de la calandre

V.1.3.4. Calcul d'espacement entre chicanes (B) :

$$L = (Nc + 1) 0.25Dc$$

Nc : Nombre de chicane

$$\text{D'où : } Nc + 1 = \frac{L}{0.25Dc}$$

A.N:

$$Nc = \frac{10}{0.25 * 1.684} + 1 = 25$$

$Nc = 25$ chicanes

$$B = \frac{L}{Nc} = \frac{10}{25} = 0.40 \text{ ft}$$

B = 0.40 ft = 0.12192 m

$$ac = \frac{dc * (p - do)}{p} * B$$

A.N:

$$ac = \frac{1.684 * (0.083 - 0.0625)}{0.083} * 0.40 = 0.166 \text{ ft}^2$$

ac = 0.166 ft² = 0.01542 m² .

Calcul de la vitesse massique GC (coté calandre) :

$$G_c = \frac{M}{ac} \dots\dots\dots (A10)$$

Gc : vitesse massique de fluide chaud (lb /hr ft²)

M : débit massique de fluide chaud (lb/hr)

A.N :

$$G_c = \frac{14380}{0.166} = 8.662610^4 \text{ lb / fthr}$$

Gc= 8.6626 10⁴ lb/ft²hr = 42.332 10⁴ kg/m² hr

Calcul de Reynolds Rec (cote calandre) :

$$Re_c = \frac{G_c * d_e}{\mu} \dots\dots\dots (A11)$$

μ : viscosité dynamique de fluide chaud (lb/ft hr)

d_e : diamètre équivalent (ft)

A.N :

$$Re_c = \frac{8.662610^4 * 0.0625}{0.038} = 1.4247610^5$$

Rec= 1.42476 10⁵ (Régime turbulent)

Jh= 240 On déduit ho:

$$h_o = \frac{\lambda}{D_e} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{\lambda} \right)^{0.33} \times d_h$$

ho= 37.122 btu/F⁰ ft

Donc :

$$U_p = \left(\frac{Q}{A_p} \right) \frac{1}{DTLM} \text{ ou directement}$$

$$U_p = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{37.122 * 53.108}{37.122 + 53.108} = 21.85 BTU / hft^2 F$$

$$U_p = 21.85 \text{ btu/ft}^2\text{F}^0\text{hr}$$

V.1.3.5. calcul de coefficient de transfert sale U_s :

$$U_s = U_p * (1 + R_s * U_p) \dots\dots\dots (A12)$$

$$R_s = R_w + R_t + R_{io}$$

R_w : résistance du métal (ft² hr F⁰ /btu)

R_t : résistance d'encrassement du fluide coté tube (ft² hr F⁰/btu) R_{io} : résistance d'encrassement du fluide coté calandre (ft² hr F⁰/btu) $R_w = 0.000257$ spécifique au métal 70-30 Cu-Ni

$$R_t = \frac{1}{h_{io}} = \frac{1}{53.108} = 0.01882$$

$$R_{io} = \frac{1}{h_o} = \frac{1}{37.122} = 0.0269$$

$$R_s = 0.045986 \text{ ft}^2\text{hrF}^0\text{/btu}$$

A.N:

$$U_s = U_p * (1 + R_s * U_p) = 21.85 (1 + 0.045069 * 21.85)$$

$$U_s = 43.805 \text{ btu/ft}^2\text{F}^0\text{hr}$$

D'après la formule suivante :

$$Q = U_s * F * A_s * \Delta TLM \dots\dots\dots (A13)$$

On déduit la surface requise **143,746 10³ Btu /hr**

$$\Rightarrow A_s = \frac{Q}{U_s * F * \Delta TLM} = \frac{143,74610^3}{0.8 * 11.31 * 43.805} = 362.67 \text{ ft}^2$$

$$A_s = 362.67 \text{ ft}^2 = 33.693 \text{ m}^2.$$

Vérification :

$$\frac{A_d - A_s}{A_s} * 100 = (10\% - 20\%) \text{ Entre les deux pourcentages}$$

A.N:

$$\frac{A_d - A_s}{A_s} = \frac{363.13 - 362.85}{362.85} * 100 = 12.5\% .$$

CALCUL DES PERTES DE CHARGE

Le calcul des pertes de charge est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur. La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

Pertes de charge cotée tube :

L'étude fondamentale de l'écoulement des fluides a permis d'établir la formule de FANNING en régime isotherme pour une longueur droite de tuyauterie de diamètre uniforme.

Dans le cas d'un faisceau d'échange, KERN propose la perte de charge totale à l'intérieur des tubes s'écrira donc

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t l}{d_i \Phi_t} + 2 \right] \text{ kg/cm}^2 \quad \dots\dots\dots(\text{A14})$$

f_t : Facteur de friction = $0.005(\text{Ret})^{-0.33} = 0.005(1406.17)^{-0.33} = 0.00048$

G_t : Vitesse massique de fluide froid

L : Longueur de tube

d_i : Diamètre intérieure de tube.

n_c : Nombre de passes coté calandre.

n_t : Nombre de passes coté tubes.

d : densité du fluide froid (l'eau).

$\Phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.25} = 1$ En régime laminaire.

A.N:

$$\Delta P_t = \frac{(32.227510^4)^2 * 4 * 2}{1.271 * 10^{15} * 1} * \left[\frac{4.8 \cdot 10^{-4} * 3.048}{0.01578} + 2 \right] = 0.001368 \text{ kg/cm}^2$$

$\Delta P_t = 0.001368 \text{ kg/cm}^2 = 0.0194 \text{ psi}$

Pertes de charge cotée calandre

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{cT} G_{cT}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \cdot 10^{15} d' D_e \Phi_c} \text{ kg/cm}^2 \quad \dots\dots\dots(\text{A15})$$

G_c : Vitesse massique de fluide chaud (lb/ft² hr)

N_c : Nombre de chicanes

D_e : Diamètre équivalent (ft)

$\Phi_c = (\mu / \mu_c)^{0.14} = 1$.en régime turbulent.

- **Calcul de F_{cT} :**

$$F_{cT} = 0.013 * (\text{Re } c)^{-0.22} = 0.013 * (1.42476 * 10^5)^{-0.22}$$

$$F_{cT} = 9.5510^{-4}$$

Selon la formule IV-3-2-14

$$\Delta P_c = \frac{2 * 9.55 * 10^{-4} * (42.332 * 10^4)^2 * 0.5132 * 26}{1.27110^{15} * 0.00316 * 0.02377} = 0.04785 \text{ kg / cm}^2$$

$$\Delta P_c = 0.6805 \text{ Psi}$$

INTERPRETATION :

Les résistances au transfert matérialisées par des films, sont d'autant plus faibles que la vitesse de circulation et en conséquence, les nombres de Reynolds sont élevés, ce qui entraîne une réduction de la surface d'échange à prévoir.

La perte de charge côté calandre est très faible en raison de sa vitesse qui est réduite du fait que la circulation est naturelle.

V.2. DIMENSIONNEMENT DES SEPARATEURS GAZ_LIQUIDE

V.2.1. PROCESSUS DE CALCUL DU SEPARATEUR

La séparation gaz- liquide est généralement réalisée en trois étapes :

- La première étape est une séparation primaire, qui utilise un déflecteur de sorte que la quantité de mouvement du liquide entraîné par la vapeur entraîne le plaquage des larges gouttelettes sur le déflecteur et tombent par la suite par gravité.
- La deuxième étape est la séparation secondaire ou les petites gouttelettes descendent par gravité lors du passage de la vapeur dans l'aire de désengagement.
- La troisième et dernière étape est l'élimination des plus petites gouttelettes par coalescence et formation de grosses gouttelettes sur le demister qui tombent par gravité.

Pour la séparation secondaire, la vitesse admissible doit être calculée de sorte

que l'aire (le désengagement puisse être déterminée) [6].

