

Faculty of Sciences and Technology

كلية العلوم والتكنولوجيا

Department of Process Engineering

سم هندسة الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2026

ق م : / ج م.ك.ع.ت // 2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES

Option: GÉNIE PÉTROCHIMIQUE

THÈME

Problèmes opérationnels du ballon de séparation dans la section déshydratation

Présenté par

- 1- LAADJEL Taha Yacine
- 2- SAHRAOUI Ledda

Soutenu le/06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	MEZOUAGH Amina	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	KHELLADI Malika	MCA	Université de Mostaganem

Remerciements

Nous tenons tout d'abord à remercier Allah le tout puissant et miséricordieux qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.

Nous voudrions présenter nos remerciements à notre encadrante Dr. KHELLADI MALIKA. Nous voudrions également lui témoigner notre gratitude pour sa patience et son soutien qui nous a été précieux afin de mener notre travail.

Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury Dr. MOHAMMED SEGHIR ZAHIRA et Dr. MEZOUAGH ANNA pour l'intérêt qu'elles ont porté à notre recherche en acceptant de juger notre travail et de l'enrichir par leurs propositions. Nos remerciements vont à Monsieur BEN SALEH chef de zone ainsi que Messieurs DERKAOUI YAHIA et BOUBOU du complexe QN11/3 pour leurs aides précieuses, leurs conseils et leurs disponibilités.

Nous tenons également à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce mémoire.

Dédicaces

On dédie ce mémoire :

À nos parents pour leur amour inestimable, leur confiance, leur soutien, leurs sacrifices et toutes les valeurs qu'ils ont su nous inculquer.

À nos sœurs et frères pour leur tendresse, leur complicité et leur présence.

À tous les amis pour leur gentillesse.

Liste des abréviations et grandeurs :

DCS : système de contrôle numérique

RCH : Raffinage et Chimique

NAFTEC : Société nationale de production des produits pétroliers

ENIP : Entreprise Nationale des Industries Pétrochimiques

APCI : Air Product Chemical Incorporation

TG : Turbine à Gaz

GN : Gaz Naturel

MEA : MonoéthanoAmine

MCR : Multi composant réfrigérant

GNT : Gaz Naturel traité

GNL : Gaz Naturel liquéfié

MP : Moyenne pression

BP : Base pression

HHL : Très haut niveau

HL : Haut niveau

LL : Bas niveau

PIC : pouvoir calorifique inférieur

FUELGAZ : combustible gazeux

PSV: Punto diScambio Virtual (point d'échange virtuel)

PCS : Pouvoir calorifique supérieur

GOR : Gaz-OilRatio

T : Température

Tr : Température réduire

Ts : Température de surge

T_H : Température de rétention

T_{cm} : Température critique du mélange

U_a : Vitesse admissible des vapeurs

U_v : Vitesse verticale des vapeurs

V_{cm} : Volume critique du mélange

V_s : Volume de surge (**d'alarme**)

V_H : Volume de rétention

X_v : Vanne de sécurité

X : Fraction liquide

Y : Fraction vapeur

Z : Coefficient de compressibilité de gaz naturel

D : Diamètre du ballon séparateur

E_c : Energie critique

H_s : Hauteur de surge

M_w : Masse moléculaire du gaz naturel

P : Pression de gaz naturel

P_s : Pression de service

P_r : Pression réduite

P_{cm} : Pouvoir du mélange

Q_v : Débit volumique du gaz

Q_L : Débit volumique du liquide

R : Constante du gaz

S : Section de passage ppm : partie par million

R° : Degré Rankine

atm : Atmosphérique

ft³/sec : pied cube par seconde

Table des matières

Remerciements

Dédicaces

Introduction Générale 1

Chapitre I

I.1. Introduction	5
I.2. Données significatives	5
I.3. L'Activité Aval de SONATRACH	6
I.4. Situation géographique	6
I.5. Localisation et Configuration	6
I.6. Organisation	8
I.7. Organigramme	9

Chapitre II

II.1. Zone utilité.....	11
II.1.1. Production de vapeur	11
II.1.2. Production d'électricité.....	12
II.1.3. Circuit eau de mer.....	12
II.1.4. Production d'eau dessalée	12
II.1.5. Electro-Chloration	12
II.1.6. Production d'azote.....	12
II.1.7. Production d'air comprime.....	12
II.1.8. Réseau de gaz combustible	13
II.2. Zone process.....	13
II.2.1. Section (01) : Décarbonatation	13
II.2.2. Section (02) Déshydratation	15
II.2.3. Section (03) : Boucle propane	17
II.2.4. Section (04) : Séparation des lourds	17
II.2.5. Section (05) : Boucle MCR	18
II.2.6. Section (06) : Liquéfaction	18
II.2.7. Section (07) : Déméthanisation	19
II.2.8. Section (08) : Dééthanisation	19
II.2.9. Section (09) : Dépropanisation.....	20
II.2.10. Section (10) : Débutanisation	20

II.3. Zone stockage et chargement.....	21
II.3.1. Stockage du GNL	21
II.3.2. Stockage de la gazoline	22
II.3.3. Chargement.....	22
II.4. Caracteristiques physico-chimiques des principaux fluides utilisés.....	23
II.4.1. Alimentation en gaz naturel.....	23
II.4.2. Gaz naturel liquéfié produit	24
II.4.3. Multi Composant Réfrigérant (MCR)	24
II.4.4. Paramètres de service du Propane	25
II.4.5. Paramètres de service de la vapeur d'eau	25

Chapitre III

III.1. Theorie de separation.....	27
III.1.1. Introduction	27
III.1.2. Principales opérations de séparation	27
III.1.3. Objectifs de la séparation	28
III.1.4. Principes physiques de séparation.....	29
III.2. Définition d'un séparateur.....	30
III.3. Constitution des séparateurs.....	30
III.4. Différents types de séparateurs	30
III.5. Ballon séparateur au niveau de la section déshydratation du complexe	38
III.6. Paramètres de fonctionnement selon le design	43

Chapitre IV

IV.1. Introduction.....	46
IV.2. Paramètres de fonctionnement selon le design	47
IV.3. Dimensionnement d'un séparateur vertical liquide-vapeur	47
IV.3.1. Calcul de la vitesse verticale liquide-vapeur.....	47
IV.3.2. Correction par la pression	48
IV.3.3. Calcul du débit volumique de la vapeur Q_V	51
IV.3.4. Calcul du diamètre du séparateur D	51
IV.3.5. Calcul de débit volumique du liquide Q_L	52
IV.3.6. Calcul du volume de rétention V_H	53
IV.3.7. Calcul du volume du surge V_s	53
IV.3.8. Calcul de la hauteur minimale du liquide H_{LLL}	53

IV.3.9. Calcul de la hauteur du hold up H_H	53
IV.3.10. Calcul de la hauteur du surge H_s	53
IV.3.11. Calcul de la hauteur H_{LIN}	53
IV.3.12. Calcul de la hauteur de dégagement de la vapeur H_D :.....	54
IV.3.13. Calcul de la hauteur totale H_T :	54
IV.3.14. Vérification si H_T/D est supérieure à 1.5 :	54
IV.3.15. Résultats du dimensionnement du ballon séparateur :	55
IV.3.16. Interprétation des résultats :	56

Chapitre V

V.1.Paramètres de simulation :	58
V.2.Masse d'eau à éliminer :.....	59
V.3.Calcul de la capacité d'adsorption nécessaire :	59
V.4.Estimation de la durée de vie du tamis moléculaire :.....	60

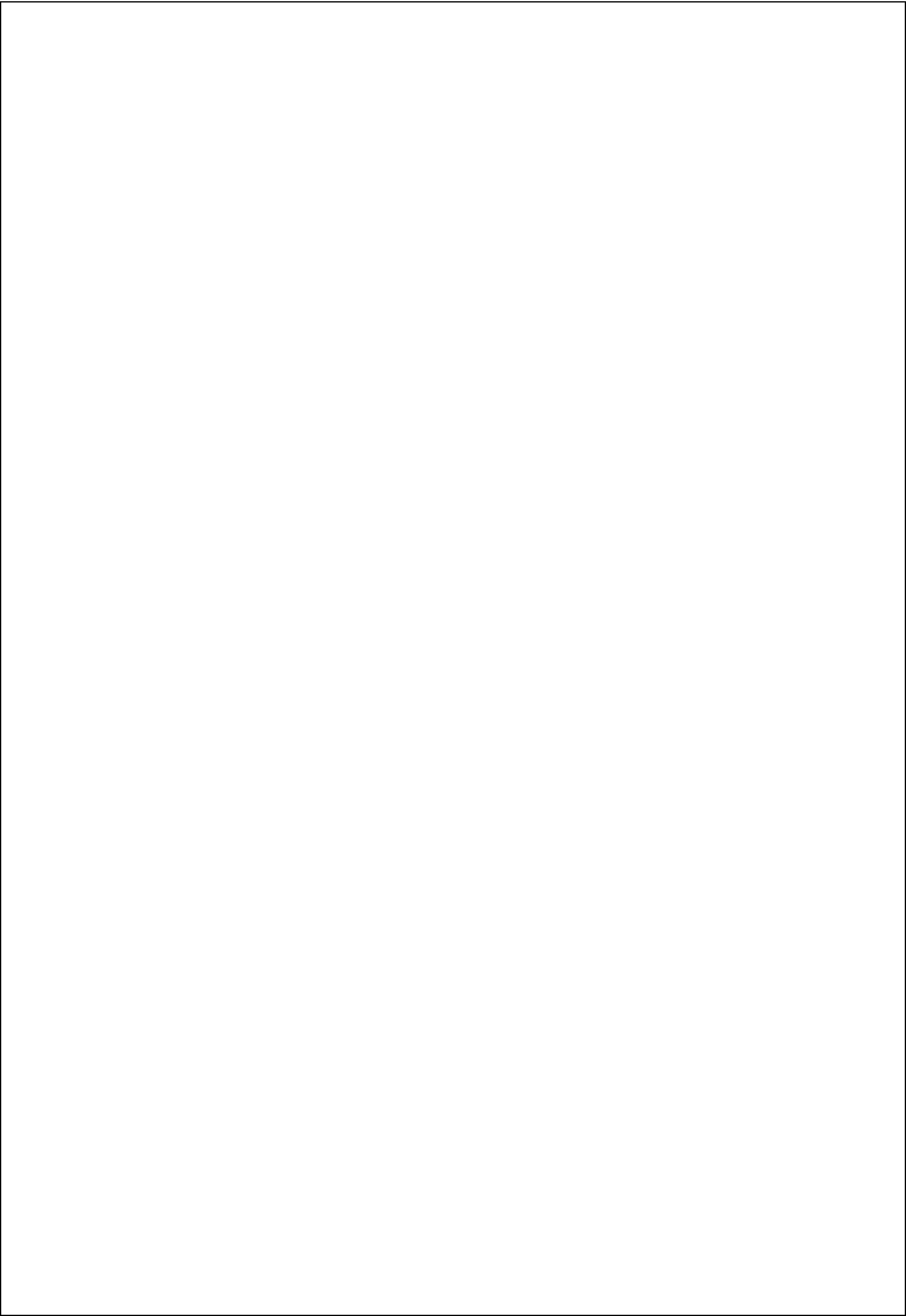
Conclusion.....	63
------------------------	-----------

Recommandations	63
------------------------------	-----------

Annexes

Liste des tableaux :

Tableau	II.1 :	Composition	du	Gaz	
Naturel.....					23
Tableau	II.2 :	Composition	du	Gaz	Naturel liquéfié
.....					24
Tableau	II.3 :	Composition			du
MCR.....					24
Tableau	II.4 :	Paramètres	de	service	du
Propane					25
Tableau	II.5 :	Paramètres	de	service	de la vapeur
d'eau					25
Tableau	III.1 :	Critères	de	choix	d'un
séparateur.....					35
Tableau	III.2 :	Type de séparateur	en	fonction	du diamètre des
particules.....					36
Tableau	IV.1 :	Résumé des propriétés physico-chimique	des	composants	du gaz
naturel.....					48
Tableau	IV.2 :	Résultats du calcul de dimensionnement	du	ballon	séparateur.....
					53
Tableau	IV.3 :	Dimensions	des	ballons	séparateurs.....
					53
Tableau	V.1 :	Paramètres			de
simulation.....					56
Tableau	V.2 :	Estimation de la durée de vie	du	tamis	moléculaire.....
					58



Liste des figures :

Figure I.1 : Plan général du Complexe GL1/Z.....	8
Figure I.2 : L'organigramme du complexe GL1/Z.....	9
Figure II.1: section de décarbonatation.....	14
Figure II.2 : La section déshydratation au niveau de GL1/Z.....	16
Figure II.3 : Schéma de principe de production.....	22
Figure III-1 : Ballon vertical avec un démister horizontal.....	31
Figure III-2 : Ballon vertical avec un démister vertical.....	31
Figure III-3 : Ballon horizontal avec un démister horizontal.....	32
Figure III-4 : Ballon horizontal avec deux compartiments.....	33
Figure III-5 : Ballon sphérique avec un démister horizontal.....	34
Figure III.6 : Ancien ballon séparateur.....	39
Figure III.7 : Nouveau ballon séparateur.....	39
Figure III.8 : Le principe de la coalescence.....	42
Figure III.9 : les cartouches coalescence.....	42
Figure IV.1 : Design de la section de déshydratation au niveau de GL1/Z.....	44

Figure IV.2 : Schéma simplifié de la section déshydratation au niveau de GL1/Z.....44

Figure IV.3: Schéma montrant la disposition des diamètres D et DVD.....49

Figure IV.4 : Ballon séparateur liquide /gaz.....50

Figure V.1 : Simulation d'une partie de la section déshydratation par HYSYS.....56

ABSTRACT

This project was developed at the **Arzew GLI/Z** natural gas liquefaction complex as part of a specialized LNG training program.

This study, conducted within the complex, enabled us to understand the natural gas liquefaction process.

After removing **CO₂** in the decarbonation section, the treated natural gas passes through the dehydration section to remove any traces of water that could solidify in the cryogenic equipment of the natural gas liquefaction section.

The problem that has arisen recently in the dehydration section of the **LNG1/Z** complex is the degradation of the molecular sieves in the dryers caused by the entrainment of a high-water content in the natural gas at the separator outlet (dryer inlet). The carryover of water to the dryers is due to poor separation at the separator.

The technical study we conducted identifies the probable causes of this carryover through a sizing calculation of the separator vessel.

Our calculations revealed that this water carryover is caused by the under sizing of the old separator vessel installed in liquefaction trains **100, 200, and 400**.

It is important to note that the under-sizing issue does not occur in trains **300, 500, and 600**, where the new separator vessels are installed.

The technical-economic study shows that the new separator vessel extends the service life of the molecular sieves in the dryers and reduces the cost of **LNG** production.

Keywords: Separation flask, Dehydration, Molecular sieve, Natural gas processing, Liquefaction.

الملخص

تم إعداد هذا المشروع في مجمع تسييل الغاز الطبيعي في أرزيو (GLI/Z) في إطار دورة تدريبية متخصصة في مجال الغاز الطبيعي المسال.

وقد مكنتنا هذه الدراسة التي أجريت داخل المجمع من فهم عملية تسييل الغاز الطبيعي .

بعد إزالة ثاني أكسيد الكربون في قسم إزالة الكربونات، يمر الغاز الطبيعي المعالج عبر قسم التجفيف بهدف إزالة أي أثر للماء الذي قد يتجمد في المعدات المبردة في قسم تسييل الغاز الطبيعي.

المشكلة التي ظهرت منذ بعض الوقت، في قسم التجفيف بمجمع GNL1/Z ، هي تدهور الغريبال الجزئي للمجففات بسبب جرف نسبة عالية من الماء من الغاز الطبيعي عند مخرج الفاصل (مدخل المجفف).

ويعود سحب الماء نحو المجففات إلى سوء الفصل في الفاصل.

تُظهر الدراسة الفنية التي أجريناها، من خلال حساب أبعاد خزان الفاصل، الأسباب المحتملة لهذا الانجراف .

من خلال حساباتنا، وجدنا أن هذا الانجراف المائي ناتج عن صغر حجم خزان الفاصل القديم المركب في خطوط التسييل 100 و200 و400 .

ومن المهم الإشارة إلى أن مشكلة الحجم غير الكافي لا توجد في خطوط الإنتاج 300 و500 و600 حيث تم تركيب خزانات الفصل الجديدة.

تُظهر الدراسة الفنية والاقتصادية أن الخزان الفاصل الجديد يطيل من عمر الغريبال الجزئي للمجففات ويخفض تكلفة إنتاج الغاز الطبيعي المسال.

الكلمات المفتاحية: قارورة الفصل، التجفيف، المنخل الجزئي، معالجة الغاز الطبيعي، التسييل.

RÉSUMÉ

Ce projet a été effectué au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel **d'Arzew GLI/Z** dans le cadre du projet de fin d'étude en **GNL**.

Cette étude réalisée au sein du complexe nous a permis de comprendre le procédé de liquéfaction du gaz naturel.

Après avoir éliminé le **CO₂** dans la section de décarbonatation, le gaz naturel traité passe à travers la section de déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques de la section de liquéfaction du gaz naturel.

Le problème qui se pose depuis quelques temps, au niveau de la section déshydratation du complexe **GNL1/Z**, est la dégradation des tamis moléculaires des sécheurs causée par l'entraînement d'une forte teneur en eau du gaz naturel à la sortie du séparateur (entrée du sécheur).

L'entraînement de l'eau vers les sécheurs est dû à une mauvaise séparation au niveau du séparateur.

L'étude technique que nous avons menée montre par un calcul de dimensionnement du ballon séparateur et les causes probables à cet entraînement.

A travers nos calculs, on a trouvé que cet entraînement d'eau est causé par le sous dimensionnement de l'ancien ballon séparateur installé au niveau des trains de liquéfaction **100,200 et 400**.

Il est important de préciser que le problème de sous dimensionnement ne se pose pas dans les trains **300,500 et 600** où les nouveaux ballons séparateurs sont installés.

L'étude technico-économique montre que le nouveau ballon séparateur augmente la durée de vie du tamis moléculaire des sécheurs et réduit **le coût de production de GNL**.

Les mots clés : Ballon séparation, Déshydratation, tamis moléculaire, traitement du gaz naturel, liquéfaction.



INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction Générale :

Avec la croissance démographique mondiale et les problèmes environnementaux causés par le charbon et le pétrole, la demande mondiale de gaz naturel augmentera plus rapidement que celle des combustibles fossiles d'ici **2035 [1]**.

Le gaz naturel est un combustible fossile propre et de haute qualité. Il jouait un rôle Important pendant longtemps, jusqu'à ce que la société humaine atteigne un niveau de développement Qui en fait un élément clé pour obtenir une énergie sûre, propre et moderne **[2]**.

L'importance du gaz naturel se manifeste plus que jamais : les défis posés aux écosystèmes, le renforcement de la sécurité énergétique et l'intensification de la concurrence ont entraîné une hausse de la demande de gaz naturel et une augmentation continue de l'offre et des infrastructures, afin de garantir un approvisionnement en gaz Naturel à des prix compétitifs. Cette demande croissante génère d'importants financements et stimule l'intérêt pour la recherche sur tous les aspects de la chaîne d'approvisionnement du gaz naturel, dans le but d'en faire une source d'énergie efficace et économique **[3]**.

Le séchage (**déshydratation**) du gaz naturel est une étape essentielle pour garantir la qualité de l'énergie extraite, car il permet d'éliminer l'humidité et les impuretés susceptibles d'affecter l'efficacité de son utilisation. Face à la demande mondiale croissante de gaz naturel, le développement des technologies de séchage performantes revêt une importance grandissante, contribuant à améliorer la performance environnementale et à réduire l'impact négatif sur le climat. Dans un contexte de préoccupations croissantes concernant l'impact des combustibles fossiles, le séchage du gaz naturel est crucial pour promouvoir un développement énergétique durable, soutenir la sécurité énergétique mondiale et offrir des solutions énergétiques propres et efficaces **[4]**.