L'équilibre des forces de friction et de gravité sur la gouttelette est donné par :

$$FG = \frac{Mp(P_l - P_v)}{gc \cdot \rho_v}$$

$$FD = \frac{\pi C_p \cdot D_p \cdot U_v \cdot \rho_v}{3g}$$

Les larges gouttelettes de liquide se descendent à une vitesse constante U_T .
Obtenue en égalisant les deux équations précédentes :

$$U_T = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p \cdot (\rho_L - \rho_v)}{3 \cdot C_p \cdot \rho_v}}$$

Donc tant que la vitesse verticale **admissible** est inférieure à la vitesse critique

$U_v \cdot U_T$ (Critique), les gouttelettes de liquide descendent.

Typiquement. La vitesse admissible U_v est comprise entre $0.75U_v$ et $U_v \cdot 0.75U_T$.

L'équation de U_T peut être réarrangée sous la forme de l'équation de **Sauders-Brown** (Ind.Eng.Chem.1934)

$$U_T = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Ou :

$$K = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p}{3 \cdot C_p}}$$

Pratiquement, les toutes petites gouttelettes ne peuvent être séparées par gravité et par coalescence forment de grosses gouttelettes qui peuvent descendre par gravité.

Les dispositifs de coalescence (demister ou éliminateur, métal ou tamis métallique) forcent les gaz de suivre un chemin tortueux et la quantité de mouvement des gouttelettes entraîne leur collision avec d'autres gouttelettes en formant de grosses gouttelettes.

Le diamètre des gouttelettes qui coalescent ne peut être connu avec précision, c'est ainsi que les valeurs de **K** pour la plupart des demister sont empiriques [6].

C'est là qu'intervient le subjectives dans la conception des séparateurs. Les valeurs de **K** données par **GPSA** (Gaz Processing Suppliers Association) sont portées dans le tableau suivant :

$0 < P < 1500$ **Psig**: $K = 0,35 - 0,01 (P - 100) / 100$

Avec : $(P_{sig} + P_{atm} = P_{sia})$

TABLEAU V.4. LES VALEURS DE K POUR LES SEPARATEURS

Séparateur	Valeur de K
Vapeur sous vide	0.2
Solution amine glycol	0.6 à 0.8
Ballon d'aspiration d'un compresseur	$K \cdot 0.7$ à 0,8
Ballon en amont d'un expandeur	$K \cdot 0.7$ à 0,8
Ballon en amont d'un des hydrateur	$K \cdot 0.7$ à 0,8

Remarque : Pour un ballon vertical ou horizontal sans démister divisé $K=K/2$

V.2.2. DEFINITIONS DU HOLD UP TIME ET DU SURGE TIME

1- HOLD UP TIME (TEMPS DE RETENTION)

C'est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal (effluent) au cas où il y a un problème au niveau de l'alimentation du ballon [6].

2- SURGE TIME (TEMPS D'ALARME)

C'est un temps de sécurité que l'on se donne si on a un problème au niveau de l'évacuation du liquide (vanne sortie liquide bloquée en position fermée) [6].

En l'absence de données le surge time peut être pris comme étant la moitié du hold up time.

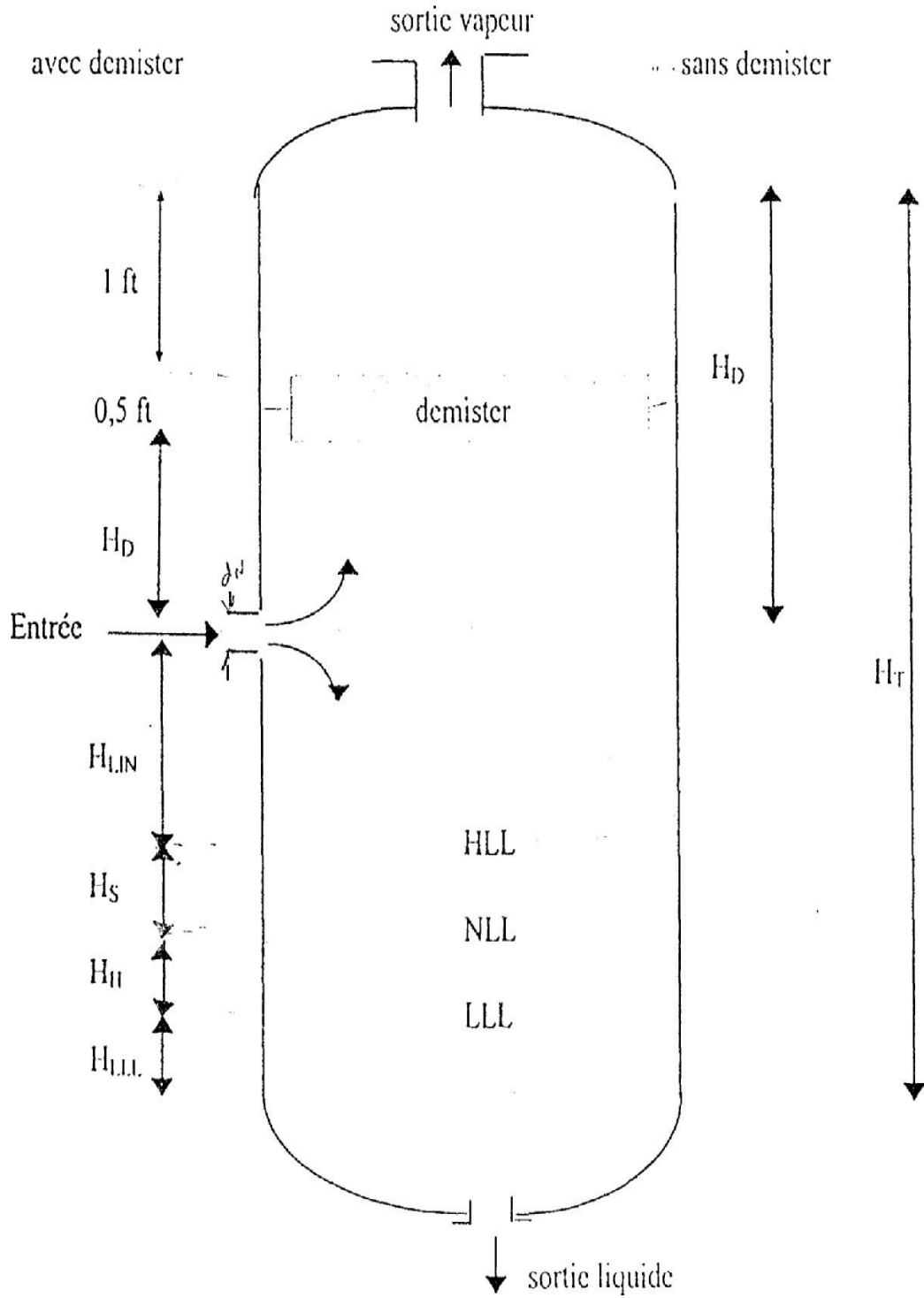


Fig V.2. Ballon de séparation liquide-gaz vertical [6].

CALCUL DE LA VITESSE CRITIQUE DE LA VAPEUR

La vitesse critique est donnée par la relation de **SOUNDERS-BROWN** :

$$U_r = K \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}} \dots\dots\dots (B1)$$

Avec :

K : coefficient de SOUNDERS-BROWN déterminé à partir du tableau (B2).

CALCUL DU DEBIT VOLUMIQUE DE LA VAPEUR Q_v

$$Q_v = \frac{W_v}{3600 \cdot \rho_v}$$

C'est l'équation B3

CALCUL DU DIAMETRE DU SEPARATEUR D

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot U_v}} \dots\dots\dots (B4)$$

Ceci étant le diamètre du demister et le diamètre intérieur du ballon D doit être légèrement plus large.

$$D = D_{VD} + 6inch \dots\dots\dots (B5)$$

Remarque : s'il n y a pas de demister $D = D_{VD}$

CALCUL DU DEBIT VOLUMIQUE DU LIQUIDE Q_L

$$Q_L = \frac{W_L}{3600 \cdot \rho_L} \dots\dots\dots (B6)$$

SELECTIONTION DU HOLD UP TIME ET LE SURGE TIME

Pour faire le choix du Hold up time et surge time, on utilise le tableau (V.9)

TABLEAU V.5. RECOMMANDATION POUR LE CHOIX DU HOLD UP TIME ET DE SURGE TIME EN FONCTION DU SERVICE DU BALLON [6].