Le travail qui nous a été confié, dans le cadre de notre projet, est de vérifier le dimensionnement du ballon séparateur (**G787**) afin de réaliser une séparation efficace à celle obtenue par l'ancien séparateur dans le but d'améliorer la production de **GNL**.

Le manuscrit est composé de plusieurs chapitres :

Chapitre I : est consacré à la présentation du complexe GNL1/Z, localisation et organigramme.

Chapitre II : couvre les différentes étapes du procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GNL1/Z.

Chapitre III : Le problème qui se pose depuis quelques temps, au niveau de la section déshydratation du complexe **GNL1/Z**, est la dégradation des tamis moléculaires des sécheurs causé par l'entraînement d'une forte teneur en eau du gaz naturel à la sortie du séparateur (entrée du sécheur).

Chapitre IV : L'étude technique que nous avons menée montre par un calcul de dimensionnement du ballon séparateur, les causes probables à cet entraînement.

A travers nos calculs, on a trouvé que cet entraînement d'eau est causé par le sous dimensionnement de l'ancien ballon séparateur installé au niveau des trains de liquéfaction **100,200 et 400**.

Il est important de préciser que le problème de sous dimensionnement ne se pose pas dans les trains **300,500 et 600** où les nouveaux ballons séparateurs sont installés.

Chapitre V : L'étude technico-économique montre que le nouveau ballon séparateur augmente la durée de vie du tamis moléculaire des sécheurs et réduit **le coût de production de GNL**.

CHAPITRE I
PRESENTATION DU
COMPLEXE $GL_1/\mathbb{Z}$

I.1. Introduction :

Le complexe industriel de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z) est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation de l'hydrocarbure, exploitée par la société **SONATRACH en Algérie**.

La transformation des hydrocarbures est une des activités de l'entreprise **SONATRACH** depuis plus de trois décennies, est l'une des caractéristiques exemplaires de son développement dans le secteur industriel énergétique.

La liquéfaction du gaz naturel GNL, industrie induite par l'émergence du marché mondial du gaz, fait partie de cette branche d'activité, le site de production de GNL exploité par **SONATRACH** à **BETHIOUA (Arzew)**, à l'Ouest du pays, est composé de trois Complexes dénommés par codifications : **GL1/Z, GL2/Z et GL4/Z**. Leurs implantations font partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région, une des plus importantes concentrations industrielles du pays.

Comme toute création industrielle d'envergure, le complexe **GL1/Z** a franchi des étapes qui ont autant d'événements marquant de son histoire récente.

Le **16 juin 1973**, le défunt président **Houari Boumediene** posa la première pierre pour la construction de l'usine. En charge du projet, et pour le compte de **SONATRACH**, la société américaine **BECHTEL**, engage les travaux de réalisation Le **20 février 1978**. Cinq années après, le complexe entre en production et les premières livraisons de **GNL** sont effectuées à destination des **Etats Unis**.

Janvier 1993, les travaux du projet de rénovation du complexe sont lancés, avec comme objectifs : la fiabilité, la sécurité et l'augmentation à 110% de la capacité de production de l'unité par l'installation d'un système de contrôle numérique (**DCS**) vu sa conception en redondance des modules stratégiques qui a conduit à l'amélioration de sa fiabilité, de la vitesse d'exécution d'où l'augmentation de la production [6].

I.2. Données significatives :

- ✚ Un potentiel humain hautement qualifié.
- ✚ Une législation très attractive et très compétitive en matière d'hydrocarbures.
- ✚ Des bassins sédimentaires à haut potentiel largement sous exploitation.
- ✚ Une expertise après **30 années** dans le domaine de l'exploitation et du développement des champs.
- ✚ Une grande expérience dans l'industrie du gaz.

- ✚ Une situation géo économique privilégiée, avoisinant l'important marché de l'**Union Européenne** et ouverte sur le reste du monde.
- ✚ Une liste de références très importante en matière de partenariat.

I.3. L'Activité Aval de SONATRACH :

Elle a pour missions essentielles d'exploiter les unités existantes de liquéfaction de gaz naturel et de séparation des **GPL**, de mettre en œuvre le plan de développement de l'Aval pétrolier et gazier et suivre la gestion du portefeuille des filiales et participations confié au Holding **RCH** (Raffinage et Chimie). Elle englobe :

- ✚ Quatre complexes de liquéfaction de gaz naturel **GNL**.
- ✚ Deux complexes de séparation des **GPL**.
- ✚ Trois filiales de production industrielle : **NAFTEC (Raffinage)**, **ENIP (Pétrochimie)** Et **HELIOS (Hélium)**.
- ✚ Trois filiales de service : **SOMIZ (Maintenance Arzew)**, **SOMIK (Maintenance Skikda)** et **SOTRAZ (Transport)**.
- ✚ Deux entreprises de gestion de zone industrielle : **EGZIA(Arzew)** et **EGZIK (Skikda)**.

I.4. Situation géographique :

A Arzew et Bethioua, se situent les complexes et les filiales suivants :

- ✚ 03 complexes de **GNL** : **GL1Z-GL2Z-GL4Z**
- ✚ 02 complexes de **GPL** : **GP1Z-GP2Z**
- ✚ 01 Complexe de Raffinage : **RA1Z**
- ✚ 01 complexe de Pétrochimie : **CP1Z**
- ✚ 01 Unité d'hélium : **HELIOS**
- ✚ 01 Complexe de **GNL** : **GL1K**
- ✚ 01 complexe de raffinage : **RA1K**
- ✚ 01 complexe de pétrochimie : **CP1K**

I.5. Localisation et Configuration:

Le Complexe **GL1/Z** est situé au Nord de **Bethioua**, et au sud du **port d'Arzew El Djedid** à **7 km** de la ville d'**Arzew**. Il couvre une superficie de **72 hectares**, et se compose Notamment de plusieurs zones comme le montre la **figure 1.1**:

✓ **Zone de production :**

Constituée de six unités de liquéfaction appelées trains qui sont identiques, tant dans leur design que dans leur fonctionnement. En effet, vu de près, les caractéristiques et les Configurations, issus d'un même engineering industriel, expliquent leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel.

✓ **Zone de stockage :**

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition de **GNL**. Cette zone comprend 03 bacs aériens de **GNL** d'une capacité de **100.000 m³** chacun. Le complexe dispose de **02** postes de chargements pour méthaniers de **50.000 m³** à **125.000 m³**.

✓ **Zone de pompage :**

C'est une zone qui sert à l'acheminement du **GNL** des bacs de stockages vers les pieds de chargements.

✓ **Zone des utilités :**

Le survol du complexe, à l'Est des trains, nous montre le bassin eau de mer, à proximité des installations, la prise d'eau de mer est effectuée au moyen de **06 pompes**, à raison de **35.000 m³/h**, chacune alimentant les installations en eau de refroidissement. L'eau de mer est traitée au chlore avant son utilisation pour les besoins d'exploitation. L'hypochlorite de sodium est produit par l'unité d'électrochloration acquise dans le cadre du projet de rénovation du complexe. **Six unités de dessalements** d'une capacité de production unitaire de **45 m³/h**, fournissent l'eau distillée utile aux chaudières pour la production de vapeur. L'électricité nécessaire au fonctionnement du Complexe est fournie par **03 turbogénérateurs** de **18 mégawatts** chacun. Le réseau électrique du complexe est couplé au réseau national **SONELGAZ**. **Trois chaudières** hautes pression et **une chaudière** basse pression sont prévues pour la production de l'électricité et l'eau distillée au niveau de la zone utilité.

Le complexe est doté d'un ensemble intégré de chaudières, composé de **17 chaudières process**, d'une capacité unitaire de **136 t/h**, et **04 chaudières** d'une capacité unitaire de **400t/h** de vapeur surchauffée, requise pour l'entraînement des compresseurs et les besoins Des procédés. Les chaudières **400 t/h** ont été acquises dans le cadre du projet de rénovation du Complexe.

Les chaudières de **136 t/h** acquise durant la construction du complexe étaient mises en service **en 1978**.

Le complexe dispose d'un réseau rejet torche composé d'une **torche chaude**, d'une **torche froide** et d'une torche pour les vapeurs des bacs de stockage de **GNL**.

➤ Les départements liés directement avec les directions dites de structures de contrôles sont :

- Département technique.
- Département finance.
- Département sécurité.
- Département travaux neufs.

I.7. Organigramme : L'organigramme du complexe se compose selon le schéma suivant:

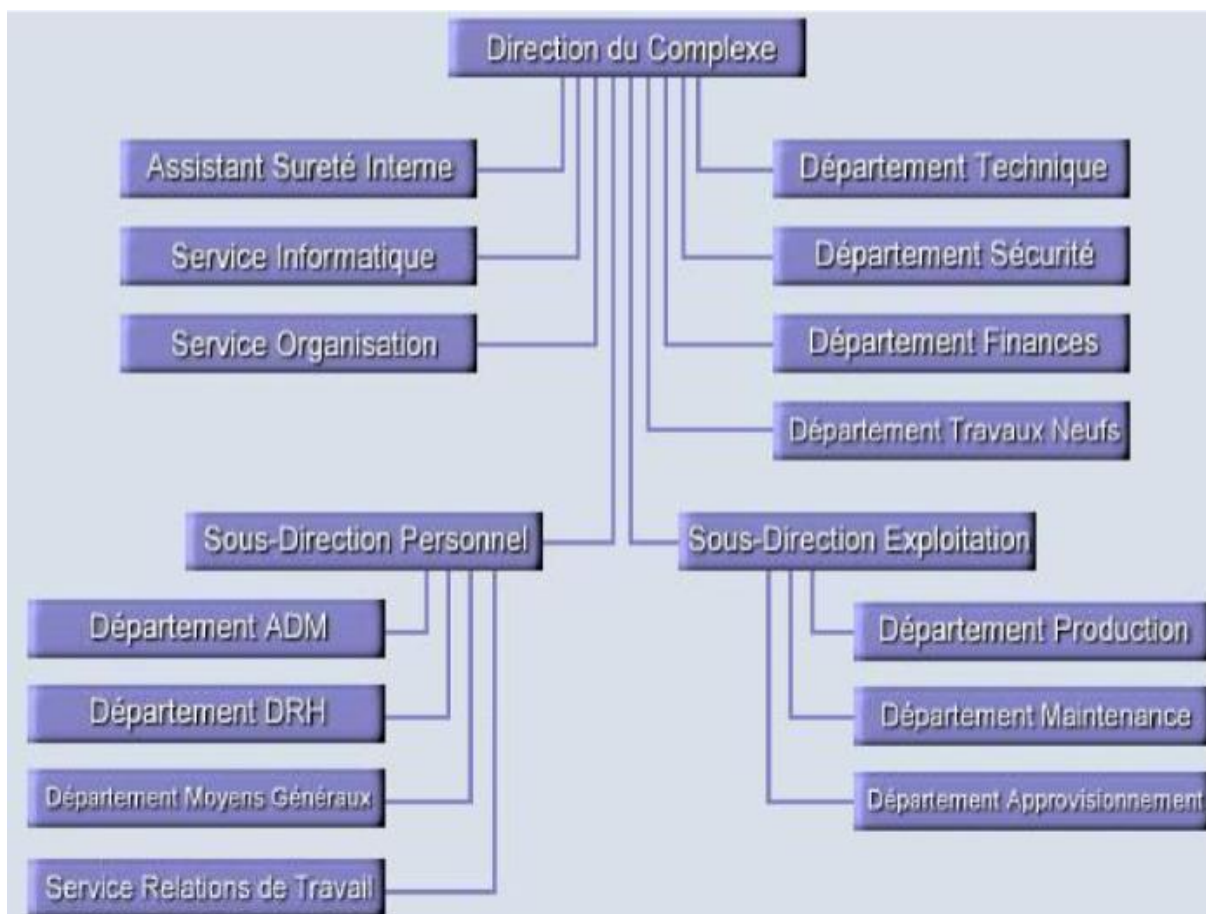
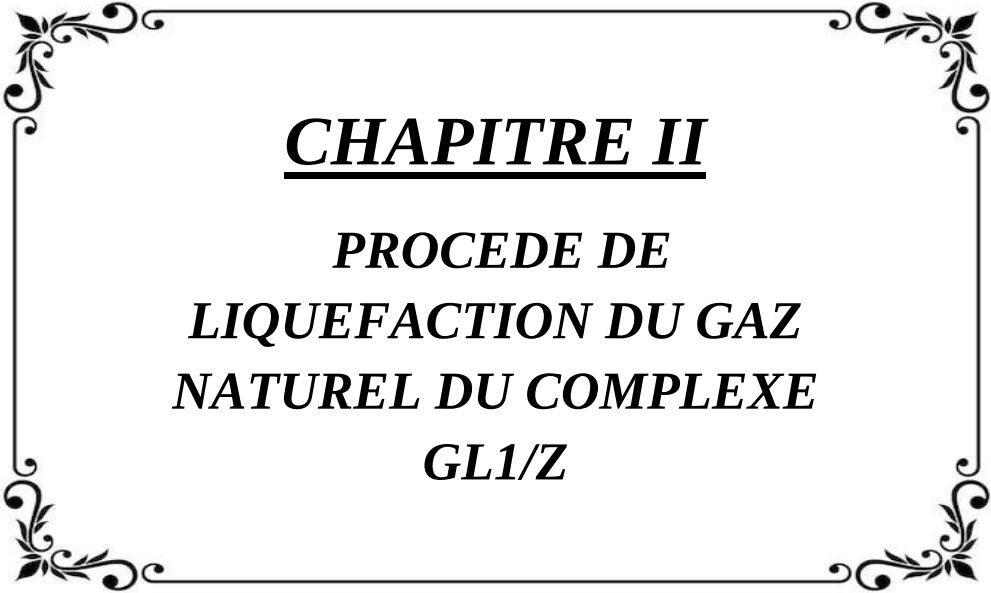


Figure I.2 : L'organigramme du complexe GL1/Z



CHAPITRE II

PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL DU COMPLEXE GL1/Z



Le complexe **GL1/Z** utilise un procédé de liquéfaction type **APCI** (Air Product & Chemical Incorporation) avec une capacité de production théorique de **53220 m³ / jour GNL** et cela pour les **six trains** existant à raison de **8870 m³ /jour de GNL** pour chaque train.

Avec deux bras de chargement pour charger les méthaniers et une capacité de stockage de **300.000 m³ de GNL**, le complexe **GL1/Z** est composé de trois zones distinctes :

-  Zone utilité
-  Zone process
-  Zone stockage et chargement [7].

II.1. Zone utilité :

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production de vapeur, d'électricité, d'air comprimé, eau distillée, d'azote en plus d'un réseau de gaz combustible. Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

-  Les chaudières.
-  Les unités de dessalements.
-  Les installations servant pour la production d'azote.

II.1.1. Production de vapeur :

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements à savoir :

-  **Les turbo - générateurs** : production d'électricité
-  **Les turbo - compresseurs** : compression de gaz **KT (110/120/121/130)**
-  **Les réchauffeurs** : pour l'échange de chaleur
-  **Les turbo pompes** : pour le fonctionnement des pompes.

Cette vapeur est produite par un ensemble de :

- ✓ **17 chaudières** capables de produire **115 tonnes** de vapeur/heure à **62 Bars** et **442°C**.
- ✓ **04 chaudières** de **400 tonnes/heure** chacune à **62 Bars** et **442°C**.
- ✓ **03 chaudières** de **91 tonnes/heure** chacune à **62 Bars** et **442°C**.
- ✓ **01 chaudière** basse pression capable de produire **51 tonnes** de vapeur/heure à **27 Bars**.

II.1.2. Production d'électricité :

La production d'électricité est assurée par trois **(TG) turbo générateurs** de puissance de **18 M watts** chacun.

Les besoins du complexe sont de l'ordre de **36 M watts**, en plus de la production des **TG**, une il existe une source complémentaire (réseau **SONELGAZ**) pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité.

II.1.3. Circuit eau de mer :

L'eau de mer est utilisée dans le complexe comme réfrigérant dans les différentes unités du complexe particulièrement comme source chaude des cycles frigorifiques et comme source froide des cycles de vapeur et par ailleurs l'eau de mer sert aussi pour la production d'eau dessalée. L'eau de mer est pompée à partir du grand bassin par les six pompes de repère **J601/J602/J603/J604/J605/606** avec **deux** boîtes de distribution : l'une servant à alimenter les trains de process **100/200/300/utilités** et l'autre pour les trains de production **400/500/600**.

II.1.4. Production d'eau dessalée :

L'eau dessalée est produite à partir des unités de dessalement, cette aire comprend **six unités** de dessalement en parallèle produisant **45 m³** d'eau dessalée chacune. A noter que le complexe s'est doté récemment d'un nouveau type de dessaleur soit l'ejecto- compresseur.

Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, entre autres cette eau dessalée est utilisée aussi comme fluide de refroidissement pour certains équipements mécaniques tels que les pompes...etc.

II.1.5. Electro-Chloration :

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant un bouchage ou une obstruction au niveau des condenseurs d'eau de mer.

II.1.6. Production d'azote :

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage lors des démarrages des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation.

II.1.7. Production d'air comprimé :

Les organes d'instrumentation tels que les régulateurs et les différentes vannes sont à commande pneumatiques. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation.

Les besoins du complexe sont estimés à **4600 m³** d'air, cet air est fourni par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de **10 Bars** stocké au niveau des ballons récepteur d'air instrument.

II.1.8. Réseau de gaz combustible :

Le réseau du gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

II.2. Zone process :

Le complexe **GL1/Z** comprend six trains de liquéfaction identiques d'une production en parallèle. Chaque train de liquéfaction est composé de **10 sections** suivantes :

- ✚ **Section (01) : décarbonatation.**
- ✚ **Section (02) : déshydratation.**
- ✚ **Section (03) : boucle de propane.**
- ✚ **Section (04) : séparation des lourds.**
- ✚ **Section (05) : boucle MCR.**
- ✚ **Section (06) : liquéfaction.**
- ✚ **Section (07) : déméthanisation.**
- ✚ **Section (08) : dééthanisation.**
- ✚ **Section (09) : dépropanisation.**
- ✚ **Section (10) : débutanisation.**

II.2.1. Section (01) : Décarbonatation :

La fonction de cette section consiste à éliminer le **CO₂** contenu dans le gaz naturel, car **CO₂** porté à une basse température de l'ordre de **(-70°C)** se solidifie et forme des bouchons de glace causant une obstruction des canalisations de service. Par ailleurs, le **CO₂** a un comportement assez particulier en matière de corrosion où la pression partielle du **CO₂** contrôle le phénomène de corrosion. Pour ce traitement de la décarbonatation il est fait usage d'une amine appelée **(MEA)** soit le **Monoethanolamine (C₂ H₅ ONH₂)**. Cette amine a le pouvoir d'absorber le **CO₂** présent dans le gaz naturel. Cette section comporte deux étapes importantes à savoir :

- ✚ L'absorption
- ✚ La régénération

a) Absorption :

L'absorption du CO_2 par la **MEA** est un transfert de matière qui consiste à retenir le CO_2 du gaz naturel vers la **MEA** et elle dépend du gradient de concentration du CO_2 dans le **MEA**. A noter que l'absorption se fait à basse température et sous une haute pression avec les paramètres suivants (**T : 38°C et P : 40 Bars**).

b) Régénérations :

La régénération de la **MEA** est une opération de distillation classique de la **MEA** qui consiste à purifier cette amine pour être réutilisée dans la section de décarbonatation. Cette opération de régénération s'effectue sous les conditions suivantes :

Une basse pression avec une haute température (**0,7 Bar et 107°C**) par effet de la température de rebouilleur le CO_2 est éliminé en tête de colonne (**F502**) et la **MEA** considérée comme relativement pure est soutirée du fond de colonne de régénération pour être réutilisée dans la colonne d'absorption (**F501**) et par conséquent le cycle fermé est assuré. L'élimination du CO_2 par la **MEA** se fait selon la réaction suivante :



Le gaz d'alimentation quitte l'absorbeur pour être envoyé à la section de déshydratation.