	Hold up time (mn) NLL-LLL	Surge time (mn) NLL-HLL
A. Ballon d'alimentation d'une unité.	10	5
B. Ballon séparateur alimentant :		
1. Une colonne ;	5	3
2. Un autre ballon ou réservoir		
▪ avec une pompe à travers un échangeur ;	5	2
▪ sans pompe	2	1
3. Alimentation d'un four	10	3
C. Ballon accumulateur (reflux- produit)		
1. Reflux uniquement	3	2
2. Reflux plus produit	3 +	2 +
(+ temps de rétention approprié pour le produit de tête voir B)		
D. Fond de colonne		
1. Alimentation d'une autre colonne	5	2
2. Alimentation d'une autre colonne		
▪ Avec pompe ou à travers un échangeur	5	2
▪ sans pompe	2	1
E. Ballon d'aspiration d'un compresseur		
	▪	3 mn entre HLL et HLSD (Entre alarme et fermeture) ;
	▪	10 mn entre ligne de soudure du fond et l'alarme HLL.
F. Ballon de torche	20 à 30 mn à HLL	

CALCUL DU VOLUME DE HOLD UP TIME

$$V_H = T_H * Q_L \dots\dots\dots (B7)$$

CALCUL DU VOLUME DE SURGE UP TIME

$$V_S = T_S * Q_L \dots\dots\dots (B8)$$

CALCUL DE LA HAUTEUR MINIMALE DU LIQUIDE H_{LLL}

Il se calcule, on utilisant le tableau V.6

TABLEAU V.6. LES VALEURS DE H_{LLL} EN FONCTION DE DIAMETRE

	H _{LLL}		
	Vertical		Horizontal
Diamètre	< 300 psi	> 300 psi	
≤ 4 ft	15 in	6 in	9 in
6 ft	15 in	6 in	10 in
8 ft	15 in	6 in	11 in
10 ft	6 in	6 in	12 in
12 ft	6 in	6 in	13 in
16 ft	6 in	6 in	15 in

CALCUL DE LA HAUTEUR H_H DU HOLD UP TIME

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad \text{..... (B9)}$$

CALCUL DE LA HAUTEUR H_s DU SURGE

$$H_s = \frac{V_s}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad \text{..... (B10)}$$

CALCUL DE LA HAUTEUR H_{LIN}

$$H_{LIN} = 12 + d_N \quad (\text{en inch}) \text{ avec déflecteur à l'entrée} \dots\dots\dots (B11)$$

$$H_{LIN} = 12 + \frac{1}{2} d_N \quad (\text{en inch}) \text{ sans déflecteur à l'entrée}$$

(4.2.11)

Avec **d_N** est le diamètre de la tubulure d'entrée, il se calcule comme suit :

$$d_m = \left(\frac{4Q_m}{\pi \times 60 \times \sqrt{P_m}} \right)^{1/2} \dots\dots\dots (B12)$$

Q_m est le débit moyen :

$$Q_m = Q_L + Q_V \dots\dots\dots (B13)$$

Et :

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_V \cdot (1 - \lambda) \dots\dots\dots (B14)$$

Et **λ** le facteur du liquide dans le courant biphasique est donné par :

$$\lambda = \left(\frac{Q_L}{Q_L + Q_V} \right) \dots\dots\dots (B15)$$

CALCUL DE LA HAUTEUR DE DESENGAGEMENT DE LA VAPEUR H_D

Il se calcul comme suit :

$$H_D \quad (\text{sans demister}) = \textit{minimum} \left[\begin{array}{l} 0.5 \cdot D \\ (36 + \frac{1}{2} d_N) \end{array} \right] \dots\dots\dots (B16)$$

$$H_D \quad (\text{avec demister}) = \textit{minimum} \left[\begin{array}{l} 0.5 \cdot D \\ (24 + \frac{1}{2} d_N) \end{array} \right] \dots\dots\dots (B17)$$

Remarque: Il faut rajouter une hauteur (H_{ME}) 1.5 ft (0.5 ft pour la largeur du demister et 1 ft du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon).

Donc : $H_{ME} = 1.5$ ftsi il y a un demister

$H_{ME} = 0$ ft sans demister

CALCUL DE LA HAUTEUR TOTALE DU BALLON SEPARATEUR H_T

$$H_T = H_{LL} + H_H + H_S + H_{LN} + H_D + H_{ME} \dots\dots\dots (B18)$$

VERIFICATION

Il faut vérifié que $\frac{H_T}{D} \leq 1.5 \dots\dots\dots (B19)$

V.2.2. ETUDE DE NOTRE CAS

V.2.2.1. DIMENSIONNEMENT DES SEPARATEURS LIQUIDE_GAZ VERTICAUX

TABLEAU V.7. DONNEES SEPARATEURS DESIREES :

<i>Pression de service</i>	0.96 bars	13.92 psi
<i>Masse volumique du liquide</i>	1004.5 Kg/m ³	62.708 lb/ft ³
<i>Masse volumique du vapeur</i>	1.6418 Kg/m ³	0.10249 lb/ft ³
<i>Débit massique du vapeur</i>	6486 Kg/h	14300 lb/h
<i>Débit massique du liquide</i>	37.29 Kg/h	82.20 lb/h
<i>Température d'entrée</i>	29°C	84.20°F

A). Calcul de la vitesse critique de la vapeur

La vitesse est donnée par l'équation U_r :

Pour déterminer K on utilise le tableau (IV.8). $0 < P < 1500$ Psig: $K = 0,35 - 0,01 (P - 100) / 100$

Donc : $K = 0.36$

$$U_r = K \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}} \dots\dots\dots (B19)$$

D'où : $U_T = 8.897$ ft/s

Fixer : $U_v = 0.75 U_T$

$U_v = 0.75 U_t = 0.75 * 8.897 = 6.67$ ft / s

B). Calcul du débit volumique de la vapeur

$$Q_v = \frac{W_v}{3600 * \rho_v} \dots\dots\dots (B20)$$

W_v : le débit massique de la vapeur

A partir de l'équation (V.2.2) on obtient :

$Q_v = 38.75$ ft³/s

C). Calcul du diamètre du séparateur

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot U_v}} \dots\dots\dots (B21)$$

A partir de l'équation (4.2.3) on obtient :

D_{VD} = 2.72 ft

Ceci étant le diamètre du demister et le diamètre du ballon **D** doit être légèrement plus large.

D = D_{VD} + 6 inch

D = 3.22 ft

Remarque : s'il n'y a pas de demister D = D_{VD}

D). Calcul du débit volumique du liquide

$$Q_L = \frac{W_L}{3600 * \rho_L}$$

Q_L = 0.000364 ft³/s

Q_L = 0.0218 ft³/min

Sélectionner le **hold up time** et le **surge time**

T_H = 3min

E). Calcul du volume de hold up time (Temps de rétention) :

$$V_H = T_H * Q_L \dots\dots\dots (B22)$$

V_H = 0.0654 ft³

F). Calcul le volume de surge up time (Temps d'alarme) :

$$V_s = T_s * Q_L \dots\dots\dots (B23)$$

avec T_s = T_H / 2

V_s = 0.0327 ft³

G). Calculer la hauteur minimale du liquide

D'après le (TABLEAU IV.10)

H_{LLL} = 15in = 1.25 ft

I). Calculer la hauteur du hold up time

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \dots\dots\dots (B24)$$

H_H = 0.008 ft .