Figure II.1 : section de décarbonatation

II.2.2. Section (02) Déshydratation :

Le gaz sortant de la colonne (**F502**) étant humide parce qu'il a été en contact avec l'eau de la solution **MEA** absorbée, celui-ci est refroidi à **21°C** au moyen du propane à **6,9 bar et 18°C** via le refroidisseur (**E521**), avant de traverser le séparateur (**G787**) où ont lieu des décantations (une réduction en dessous **de 1 ppm** doit être opérée pour la teneur en eau).

Le gaz refroidi émergeant du ballon à (**20°C et 41 bar**) est ainsi sera conduit vers le sécheur (**R310**) puis envoyé dans un des sécheurs (**R311**) où la vapeur d'eau compartimentée dans le gaz est adsorbée sur la couche du tamis moléculaire dont les zones actives sont limitées à des cycles de séchage **de 12 heures**.

Les filtres (**P312**) à la sortie des sécheurs permettent de piéger toute particule solide qui pourrait résulter de l'usure ou simplement de la réduction de taille du tamis moléculaire en fonction de la charge.

➤ **Régénération des sécheurs :**

En cours de production, le sécheur en service absorbe l'eau contenue dans le gaz naturel, jusqu'à saturation. Arrivée à cette étape le second sécheur est mis en exploitation pour assurer la continuité du processus et le sécheur saturé est mis en régénération.

La régénération consiste en l'élimination de l'eau absorbée par le tamis moléculaire, le cycle de régénération passe par deux étapes :

a) Le réchauffage :

La soufflante (**k301**) aspire le gaz déshydraté après le filtre (**P312 A/B**), à **41 Bars et 20°C** pour souffler à **45 Bars et 30°C** vers le four (**E317**) afin de le chauffer à **280°C** par la vapeur **60 bars**. Puis ce courant de gaz passe vers le haut à travers la couche de tamis moléculaire pendant (**7 heures**) où l'eau absorbée par la couche est entraînée par le gaz de réchauffage vers l'aéroréfrigérant (**315**) pour le refroidir de **280°C à 45°C**, puis passe dans le séparateur (**G314**) où toute l'eau condensée est séparée avant être décantée. Le gaz de tête est renvoyé vers l'absorbeur.

b) Le refroidissement :

La couche chaude est ensuite refroidie par un gaz soufflé par la (**R301**) à **45 bar et 30°C**, ce courant passe du haut vers le bas pendant (**5 heures**), puis passe dans le (**E315**) où il est refroidi de **43°C à 30°C**, puis dans le (**G314**) où l'eau est décantée et le gaz est envoyé vers l'absorbeur. Le sécheur est prêt à être remis en service.

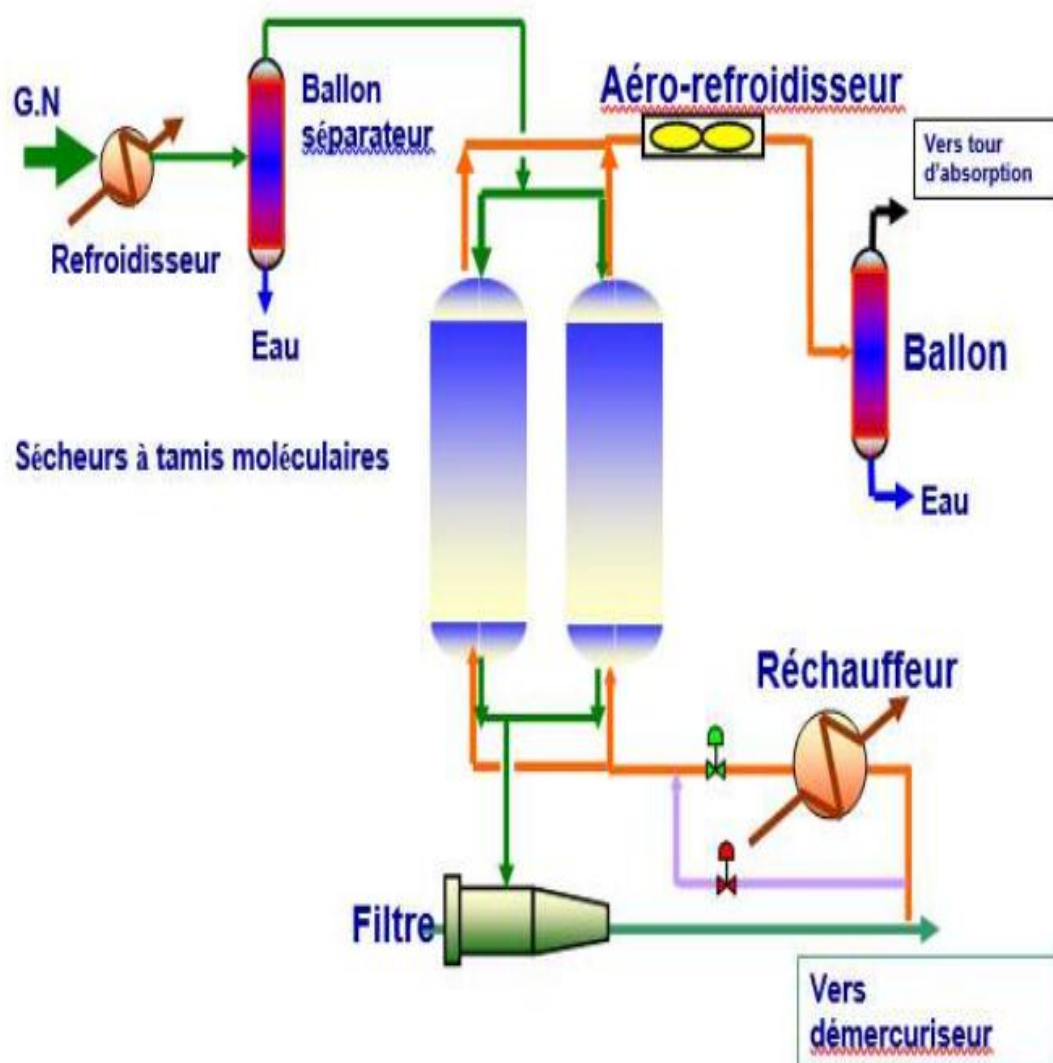


Figure II.2 : La section de déshydratation au niveau de GL1/Z

➤ Démercurisation du GN :

La démercurisation est une opération importante dans le traitement de transformation du gaz naturel. Cette installation consiste à piéger le mercure (**Hg**) contenu dans le gaz et ce pour éviter que le mercure attaque particulièrement les équipements en Aluminium (**Al**) comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le démercuriseur (**R312**) est garni d'une charge interne d'un produit à base de carbone et de soufre servant à adsorber le mercure contenu dans le gaz naturel. A la sortie du démercuriseur, il existe des filtres (**P314A /B**)

servant à la récupération de toute traces de mercure. Le gaz sortant de cette section ne doit pas dépasser une concentration de 7 nano grammes de mercure.

II.2.3. Section (03) : Boucle propane :

Le compresseur de propane est une machine unique à trois étages de compression. Le propane gazeux sous basse pression provenant du ballon d'aspiration premier étage le (G785) est comprimé de (0,23Bars, -37°C) à (12Bars, 68°C) par le compresseur (K110).

A l'admission du deuxième étage, il est rejoint par le propane gazeux moyenne pression (3,2Bars, -4°C) et à l'admission du troisième étage par le propane gazeux haute pression (6,9Bars, 18°C).

La vapeur de refoulement du (K110) est d'abord refroidie dans le désurchauffeur (E513) par l'eau de mer jusqu'à (43°C), ensuite condensée dans le condenseur (E514A/B) par l'eau de mer à contre-courant jusqu'à (37°C).

Le propane liquide est recueilli dans l'accumulateur (G786) d'où il est envoyé dans le ballon d'aspiration troisième étage (G791) pour y être détendu à (6,9Bars 18°C). La vapeur du (G791) est renvoyée à l'admission du troisième étage du compresseur (K110) et le liquide est envoyé dans le ballon d'aspiration deuxième étage (G790) avant d'être détendu à (3,2Bars, - 4°C). La vapeur du ballon (G790) est renvoyée à l'admission du deuxième étage du compresseur (K110) et le liquide est envoyé dans le ballon d'aspiration premier étage (G785) avant d'être détendu à (0,23Bars, -37°C). Seule la vapeur du ballon (G785) est renvoyée à l'admission premier étage du compresseur(K110).

II.2.4. Section (04) : Séparation des lourds :

➤ Pré refroidissement :

Avant d'introduire le gaz naturel dans la section de séparation de la tour de lavage, il subit un pré - refroidissement pour que sa température soit portée à (-34°C) à travers les deux échangeurs (Schiller) (E522) puis le (E524). Ces équipements sont des échangeurs classiques sauf que leur l'isolation thermique compte énormément afin d'éviter les pertes frigorifiques. Le pré - refroidissement s'effectue à l'aide du propane comprimé à partir d'un turbocompresseur (K110). Puis entre dans la tour de lavage après avoir été mixé avec du gaz moins froid à une température de (-26°C) par la vanne (TV442).

➤ Séparation des lourds :

La séparation est une étape importante dans le cycle de liquéfaction du gaz naturel. Après pré- refroidissement, le gaz est acheminé dans une tour de séparation (F711). A ce stade la

séparation est une distillation classique qui sépare le produit en deux phases bien distinctes : produits lourds et produits légers. Le gaz entre dans la tour de lavage au niveau du 9^{ème} plateau où il aura une séparation entre phase légère et phase lourde par le reflux.

La phase lourde sera acheminée vers le fractionnement et la phase légère (gaz) suivra son chemin vers la section (06) liquéfaction.