J). Calculer la hauteur du surge up time

$$H_s = \frac{V_s}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \dots\dots\dots (B24)$$

H_s = 0.004 ft

K). Calculer la hauteur HLIN

$$Q_m = Q_L + Q_v \dots\dots\dots (B25)$$

Q_m = 38.75 + 0.000364 = 38.7503 ft³

Q_m = 38.7503 ft³

$$\lambda = \left(\frac{Q_L}{Q_L + Q_v} \right) \dots\dots\dots (B26)$$

λ = 0.93 10⁻⁵

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_v \cdot (1-\lambda) \dots\dots\dots (B27)$$

A partir de l'équation (B27) on obtient :

ρ_m = 1.102 lb/ft³

$$d_m = \left[\frac{4Q_m}{\pi \times 60 \times \sqrt{P_m}} \right]^{1/2} \dots\dots\dots (B28)$$

donc :

$d_N = 0.82 \text{ ft}$

$$H_{LIN} = 12 + d_N \quad (\text{en inch}) \text{ avec déflecteur à l'entrée} \dots\dots\dots (B29)$$

Donc : **$H_{LIN} = 12.82 \text{ in}$**

L). Calcul de la hauteur de désengagement de la vapeur

$$H_D \text{ (avec demister)} = \text{minimum} \begin{cases} 0.5 \cdot D \\ (24 + \frac{1}{2} d_N) \dots\dots\dots \end{cases} (B30)$$

on obtient :

$H_D = 1.61 \text{ ft} \dots\dots\dots \text{minimum}$

Remarque : il faut rajouter une hauteur H_{ME} égale 1.5 ft, 0.5 ft pour la largeur du demister et 1 ft du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon.

Donc : **$H_{ME} = 1,5 \text{ ft}$** si il y a un **demister**

M). Calculer la hauteur totale du ballon séparateur

$$H_T = H_{LL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} \dots\dots\dots (B31)$$

on obtient :

$H_T = 17.2 \text{ ft}$

N). Vérification que H_T/D est supérieur à 1,5

$$\frac{H_T}{D} = \frac{17.2}{3.22} = 5.34.$$

$$\frac{H_T}{D} > 1.5 \quad \text{Vérifier.}$$

INTERPRETATION

Les différents calculs de dimensionnement du ballon séparateur, montrent que celui-ci peut assurer la rétention du liquide en tête de colonne

V.3. Dimensionnement du compresseur

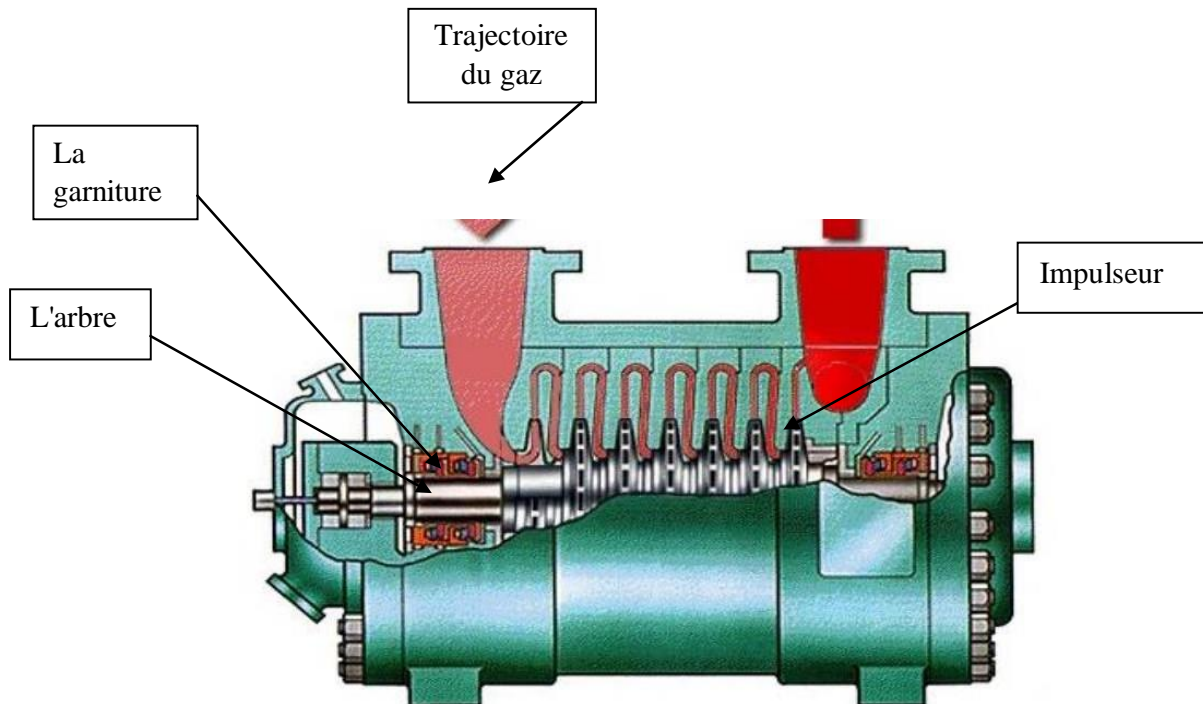


Fig V.3. Schéma d'un compresseur

V.3.1. Introduction :

La compression des gaz a un objectif de base, la livraison d'un gaz sous une pression supérieure à la pression existant à l'origine. La compression est effectuée pour différentes raisons :

- ❖ Pour transmettre de la puissance.
- ❖ pour transporter et distribuer un gaz, comme dans les pipelines de gaz naturel
- ❖ pour produire et maintenir des niveaux de pression réduits dans de nombreuses applications
- ❖ pour créer des conditions plus favorables à certaines réactions chimiques

Le compresseur dans notre installation est utilisé pour élever la pression de **0.96 bar** à **3 bars**. Il s'appelle aussi une moto-soufflante pour les faibles pressions.

Le dimensionnement du compresseur va permettre la détermination des conditions de fonctionnement ainsi que le travail adiabatique et poly tropique fourni et la puissance adiabatique.

V.3.2. Calculs des performances des compresseurs centrifuges

Pour effectuer la sélection d'un compresseur sans refroidissement il est nécessaire de disposer des données suivantes :

1. Caractéristiques du gaz
2. Condition d'admission et pression de refoulement
3. Type d'entraînement
4. Condition de fonctionnement du système d'entraînement
5. Toute considération particulière ou toutes limitations dues au procédé, aux conditions atmosphériques environnement ou à la présence d'unités parallèles

Les données :

Débit massique (m) = 6486kg/hr = 1.8016kg /s = 94.20 lb/lb-mole

Pression d'aspiration (P_1) = 0.96 bar

Température d'aspiration (T_1) = 29° C

Pression de refoulement (P_2) = 3bars

V.3.3. Calcul de l'exposant adiabatique théorique à l'admission

(K_1) :

- **Détermination du nombre d'étage**

Le nombre d'étages du compresseur est déterminé à partir de l'équation

$$S = 1.43 \times \text{Log} \left(\frac{P_2}{P_1} \right)$$

Donc: $S = 1.43 \times \text{Log} \dots\dots\dots C1$

D'où P1=0,9 Bar et P2=3 Bars

S= 1, Un seul étage

S=1étage

- **Calcul de pression et de température réduite :**

P₁=0.9 bar

T₁=302 K

Et d'après l'encyclopédie des gaz on trouve les valeurs suivantes pour T_C et P_C

$T_C=304.22K ; P_C=74bar$

Donc : $T = \frac{T_1}{T_C} = \frac{543.6}{547.6} = 0.993..... C2$

$P = \frac{P_1}{P_C} = \frac{13.05}{681.67} = 0.019$

$T_r = 0.993$

$P_r = 0.019$

on obtient : $Z=0.995$

V.3.4. Calcul de débit volumétrique à l'admission (V_1) :

$p_{co_2} = 0.96(bars)$

$T_{co_2} = 29(c^{\circ})$

Donc :

$\rho_1 = \frac{MP_1}{8.3145T_1Z_1}$

$\rho = \frac{2005.002 * 94.20}{0.995 * 543.6 * 1545.12} = 0.2259lb / ft^3$

$V_1 = \frac{masse}{\rho_1}$

A.N

$V_1 = \frac{14300}{0.2259} = 63275.4 ft^3 / hr$

Obtient le rendement poly tropique estimé $\eta_p = 0.74$

avec $\eta_{ad} = 0.70$

V.3.5. Calcul de refoulement:

1. Calcul de l'exposant adiabatique (K) :

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

A.N :

$$k = \frac{37.24}{37.24 - 8.314}$$

$$k = 1.284$$

2. Calcul de l'exposant poly tropique (γ_1)

$$\gamma_1 = \frac{K_1 - 1}{K_1}$$

$$\gamma_1 = \frac{1.284 - 1}{1.284}$$

$$\gamma_1 = 0.221$$

3. Calcul de rapport de compression (r)

$$r = P_2 / P_1$$

A.N :

$$r = \frac{3}{0.9}$$

$$r = 3.125$$

4. Estimation de la température de refoulement initiale

$$T_2 = T_1 + \eta_{ad} \frac{T_1}{0.74} [r^{\gamma_1} - 1]$$

A.N :

$$(T) : T_2 = 302 + \frac{302}{0.74} [3.125^{0.221} - 1]$$

$$T_2 = 418.86K$$

$$T_2 = 145.71^\circ C$$

5. Calcul le travail de compression :

A/ calcul de travail poly tropique :

On déduit :

$$W_p = \frac{Z.R.T1}{M \cdot \frac{n-1}{n}} \cdot [(P2)]^{y-1} \dots\dots\dots C3$$

$$W_p = \frac{0.995 * 8.314 * 302}{0.22 * 42.73} \cdot [(3.125)^{0.22} - 1] = 75.71 \text{ kJ } / \text{ kg}$$

Ou bien : $W_p = 32.56 \text{ btu } / \text{ lb}$

B/ Calcul de travail isentropique :

Lorsque l'exposant adiabatique moyen (K_a) est utilisé au lieu de l'exposant poly tropique moyen (n), le travail de compression isentropique (W_{ad}) est obtenu:

$$W_{ad} = \frac{\eta_{ad}}{\eta_p} W_p$$

$$W_{ad} = 75.71 * \frac{0.70}{0.74} = 71.61 \text{ KJ } / \text{ kg}$$

6. Calcul de la hauteur de charge :

La hauteur de charge poly tropique est utilise car elle permet d'utiliser le rendement hydraulique. Ce rendement donne une image vraie des pertes de compresseur indépendamment du rapport de compression

a/ Calcul de la hauteur polytropique (H_p) :

$$H_p = \frac{W_p}{g} \dots\dots C4$$

A.N:

$$H_p = \frac{75.71 * 10^3}{9.8} = 7725 \text{ m}$$

$$H_p = 25344.41 \text{ ft.}$$

b/ Calcul de la hauteur adiabatique (H_{ad})

$$H_{ad} = \frac{W_{ad}}{g}$$

A.N :

$$H_{ad} = \frac{71.61 * 10^3}{9.81} = 7299m$$

$$H_{ad} = 23946.78.ft.$$

7. Calcul de la puissance de compression

$$P = \frac{m(kg/s)W_{ad}(Nm/kg)}{1000\eta_{ad}} \dots\dots\dots 5$$

A.N:

$$P = \frac{1.8016 * 71.61 * 10^3}{1000 * 0.70}$$

$$P = 184.3kj/s$$

$$P = 184.3KW$$

INTERPRETATION

D'après les résultats obtenus par simulation, on déduit que les valeurs sont proches de celles obtenues par les calculs donc le dimensionnement convient aux choix des équipements. Le compresseur peut donc assurer la compression totale des produits de tête de la colonne.

V.4. Dimensionnement Echangeur 2

V.4.1. INTRODUCTION :

Après avoir comprimée notre charge de CO₂ ce dernier sort a une température élevée c'est pour cela l'installation d'un autre échangeur est indispensable pour récupérer ces calories et pour véhiculée notre CO₂ a une température relativement ambiante environ 30°C au client exigeant.

V.4.2. CARACTERISTIQUES DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR

Dans les tableaux N°V.8.a et N°V.8.b nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible

Tableaux V.8.a. Caractéristiques Echangeur 2

Fluide	Calandre (co ₂)	Tube (H ₂ O)
Débit (LB/hr)	14380	8000
Température (°F)	T1=290 (143,2°C) T2=86 (30°C)	t1=75,2 (24°C) t2=177 (80,48°C)
Masse volumique (lb/ft ³)	0,197	62,41
CP(BTU/lb deg)	0.383	1,03
Viscosité (lb/ft h)	0.038	2.42
Cond(BTU/ ft h)	0.011	0.346

CALCUL THERMIQUE

Quel que soit le type d'appareil utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques :

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) \dots \dots \dots (D1)$$

$$Q = 14380 * 0.383 * (289.7 - 86)$$

$$Q = 1121.888 \cdot 10^3 \text{ btu/hr}$$

Q : puissance thermique de l'appareil (btu/hr)

M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes (lb / hr)

Cp : chaleur spécifique de fluide froid (btu /lb °F)

T1 : température d'entrée côté tube (°F)

T2 : température de sortie cotée tube (°F)

1) Calcul de l'écart logarithmique moyen de température :

L'étude de l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil s'effectue en supposant que le coefficient global et les chaleurs spécifiques sont constants à tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique.

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{CHAUD} - \Delta T_{FROID}}{\ln \frac{\Delta T_{CHAUD}}{\Delta T_{FROID}}} \dots\dots\dots(D2)$$

Tableau V.8. b. Caractéristiques de Températures Echangeur 2

Fluide chaud (gaz)	Fluide froid (eau de mer)
T ₁ = 290 F ⁰	t ₁ = 75 F ⁰
T ₂ = 86 F ⁰	t ₂ = 177 F ⁰

T₁: température d'entrée de fluide chaud

T₂: température de sortie de fluide chaud

t₁: température d'entrée de fluide froid

t₂: température de sortie de fluide froid

$\Delta T_{FROID} = T_2 - t_1 = 86 - 75 = 11 F^0$

$\Delta T_{CHAUD} = T_1 - t_2 = 290 - 177 = 113 F^0$

Nous remplaçons ces deux termes dans D1 nous obtenons :

$\Delta T_{LM} = 43.78 F^0 = 6.5 \text{ } ^\circ C$

2) Calcul de Facteur de correction :

- $P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{177 - 75}{290 - 75} = 0.47$

$P = 0,47$

- $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{290 - 86}{177 - 75} = 2$

$R = 2$

Pour $F = 0.8 > 0.75$ on déduit que notre échangeur est de type 3passes coté calandre.

3) Calcul de coefficient de transfert propre :

Pour calculer le coefficient de transfert propre (U_p) il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

a) Calcul de la surface disponible :

D'après la formule :

$Q = U * Ad * \Delta TLM..... (D3)$

Q : quantité de chaleur de fluide froid (btu /hr)

U : coefficient de transfert global (btu /hr $F^0 ft^2$) =40 btu /hr $f^0 ft^2$, d'après l'annexe 10

On tire $Ad = \frac{Q}{U * \Delta TLM}$

A.N :

$Ad = \frac{1121.88810^3}{40 * .43.78} = 640.63 ft^2$

Ad= 640.63 ft^2 = 59.51 m^2 .