II.2.5. Section (05) : Boucle MCR :

Le MCR (**Multi Composant Réfrigérant**) basse pression (**1,7Bars, -34°C**) provenant du ballon d'aspiration premier étage le (**G788**) est comprimé à (**11Bars, 68°C**) par le compresseur. MCR premier étage le (**K120**), refroidi jusqu'à (**32°C**), dans le refroidisseur intermédiaire (**E511**), est recueilli dans le ballon d'aspiration du deuxième étage le (**G789**), et est comprimé une seconde fois à (**44Bars, 133°C**) par le compresseur MCR deuxième étage le (**K121**), puis refroidi à (**32°C**) dans le refroidisseur secondaire le (**E512**) par l'eau de mer.

Le MCR est refroidi à (**42Bars, 0°C**) dans le (**E525A/B**) par du propane moyenne pression, ensuite à (**40Bars, -33°C**) dans le (**E526A/B**) par du propane basse pression. Les vapeurs du MCR sont séparées des composants lourds du MCR qui sont condensés dans le séparateur (**G780**). Les vapeurs et les liquides traversent l'échangeur principal (**E520**) dans des serpentins distincts.

A l'extrémité chaude, les liquides sont sous-refroidis et détendus jusqu'à (**28Bars, -128°C**) à travers la vanne (**FV615**) et réinjectés dans la partie calandre du (**E520**) pour assurer le refroidissement de son extrémité chaude.

Les vapeurs sont liquéfiées dans l'extrémité froide du (**E520**), détendues jusqu'à (**26Bars, -154°C**) à travers la vanne (**CRV506**) et réinjectées dans la partie calandre pour assurer le refroidissement de l'extrémité froide. Le MCR s'écoule vers le fond du (**E520**) en formant ces vapeurs au fur et à mesure qu'il s'échauffe où il est renvoyé à l'état vapeur au ballon (**G788**) à (**1,7Bars, -34°C**) pour achever le cycle. Les composants d'appoint (méthane, éthane, propane et azote) provenant de l'unité de fractionnement et de l'installation de production d'azote sont introduits dans le circuit au niveau du (**G788**).

II.2.6. Section (06) : Liquéfaction :

Cette section représente la partie la plus importante du processus du fait qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel.

Le gaz naturel traité (**GNT**) provenant de la colonne (**F711**) est alors prêt à être liquéfié à une température permettant son transport en méthanier à une pression voisine de la pression atmosphérique, donc le GNT est envoyé dans l'échangeur thermique principal le (**E520**), dans

lequel il circule vers le haut en passant dans un faisceau de serpentins tubulaires où il est refroidi à **(-148°C et 25Bars)** par le réfrigérant mixte **MCR** qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur. Le **GNL** est détendu à travers la vanne Joule Thomson (**TV 612**) jusqu'à **(0,45Bar, -161°C)** et envoyé dans le ballon de détente d'azote (**G783**) où la pression est de **(0,3Bar)**.

Le **GNL** recueilli au fond du ballon est envoyé aux réservoirs de stockage (**I-901, I-902 et I-903**) par l'intermédiaire de la pompe **GNL (J1020 / J1030)**. La vapeur de détente composée d'azote et de Méthane quitte le (**G783**) pour être utilisée comme réfrigérant. Elle traverse l'échangeur du gaz de rejet le (**E530**) afin de liquéfier un petit prélèvement du courant de **GNT** provenant de la (**F711**). La vapeur réchauffée (**de -160°C à - 45°C**) est envoyée dans le compresseur de gaz combustible (**K130**) et le courant du GNT liquéfié (**-159°C**) à débit réduit est détendu dans le ballon (**G783**).

II.2.7. Section (07) : Déméthanisation :

Le courant d'hydrocarbures lourds du fond de la colonne (**F711**) est envoyé dans le déméthaniseur (**F721**) qui fonctionne à 30barg, au niveau du **9ème** plateau de la colonne (constituer de 17 plateaux à clapets). Les composants légers (essentiellement du méthane) sont séparés des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux qui descend des plateaux.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le condenseur (**E722**), par le **MCR** à **(-100°C)** avant d'être envoyées dans le ballon de reflux (**G724**) où elles sont envoyées dans le ballon d'aspiration **MCR1 (G788)**. Les vapeurs excédentaires sont renvoyées dans le vaporisateur mélangeur du gaz combustible (**G304**). Les liquides sont renvoyés à la colonne (**F721**) sous forme de reflux.

Une partie du liquide recueilli au fond de la colonne subit un rebouillage à travers le (**E723**) par de la vapeur (**3.45 Bar**). Le liquide restant est alors renvoyé dans le dééthaniseur en passant à travers le refroidisseur (**E730**) où il est refroidi par l'eau de mer.

II.2.8. Section (08) : Dééthanisation :

Le liquide provenant de la colonne (**F721**) à **(20 Bar)** est alors alimenté entre le **9ème** et le **10ème** plateau du dééthaniseur (**F731**) qui est constituée de **26 plateaux** à clapets, où l'éthane est séparé des hydrocarbures lourds et monte vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux.

La plus grande partie des gaz de tête est condensée à environ **(9°C)** dans le condenseur (**E732**), par du propane **MP**, puis recueillie dans le ballon de reflux (**G734**) est divisé en deux

courants où, un est envoyé à la colonne **(F731)** et l'autre, est refroidi dans le sous refroidisseur de retour d'éthane **(E739)** à **(-33°C)** par du propane **MP**, avant d'être envoyé à la colonne **(F711)**, à l'échangeur **(E520)** et à la zone de stockage d'éthane.

Une partie du liquide du fond de la colonne **(F731)** est rebouillie dans l'échangeur **(E733)** par de la vapeur **BP**, le reste du liquide est envoyé au dépropaniseur.

II.2.9. Section (09) : Dépropanisation :

Le liquide provenant de la colonne **(F731)** à une pression d'environ **(16.5Barg)** est alors alimenté entre le 17^{ème} et le 18^{ème} plateau du dépropaniseur **(F741)** qui est constitué de **31 plateaux** à clapets, où le propane est séparé des hydrocarbures lourds et monte vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux.

Le gaz de tête est condensé dans le condenseur **(E724)**, par l'eau de mer, puis recueillie dans le ballon de reflux **(G744)**. Une partie du propane condensé est renvoyée à la colonne **(F741)** sous forme de reflux et le reste est envoyé dans la zone de stockage du propane dans le système de réfrigération au propane et (en passant par les sous refroidisseurs de retour **GNL**) dans la colonne **(F711)** et l'échangeur **(E520)**.

Une partie du liquide du fond de la colonne **(F741)** est rebouillie dans l'échangeur **(E743)** par de la vapeur **BP**, le reste du liquide est envoyé au débutaniseur.

II.2.10. Section (10) : Débutanisation :

Le liquide provenant de la colonne **(F741)** à une pression d'environ **(4.5Barg)** est alors alimenté entre le 15^{ème} et le 16^{ème} plateau du débutaniseur **(F751)** qui est constituée de **26 plateaux** à clapets, où le butane est séparé des hydrocarbures lourds et monte vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux.

Le gaz de tête est condensé dans le condenseur **(E752)**, par l'eau de mer, puis recueillie dans le ballon de reflux **(G754)**. Le butane condensé est divisé en deux courants ; un est envoyé à la colonne **(F751)** sous forme de reflux et l'autre courant est envoyé à la colonne **(F711)** et l'échangeur **(E520)** en passant par les sous refroidisseurs de retour **GNL**.

Un petit courant secondaire de gaz de tête extrait au-dessus du 9^{ème} plateau est envoyé dans le ballon **(G304)**.

Une partie (riche du pentane et hydrocarbures lourds) du liquide du fond de la colonne **(F751)** est rebouillie dans l'échangeur **(E753)** par de la vapeur **BP**. Le reste du liquide est refroidi dans le refroidisseur d'essence **(E758)** par l'eau de mer, puis envoyé au stockage de la gazoline.

➤ Circuit de gaz combustible :

Le gaz de détente du ballon d'azote (**G783**) et les gaz résiduels des réservoirs de stockage de **GNL** sont les principales sources de gaz combustible. Ces gaz sont envoyés dans le collecteur qui alimente le compresseur de gaz combustible (**KT130**).

Les gaz d'évent provenant de l'unité de fractionnement constituent également une source de gaz combustible mais, étant sous basse pression, ils sont envoyés directement dans le collecteur principal de gaz combustible par l'intermédiaire du vaporisateur mélangeur de gaz combustible le (**G304**).

Le compresseur (**KT130**) comprime le gaz à basse pression depuis une pression inférieure à la pression atmosphérique jusqu'à environ (**5.5Barg**), qui va alimenter le circuit de gaz combustible.

Le réseau de gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

II.3. ZONE STOCKAGE ET CHARGEMENT :

Les réservoirs de stockage sont probablement les plus importants des installations auxiliaires indispensables à l'exploitation, bien qu'ils soient relativement simples d'apparence et facile à exploiter. Ils sont d'importance critique quant au coût et à la sécurité de l'usine.

II.3.1. Stockage du GNL :

Le **GNL** produit est stocké dans trois bacs (**I-901, I-902 et I-903**) ; chacun de capacité de **100 000m³**, à pression de (**1.034 Bars**) et à température de (**-163°C**), pour un temps assez considérable.

Chaque bac de stockage est de type métallique à fond plat (avec une fondation en béton repose sur **880 piliers de 1.5 m de hauteur**), à doubles parois (intérieure et extérieure) séparées l'une de l'autre par des empilements de perlite en vrac, d'une épaisseur entre les deux parois de **1.8m**, d'un dôme en acier au carbone de **10.99 m** de hauteur (avec une hauteur maximale de remplissage de **29.52 m**).

Après la rénovation, un système informatique est installé, contrôlé par le **DCS** pour le contrôle du niveau dans le bac, la température et la densité du **GNL**. Une sonde est immergée superficiellement indiquant le niveau dans le bac, **HHL=29.52 m, HL=28.52 m, LL=1m**.