Tableau V.9. Caractéristiques Mécaniques Echangeur 2

Caractéristiques mécaniques	Les paramètres
Longueur du faisceau	L= 10 ft
Nombre de passe	
Calandre	nc=3
Faisceau	nt=6
Diamètre extérieur	do=0.0625 ft
Diamètre intérieur	di=0.0516 ft
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0.083 ft
Diamètre équivalent	0.078 ft

b) Calcul de nombre des tubes :

$$Ad = Nt * \pi * di * L \dots\dots\dots (D4)$$

di : Diamètre intérieur de tube (ft)

L : Longueur de tube (ft)

N : Nombre de tubes

$$Nt = \frac{Ad}{\pi * di * L}$$

A.N

$$Nt = \frac{640.63}{\pi * 0.0516 * 10} = 396.tubes$$

Nt = 396 tubes.

c) Calcul de section de passage at (cote tube)

$$at = \frac{\pi (di)^2 * Nt}{nt * 4} \dots\dots\dots (D5)$$

A.N:

$$at = \frac{\pi (0.0516)^2 * 528}{6 * 4} = 0.138 ft^2$$

at= 0.138 ft² = 0.01282 m²

d) Calcul de la vitesse massique de fluide froid (Gt) :

$$Gt = \frac{M}{at} \dots\dots\dots (D6)$$

Gt : Vitesse massique de fluide froid (lb / hr ft²)

M : débit massique de fluide froid (lb /hr)

at : section de passage coté tube (ft²)

A.N:

$$Gt = \frac{8000}{0.138} = 5.79710^4 lb / ft^2h$$

Gt= 5.797 10⁴ lb/ft²hr = 28.3293 10⁴ kg/m² hr.

e) Calcul de nombre de Reynolds Ret :

$$Ret = \frac{Gt * di}{\mu} \dots\dots\dots (D7)$$

Ret : Nombre de Reynolds coté tube
 μ : viscosité dynamique de fluide froid (lb/ft hr)

A.N.:

$$Ret = \frac{0.0516 * 5.79710^4}{2.42} = 1236.07$$

Ret= 1236 régime laminaire Ret < 2100

f) Calcul de coefficient de film interne hi (cote tube) :

On trouve pour L/D=190 et Ret=1236 on trouve Jh = 4

On déduit le coefficient de film interne hi

$$j_h = \left(\frac{h_i d_i}{\lambda} \right) \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{-\frac{1}{3}} \phi_t^{-1} \quad \phi_t = (\mu/\mu_t)^{0,14}$$

$$\Rightarrow \frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \quad c : \phi_t = 1 \dots\dots\dots (D8)$$

A.N.:

$$hi = \frac{4 * 0.346 * (1.03 * 2.42)^{0.33}}{0.0516 \left(\begin{array}{c} | \\ 0.346 \end{array} \right)}$$

hi = 51.46 btu/F⁰ ft² hr

Ce coefficient est amené à être corrigé en multipliant par le rapport des diamètres

interne et externe

$$hio = hi * \frac{di}{do} = \frac{51.46 * 0.0516}{0.0625} = 42.48 BTU / Fft^2h$$

hio = 42.48 btu/F⁰ ft² hr
--

g) Calcul de section de passage ac (cote calandre):

$$ac = \frac{dc * (p - do)}{p} * B \dots\dots\dots (D9)$$

d_i : Diamètre de la calandre (ft)

p : Le pas (ft)

d_o : Diamètre extérieure de tube (ft)

B : Espacement entre chicanes (ft)

ac : Section de passage (coté calandre) (ft²)

dc : Diamètre de la calandre

➤ **Calcul d'espacement entre chicanes (B) :**

- Calcul de nombre de chicanes (Nc)

$$L = (Nc + 1) 0.25 Dc$$

Nc : Nombre de chicane

$$D'où : Nc + 1 = \frac{L}{0.25 Dc}$$

A.N:

$$Nc = \frac{10}{0.25 * 2.187} + 1 = 20$$

$Nc = 20$ chicanes

$$B = \frac{L}{Nc} = \frac{10}{20} = 0.5185 \text{ ft}$$

B = 0.5185 ft = 0.1580 m

$$ac = \frac{dc * (p - do)}{p} * B$$

A.N:

$$ac = \frac{2.187 * (0.083 - 0.0625)}{0.083} * 0.5185 = 0.280 \text{ ft}^2$$

ac = 0.280 ft² = 0.0260 m².

h) Calcul de la vitesse massique Gc (Coté calandre) :

$$G_c = \frac{M}{ac} \dots\dots\dots (D10)$$

Gc : vitesse massique de fluide chaud (lb /hr ft²)

M : débit massique de fluide chaud (lb/hr)

A.N :

$$G_c = \frac{14380}{0.280} = 5.13510^4 \text{ lb / fthr}$$

Gc= 5.135 10⁴ lb/ft²hr = 25.0938 10⁴ kg/m² hr

i) Calcul de Reynolds Rec (cote calandre) :

$$Re_c = \frac{G_c * de}{\mu} \dots\dots\dots (D11)$$

μ : viscosité dynamique de fluide chaud (lb/ft hr)

de : diamètre équivalent (ft)

A.N :

$$Re_c = \frac{5.13510^4 * 0.0625}{0.038} = 8.446910^4$$

Rec= 8.4469 10⁴ (Régime turbulent)

Jh= 175 On déduit ho:

$$ho = \frac{\lambda}{De} * \left(\frac{cp * \mu}{\lambda} \right)^{0.33} * Jh = 175 \frac{0.011}{0.078} * \left(\frac{0.383 * 0.038}{0.011} \right)^{0.33} = 27.091 BTU / Fhft^2$$

ho= 27.091 btu/F⁰ ft

Donc :

$$U_p = \left(\frac{Q}{A_p} \right) \frac{1}{DTLM} \text{ ou directement}$$

$$U_p = \frac{ho * hio}{ho + hio} = \frac{27.091 * 42.487}{27.091 + 42.487} = 23.228.BTU / hft^2 F$$

Up= 23.228 btu/ft²F⁰hr

5) calcul de coefficient de transfert sale Us :

$$Us = Up*(1+ Rs *Up) \dots\dots\dots(D12)$$

$$Rs = Rw + Rt + Rio$$

Rw : résistance du métal (ft² hr F⁰ /btu)

Rt : résistance d'encrassement du fluide coté tube (ft² hr F⁰/btu)

Rio : résistance d'encrassement du fluide coté calandre (ft² hr F⁰/btu)

Rw = 0.000257 propre au métal 70-30 Cu-Ni

$$Rt = \frac{1}{h_{io}} = \frac{1}{42.487} = 0.02355$$

$$Rio = \frac{1}{h_o} = \frac{1}{27.091} = 0.03691$$

Rs= 0.0607 ft²hrF⁰/btu

A.N:

$$Us = Up*(1+ Rs *Up) = 23.228 (1+0.0607*23.228)$$

Us= 55.979 btu/ft²F⁰hr

D'après la formule suivante :

$$Q = Us * F * As * \Delta TLM \dots\dots\dots(D13)$$

On déduit la surface requise **1121.888 10³ Btu /hr**

$$\Rightarrow As = \frac{Q}{Us * F * \Delta TLM} = \frac{1121.88810^3}{0.8 * 43.78 * 55.979} = 572.21 ft^2$$

As= 572.21 ft² = 53.16 m².

Vérification :

$$\frac{Ad - As}{As} * 100 = (10\% - 20\%) \text{ Entre les deux pourcentages}$$

A.N:

$$\frac{Ad - As}{As} = \frac{640.63 - 572.21}{572.21} * 100 = 11.95\% . \text{ Cette résultat vérifie notre calcule de}$$

L'échangeur (3-6)

V.4.3. CALCUL DES PERTES DE CHARGE

Le calcul des pertes de charge est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur. La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de

Circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

a) Pertes de charge cotée tube :

L'étude fondamentale de l'écoulement des fluides a permis d'établir la formule de FANNING en régime isotherme pour une longueur droite de tuyauterie de diamètre uniforme.

Dans le cas d'un faisceau d'échange, KERN propose la perte de charge totale à l'intérieur des tubes s'écrira donc

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t l}{d_i \varnothing_t} + 2 \right] \text{ kg/cm}^2 \dots\dots\dots(D14)$$

f_t : Facteur de friction = $0.005(\text{Ret})^{-0.33} = 0.005()^{-0.33} = 0.000477$

G_t : Vitesse massique de fluide froid

L : Longueur de tube

d_i : Diamètre intérieure de tube.

n_c : Nombre de passes coté calandre.

n_t : Nombre de passes coté tubes.

d : densité du fluide froid (l'eau).

$\Phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.25} = 1$ en régime laminaire.

A.N:

$$\Delta P_t = \frac{(28.329310^4)^2 * 3 * 6}{1.271 * 10^{15} * 1} * \left[\frac{4.77 \cdot 10^{-4} * 3.048}{0.01578} + 2 \right] = 0.002377 \text{ kg/cm}^2$$

$\Delta P_t = 0.002377 \text{ kg/cm}^2 = 0.0338 \text{ psi}$

b) Pertes de charge cotée calandre

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{cT} G_{cT}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \cdot 10^{15} d' D_e \varnothing_c} \text{ kg/cm}^2 \dots\dots\dots(D15)$$

G_c : Vitesse massique de fluide chaud (lb/ft² hr)

N_c : Nombre de chicanes

D_e : Diamètre équivalent (ft)

$\Phi_c = (\mu / \mu_c)^{0.14} = 1$. En régime turbulent.