100 thermocouples sont fixés dans le bac du bas en haut, en spirale pour détecter la possibilité de stratification du **GNL** et la pression est contrôlée par un **PIC**. Chaque bac de stockage est protégé par trois **PSV** (dont deux tarées à **1.062Barg** et une à **1.069Barg**), cinq soupapes casse vide tarées à **1.009Barg** et un évent de sécurité sur le toit taré à **1.077Barg**.

En cas de surpression, il y a des précautions, le compresseur **FUEL GAZ** aspire le surplus de vapeur pour diminuer la pression dans les bacs où la vapeur **GNL** est acheminée vers le boil off. En cas de chute de pression, il y a un appoint de **GN** secours où une ligne inter train (**GL2/Z**) est réalisée récemment, les compresseurs **FUEL GAZ** recyclent pour empêcher l'éclatement des casses.

II.3.2. Stockage de la gazoline :

A partir du collecteur du débutaniseur, la gazoline est stockée à **(0.3 Bars)** dans une sphère de **3281m³** où elle est transférée vers le stockage du complexe **GL2/Z** pour être commercialisée.

II.3.3. Chargement :

Les installations de chargement composées essentiellement de cinq bras de chargement/quai permettent le transfert du **GNL** contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des

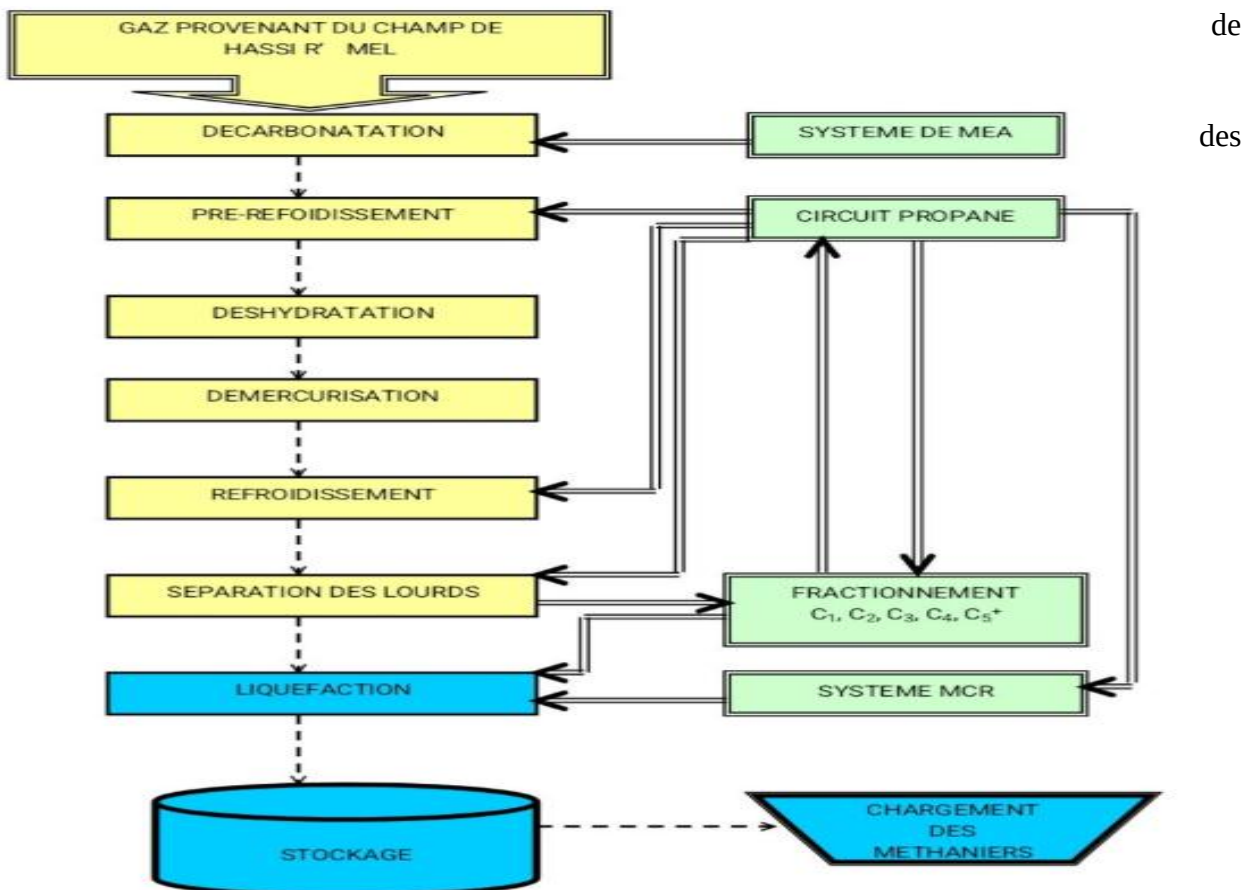


Figure II.3 : Schéma de principe de production

II.4. CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUES DES PRINCIPAUX FLUIDES UTILISÉS :**II.4.1. Alimentation en gaz naturel :**

Tableau II.1 : Composition du Gaz Naturel

Composants	Pourcentage molaire moyen	Variations estimées
Azote (N ₂)	5.80	± 0.20
Hélium (He)	0.19	± 0.02
Dioxyde de carbone (CO ₂)	0.21	± 0.03
Méthane (C1)	83.00	± 0.30
Ethane (C2)	7.10	± 0.15
Propane (C3)	2.25	± 0.10
Iso-Butane (iC4)	0.40	± 0.07
Normal-Butane (nC4)	0.60	± 0.08
Iso-Pentane (iC5)	0.12	± 0.03
Normal-Pentane (nC5)	0.15	± 0.04
Essences (C ₆ ⁺)	0.18	± 0.05
Total	100	

Pouvoir Calorifique supérieur (**PCS**) = 9450 ± 30 Kcal/m³

Teneur en eau = **38 ,00 ppm**

Soufre = non mesurable quantitativement.

II.4.2. Gaz naturel liquéfié produit :

Tableau II.2 : Composition du Gaz Naturel Liquéfié

Composants	Limites du pourcentage molaire MIN	Limites du pourcentage molaire MAX
Azote (N ₂)	0.60	1.40
Méthane (C1)	84.00	92.50
Ethane (C2)	6.00	8.50
Propane (C3)	2.20	3.00
Iso-butane (iC4)	0.30	0.50
Normal-Butane (nC4)	0.30	0.70
Pentane + (C5 ⁺)	0.00	0.02

II.4.3. Multi Composant Réfrigérant (MCR) :

Tableau II.3 : Composition du MCR

Composants	Pourcentage molaire
Azote (N ₂)	5.00
Méthane (C1)	45.00
Ethane (C2)	39.00
Propane (C3)	11.00
Total	100

Poids moléculaire moyen = **25.20**

Débit nominal = **386900 Nm³ /h**

II.4.4. Paramètres de service du Propane :

Tableau II.4: Paramètres de service du propane

Niveau	Pression (Bar)	Température (°C)
Haut	6.90	18
Moyen	3.20	-4
Bas	0.23	-37

II.4.5. Paramètres de service de la vapeur d'eau :

Tableau II.5 : Paramètres de service de la vapeur d'eau

Niveau	Pression (Bar)	Température (°C)	Utilisation
Haut	62	450	Turbines + Réchauffeurs + Turbopompes alimentaires
Moyen	16.5	280	Turbopompes d'huile
Moyen	10.3	220	Ejecteurs + Epurateurs
Bas	3.45	148	Rebouilleurs

CHATRE III : Problématique :
SEPARATION

III.1. THEORIE DE SEPARATION

III.1.1. Introduction :

Le fluide en place dans le gisement est un mélange composé d'hydrocarbures liquides ou gazeux et d'eau.

Les hydrocarbures sont presque toujours de la série paraffinique dont la formule générale est C_nH_{2n+2} . A la pression atmosphérique et la température ambiante, ces mélanges se présentent sous forme gazeuse ou sous forme biphasique, rarement sous forme entièrement liquide. Les constituants qui se présentent entièrement à l'état liquide dans de telles conditions sont l'**heptane (C7)** et ses homologues supérieurs. Les autres constituants notamment le **pentane (C5)** et l'**hexane (C6)** sont en général partiellement dissous. Par contre le **méthane (C1)** et l'**éthane (C2)** sont presque intégralement vaporisés.

A l'origine, ce mélange est à l'état d'équilibre qui dépend de sa composition et des conditions de pression et de température dans le gisement. La production des fluides du gisement détruit cet équilibre par les effets des pertes de charge dans la roche réservoir, dans le tubing de production et dans la collecte de surface, et de la baisse de température. En conséquence les gaz dissous sortent de leur solution et se libèrent de l'huile, aussi des hydrocarbures et de l'eau se condensent à partir du gaz.

Le centre de traitement reçoit donc en définitive des bouchons alternés de gaz humide, d'eau libre et d'huile encore chargée en gaz dissous [8].

III.1.2. Principales opérations de séparation :

D'une manière générale, un mélange peut être homogène lorsqu'il ne forme qu'une phase, ou hétérogène lorsqu'il comprend deux ou plusieurs phases. La séparation d'un mélange hétérogène s'effectue dans un appareillage, généralement par décantation [9].