- **Calcul de F_{cT} :**

$$F_{cT} = 0.013 * (\text{Re } c)^{-0.22} = 0.013 * (8.4469 * 10^4)^{-0.22}$$

$$F_{cT} = \mathbf{1.0710^{-3}}$$

Selon la formule IV-3-2-14

$$\Delta P_c = \frac{3 * 1.07 * 10^{-3} * (25.0938 * 10^4)^2 * 0.6667 * 21}{1.27110^{15} * 0.00316 * 0.02377} = 0.0296 \text{ kg / cm}^2$$

$$\Delta P_c = \mathbf{0.4216 \text{ Psi}}$$

INTERPRETATION

Les résistances au transfert matérialisées par des films, sont d'autant plus faibles que la vitesse de circulation et en conséquence, les nombres de Reynolds sont élevés, ce qui entraîne une réduction de la surface d'échange à prévoir.

La perte de charge cotée calandre est très faible en raison de sa vitesse qui est réduite du fait que la circulation est naturelle.

Les résultats du dimensionnement confirment l'installation d'un échangeur faisceaux calandre à trois (03) passes cotée calandre et six (06) passes cotée tubes.

V.5. Dimensionnement des conduites

V.5.1. Introduction

Pour le dimensionnement des conduites de gaz il est nécessaire de faire les calculs des pertes de charges linéaire et singulière.

On peut calculer la chute de pression dans un écoulement compressible

(Vapeur) à partir les formules de DARCY, tout en faisant l'hypothèse que les pertes par accélération et par frottement sont négligeables, et en faisant intervenir un débit massique (Plutôt que volumique comme pour les liquides)

V.5.2 Le calcul des pertes de charges linéaires

a) l'expression de perte de charge :

$$\boxed{P_{100} = 62530 \frac{fw^2}{d^5 \rho}} \quad (\text{bar}/100\text{mètre}) \dots\dots\dots (E1)$$

b) la formule de densité massique:(système CGS)

$$\boxed{\rho = \frac{(MW)P}{8314(T)Z}} \dots\dots\dots (E2)$$

f : Facteur de frottement de DARCY

W : Débit à la température d'écoulement (*kg h*)

ρ : Densité massique de fluide (*kg/m³*)

d : Diamètre intérieur de tube

MW : La masse molaire

p : Pression (*kpa*)

T : température (*°K*)

Z : facteurdecompressibilité

c) la formule de Reynolds :

$$R_e = 3.54 * 10^4 \frac{W}{dv} \dots\dots\dots (E3)$$

u ...2.837 Cst

$$Re_t = 35410^4 \frac{1233}{15.4 * 2.837} = 1.012110^6$$

$$Re_t = 1.0211 10^6$$

D'après le nombre de Reynolds, le régime est turbulent car Re>2000.

d) Détermination de $\frac{\epsilon}{D}$

Re= 1.0211 10⁶ et l'acier commercial on obtient :

$$\frac{\epsilon}{D} = 0.0003 \text{ et ; } f = 0.008$$

D'après la méthode de DARCY on peut calculer les formules précédentes on tient compte de la pression et de la température moyenne après le mixer là ou en récolte tous les débits sont :

$$p_{co_2} = 2.97(\text{bars})$$

$$T_{co_2} = 30(c^\circ)$$

Donc :

$$\rho_{\text{mélange}} = \frac{PM_w}{RTZ}$$

$$M_w = M_{wco_2} * \rho_{co_2} + M_{wh_2o} * \rho_{h_2o} = 44.01 * 0.87 + 18 * 0.13 = 40.62 \text{ g /mole}$$

$$M_w = 94.20 \text{ lb/ lb-mole}$$

e) Calcul de Z:

$$\rho = \frac{3 * 40.6210^2}{0.995 * 303 * 8.314} = 3.813 \text{ kg / m}^3 = 0.3004 \text{ Lb/ft}^3$$

$$Pr = \frac{P}{P_c} = \frac{43.07}{1074} = \frac{2.97}{74.05} = 0.040$$

$$Tr = \frac{T}{T_c} = \frac{545.67}{547.58} = \frac{86}{87.91} = 0.97$$

le Z=0.995

Les résultats obtenus de calcul de perte de charge par la méthode de DARCY sont:

$$P_{100} = 62530 \frac{f_w^2}{d^5 \rho} P_{100} = \frac{62530 * 0.008(6486)^2}{(152)^5 * 3.813} = 0.068 \text{kg} / \text{cm}^2$$

P100= 0.967psi / 100 m

P300= 2.901 psi / 300 m

P3000= 29.01 psi / 3000 m

V.5.3. Le calcul des pertes de charges singulières

La formule utiliser pour le calcul de perte de charge singulière est :

$$\Delta H_{\text{coude } 90^\circ} = K \left(\frac{V^2}{2g} \right) \dots\dots\dots (E4)$$

▪ **Calcul de K :**

Pour un coude de 90° on à la formule suivante :

$$K = 30 f_r$$

Avec: f_r : le facteur de frottement

$$f_r = 0.0145 \text{ donc :}$$

$$K = 30 * 0.0145 = 0.435$$

K= 0.435

Le débit volumique est donné par la formule suivante:

$$Q = V * S \Rightarrow V = \frac{Q}{S}$$

$$\text{Avec: } S = \pi \frac{D^2}{4} = \frac{\pi(0.152)^2}{4} = 0.018 \text{ft}^2$$

S= 0.0184ft²

Le diamètre de la conduite égale a

D (ft)= 0.194ft

$$\text{Donc } V = \frac{6486 / 3.813 * 3600}{0.0184}$$

$$V = 25,67 \text{ m/s}$$

En remplaçant dans la formule (E4) :

$$\Delta H = k \frac{V^2}{2g}$$

A.N :

$$\Delta H = 0.435 * \frac{(25.6)^2}{2 * 9.81}$$

$$\Delta H = 14.62 \text{ m}$$

$$\Delta P = \rho * g * \Delta H = 3.813 * 9.8 * 14.62 = 546.9 \text{ kg/m s}^2$$

$$\Delta P = 0.777 \text{ psi} = 0.053 \text{ bar}$$

V.5.4. Calcul de la perte de charge totale

$\Delta P_T =$ pertes de charge singulières + pertes de charge linéaires

$$\Delta P_T = 0.777 + 29.01 = 29.7 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 29.7 \text{ Psi} = 2.047 \text{ bars}$$

Interprétation

Au fur et à mesure que la pression diminue à cause de la résistance aux conduites et aux raccords et soupapes, et du frottement qu'il engendre, le gaz se dilate et sa vitesse s'accroît.

VI.1. Introduction

Pour la mise en œuvre de ce projet le financement de l'étude et de la réalisation seront à la charge de notre complexe (fournisseur du produit).

Cette étude économique va nous permettre d'évaluer la rentabilité du projet, et le temps d'amortissement.

VI.2. Coûts d'investissement :

Afin de déterminer approximativement le budget de financement de ce projet on a inclus dans nos calculs les principaux équipements et tuyauteries indiqués dans le tableau VI.1 et les estimations financières pour sa réalisation. Les résultats de ces calculs sont répertoriés dans le tableau suivant :

NB : C'est une estimation d'ordre de grandeur APPROXIMATIVE.

Tableau VI.1. Les estimations financières pour la réalisation du projet

Équipements	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Compresseurs	2	55000000	110000000,00
Ballon	1	6560000	6560000,00
Vannes	3	200000	1400000,00
Tuyauteries (m)	3000	10000	50000000,00
Echangeur 1	1	18300000	18300000
Echangeur 2	1	11700000	11700000,00
Montant total des équipements			177160000,00
Montage	45,00%		79722000
Montant total d'investissement			256 882 000,00

Le coût de la réalisation est environ **257 millions** de dinars algériens.

VI.3. GAINS

Les gains financiers en cas de réalisation de ce projet doivent être déterminés en fonction du prix de vente actuel du gaz carbonique. Au niveau des producteurs du gaz carbonique telle que l'entreprise nationale des gaz industriels (**ENGI**) le prix de vente est de cinquante six dinars le kilogramme (56 DA/Kg).

Calcul du prix de vente à 20 dinars le kg

Nous avons estimé le prix de vente à 20 dinars le kilogramme de CO₂.

TABLEAU VI.2. PRIX DE REVIENT

Taux de production	Quantité de CO ₂ (kg/an)	Prix de vente (Dinars /kg)	Prix de revient (Dinars /an)
100%	51 369 120	<u>20</u>	1 027 382 400

Tableau VI.3. Calcul des gains pour la première année

Investissement (DA)	Dépenses totales (DA)	Prix total de vente (DA)	Gains (DA)
256 882 000,00	106 349 148,00	931 303 436,00	658 332 524,55

Tableau VI.4. Calcul de la VAN

	A	B	C	D	E	F	G	H
Année	Dépense	Produit	Amortissement	Totale des charges	Résultat avant impôts	Impôts	Résultat du Projet	Valeur Nette actualisée « CAF »
1	100000000	900000000	12850000	112850000	787150000	Exonéré	787150000	800000000
19	100000000	900000000	12850000	112850000	787150000	Exonéré	787150000	800000000
20	100000000	900000000	12850000	112850000	787150000	Exonéré	787150000	800000000

On considère la valeur des charges y compris la masse salariale, l'entretien annuel des installations, l'énergie électrique.....Etc. égale à 100.000.000,00 DA

La vente du produit annuel égale à 900.000.000 DA au lieu de 1 027 382 400 DA

Sur la base des données antérieures, on trouve :

Pour une durée d'exploitation de 20 Ans et taux d'actualisation estimé à 10% ; on trouve :

$$C = I_0 / 20 = 257000000 / 20$$

$$D = A + C$$

$$E = B - D$$

$$G = E - F$$

$$CAF = C + G$$

$$VAN = CAF \cdot (1 - (1+i)^{-20}) / i - I = 800000000 \times (1 - (1,1)^{-20}) / 0,1 - 257000000 = 6.553.850.976,00 \text{ DA}$$

IV.5. Calcul du délai de récupération du capital investi DR

Année	CAF	Comptabilité à jour	Cumul
1	800000000	727272727,30	727272727,30
2	800000000	661157024,80	1388429752,10
3	800000000	601051840,70	1989481592,80
4	800000000	546410764,30	2535892357,10
5	800000000	496737058,40	3032699415,50
6	800000000	451579144,00	3484208559,50
7	800000000	410526494,60	3894735054,10
8	800000000	373205904,20	4267940958,30
9	800000000	339278094,70	4607219053,00
10	800000000	308434631,50	4915653685,50
11	800000000	280395119,60	5196048804,10
12	800000000	254906454,20	5450953458,30
13	800000000	231731503,80	5682684962,10
14	800000000	210665003,40	5893349965,50
15	800000000	191513639,50	6084863605,00
16	800000000	174103308,60	6258966913,60
17	800000000	158275735,10	6417242648,70
18	800000000	143887031,90	6561129680,60
19	800000000	130806392,70	6691936073,30
20	800000000	118914902,40	6810850975,70

Comptabilité à jour est égale à $CAF (1+i)^{-t} \text{Exp} - P$ d'où le i est égale à 10%

$$DR = 12X (727272727,30 - 257000000) / 727272727,30 \\ = 07 \text{ Mois et } 23 \text{ Jours}$$

Interprétation

Les résultats des calculs indiqués dans le tableau ci-dessus nous permettent de conclure qu'avec un prix de 20 DA le kg de CO₂ on peut :

- Réaliser un gain d'environ sept cent millions de dinars à la fin de la première année d'exploitation.
- On a trouvé la VAN (valeur actuelle nette) égale à 6.553.850.976,00 DA, c'est un gain très important qui induit une rentabilité du projet.
- Le paramètre DR (délais de récupération du capital investi) est rapide qui

nous permet de récupérer le montant investi en moins d'une année d'exploitation et qui est de l'ordre de 07 Mois et 23 Jours.

- La création de postes d'emploi permanents.

CONCLUSION GENERALE :

La récupération d'une quantité importante de gaz carbonique CO₂ à savoir **(6486kg/h)** qui est actuellement rejetée vers l'atmosphère au niveau des sections de décarbonatation de gaz naturel au sein du complexe GL1/K et sa valorisation a motivé notre étude.

Pour cette raison nous avons proposé une nouvelle installation de récupération de CO₂ qui se compose de quatre équipements essentiels, cette dernière comprend:

- Un échangeur¹ ayant les caractéristiques suivantes :
 - Type TEMA (AFL) (2-4) ;
 - nombre de tube = 224;
 - surface d'échange = $363.13 \text{ ft}^2 = 33.735 \text{ m}^2$.
 - coefficient de convection de l'eau = $53.108 \text{ btu/F}^0 \text{ ft}^2 \text{ hr}$;
 - coefficient de convection du CO₂ = $37.122 \text{ btu/F}^0 \text{ ft}$;
 - perte de charge coté tubes = $0.0194 \text{ psi} = 0.00133 \text{ bar}$.
 - perte de charge coté calandre = $0.6805 \text{ psi} = 0.0469 \text{ bar}$.

- Un ballon séparateur :
 - vitesse critique de la vapeur = $6.67 \text{ ft} / \text{s} = 2.0330 \text{ m/s}$.
 - hauteur minimale du liquide = $1.25 \text{ ft} = 0.381 \text{ m}$.
 - diamètre du séparateur = $3.22 \text{ ft} = 0.9814 \text{ m}$.
 - hauteur du séparateur = $17.2 \text{ ft} = 5.242 \text{ m}$.

- Un compresseur centrifuge :
 - A un seul étage ;
 - volume d'aspiration = $63275.4 \text{ ft}^3 / \text{hr} = 1791.76 \text{ m}^3 / \text{h}$
 - température sortie compresseur = 145°C ;
 - travail adiabatique = 10069.6 Watt ;
 - efficacité adiabatique = 70% ;
 - efficacité polytropicque = 74% .
 - puissance théorique adiabatique = 184.3 KW ;

- Un échangeur² :
 - Un type TEMA (AFL) (3-6) ;
 - Un nombre de tube égal 396 tubes;
 - Une surface d'échange égale à $640.63 \text{ ft}^2 = 59.51 \text{ m}^2$
 - Un coefficient de convection de l'eau égal à $42.48 \text{ btu/F}^0 \text{ ft}^2 \text{ hr}$;
 - Un coefficient de convection de CO₂ égal à $27.091 \text{ btu/F}^0 \text{ ft}$;
 - Une perte de charge coté tubes soit de $0.0338 \text{ psi} = 0.00233 \text{ bar}$
 - Une perte de charge coté calandre soit de $= 0.4216 \text{ psi} = 0.029 \text{ bar}$

➤ La conduite :

- Diamètre = 6 in = 0.1524 m
- Pertes de charges singulières $\Delta P = 0.117 \text{ psi} = 0.053 \text{ bar}$;
- Perte de charge totale $\Delta P_T = 29.7 \text{ psi} = 2.047 \text{ bars}$.

La mise œuvre de cette étude ne présente aucun impact sur le bon fonctionnement des trains de liquéfaction, et permet au complexe :

- la récupération de ses rejets qui contribue d'une façon importante à la protection de l'environnement par la réduction des gaz à effet de serre ;
- la valorisation du gaz carbonique rejeté vers l'atmosphère au niveau des sections de traitement de gaz naturel ;
- une entrée financière supplémentaire très importante annuel soit de **658 332 524,55 DA** ; et un cumul de gain de **6553850976 DA** durant 20 an d'exploitation de notre installation, avec un délais de récupération de quelque mois d'exploitation.