Les opérations de séparation basées sur une sélectivité d'équilibre peuvent être classées selon l'agent de séparation utilisé (matière ou énergie) ainsi que la nature des phases en présence :

- **La distillation** : est l'opération de base la plus fréquemment employée. La charge est plus souvent liquide, mais la distillation réfrigérée peut être également utilisée pour fractionner un mélange gazeux. La deuxième phase est générée en fond de la colonne par chauffage (reflux vapeur) et en tête par refroidissement (reflux liquide). Les autres opérations, nécessairement plus complexes, ne sont en général utilisées que lorsque la

différence de volatilité des constituants à séparer n'est pas suffisante pour réaliser la séparation par distillation dans les conditions satisfaisantes :

- Par **réfrigération**, il est également possible dans certains cas de générer une phase solide, dans laquelle se trouve concentré un constituant ou une fraction à séparer. La principale application en raffinage des procédés de cristallisation concerne le déparaffinage.
- **L'ajout d'un solvant** permet de séparer des constituants de volatilité voisine, mais appartenant à des familles chimiques différentes. Ainsi, par exemple, **l'extraction liquide-liquide** permet de séparer les aromatiques des paraffines à partir d'une charge liquide. Le même principe est mis en œuvre dans le cas d'une opération d'absorption par solvant qui s'applique à une charge gazeuse.
- **La distillation extractive** combine l'effet d'un changement de phase par apport d'énergie avec un apport de solvant, pour séparer un constituant à la fois en fonction de sa volatilité et de sa nature chimique.
- **La mise en œuvre d'un adsorbant** permet de réaliser des opérations de séparation difficiles : séparation d'isomères (**paraxylène/métaxylène**), opérations de purification poussée. Selon les cas, la charge peut être liquide ou gazeuse.

III.1.3. Objectifs de la séparation :

L'opération de séparation est destinée à séparer l'huile du gaz et de l'eau afin de permettre la livraison au client de produits conformes à des normes ou spécifications définies :

-  Densité
-  Viscosité
-  Salinité
-  Tension de vapeur

Par ailleurs dans les installations de traitement, il est indispensable de protéger certains équipements contre certains fluides comme exemple :

-  Les gaz contenant des particules liquides ou solides à l'aspiration des compresseurs centrifuges qui risquent d'être sérieusement endommagés.
-  Les pompes centrifuges risquent de cavités en présence de bulles de gaz dans le liquide pompé.

III.1.4. Principes physiques de séparation :

Les fluides en mouvement ainsi que les corps solides présents possèdent une énergie cinétique :

$$E_c = 1/2mv^2$$

Pour pouvoir séparer deux fluides non miscibles de densités différentes (par exemple :

Huile et eau) ou un fluide d'un solide, on peut agir sur l'énergie cinétique en l'annulant.

En stockant le mélange dans un réservoir, les différents composants du mélange se décantent naturellement par leur densité,

Par ailleurs, ce sont les turbulences créées par le régime d'écoulement qui empêchent la ségrégation entre les différentes phases composant le mélange en mouvement. D'où possibilité de faire baisser l'effet d'entraînement en se rapprochant du régime d'écoulement laminaire. Les trois principes physiques essentiellement utilisés dans la séparation sont :

- **Effet de la gravité**

Lorsque le poids de particule ou la force de la pesanteur prévaut sur la force d'entraînement.

- **Effet de la force centrifuge**

Lorsque le fluide portant est soumis à un mouvement rotatif, les particules lourdes acquièrent une force centrifuge apte à vaincre la force d'entraînement ; par conséquent elles se dirigent vers la partie inférieure de l'appareil sur laquelle elles se heurtent et s'arrêtent (effet cyclone).

- **Effet de l'inertie**

Lorsque la présence d'un obstacle oblige le fluide portant à dévier, les particules lourdes avancent par inertie jusqu'à heurter cet obstacle.

Un séparateur peut exploiter un ou plusieurs de ces systèmes de séparation. Dans tous les cas, la vitesse du courant gazeux joue un rôle important dans le mécanisme de séparation, car avec des vitesses trop élevées ou trop faibles, il y a réduction de rendement ou d'autres inconvénients comme l'érosion.

Dans tous les cas, il est indispensable de fixer une valeur optimale de vitesse par conséquent de connaître le diamètre de l'équipement pour obtenir une bonne séparation.

III.2. Définition d'un séparateur :

Un séparateur est un réservoir qui fonctionne à pression constante grâce à un système de Vanne à ouverture réglable sur les sorties d'huiles et de gaz. Par un système de grillages et de chicane convenablement disposé à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelettes liquides dans le gaz et de bulles de gaz dans l'huile [10].

Le dégazage est dû uniquement à des variations de pression et de température. Théoriquement, le rôle d'un séparateur se limite à retirer le gaz de l'huile déjà vaporisé dans le tubing et le réseau de collecte et à éliminer les gouttelettes d'huile qui pourraient entraîner par le gaz. Pratiquement, le séparateur a une influence sur la quantité du dégazage proprement dit car ce dernier n'est pas instantané. En effet le temps de rétention de l'huile importe beaucoup.

Temps de rétention : temps de séjour de l'effluent dans le séparateur (≥ 1 minute en moyenne).

III.3. Constitution des séparateurs :

La séparation des diverses phases constituant un mélange d'hydrocarbures se réalise dans un groupe d'appareils appelé séparateur. Ces appareils sont des récipients métalliques de diverses formes et fonctionnant sous pression.

Un séparateur gaz-liquide se compose généralement des éléments suivants :

- ✚ Une zone de **séparation primaire** avec introduction tangentielle afin de donner un mouvement centrifuge au fluide renforçant l'effet de la gravité ;
- ✚ Une zone de décantation avec un temps de séjour suffisant pour séparer les gouttes de phase liquide.
- ✚ Un dévésiculeur à la sortie du gaz pour piéger les petites gouttelettes.
- ✚ Des équipements de régulation et de sécurité (**régulations de pression, de température, de niveau, etc....**).

III.4. Différents types de séparateurs :

Il existe trois principaux types de séparateurs (vertical, horizontal et sphérique) dont le choix dépend de l'application envisagée.

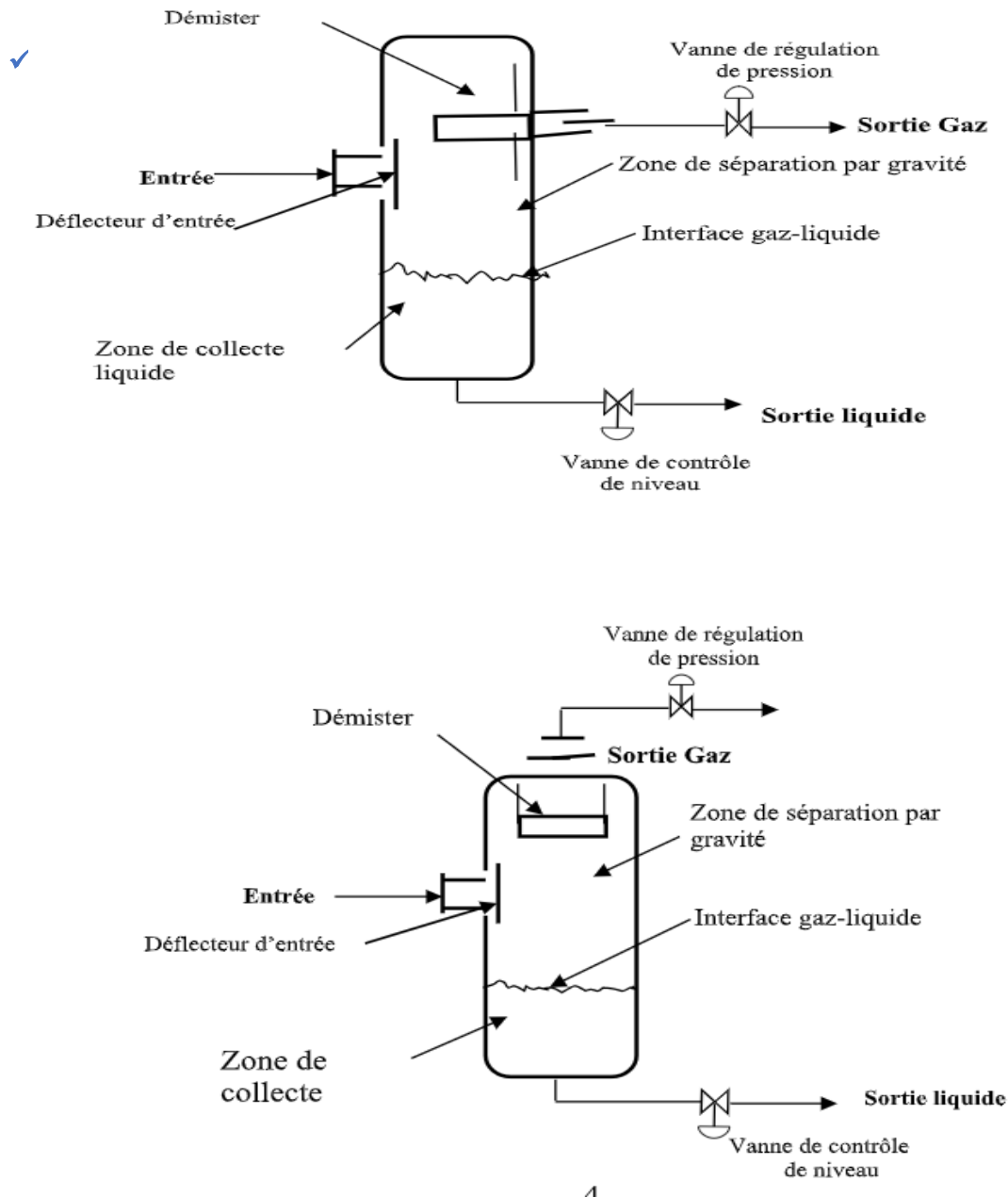


Figure III.2 : Ballon vertical avec un démister vertical

❖ **Fonctionnement :**

Le séparateur vertical est constitué d'un corps cylindrique en acier fermé à chaque extrémité par un fond bombé. Les deux phases à séparer entrent tangentiellement et

rencontre un déflecteur ; une première séparation est ainsi réalisée par gravité, centrifugation et effet de collision.

Les gouttes de liquide tombent par gravité dans la zone de collecte liquide qui est séparée de la phase gazeuse par écran conique, afin d'obtenir une interface suffisamment peu perturbée, un niveau liquide stable. Les gouttes entraînées par le gaz sont éliminées dans la section supérieure au moyen de chicanes qui induisent un mouvement centrifuge et d'un dévésiculeur qui permet d'arrêter et de coalescer les gouttes les plus petites. La capacité des séparateurs verticaux atteints entre **500 et 850 m³ /Jour** avec des pressions pouvant atteindre **(420 Bars)**.

❖ **Avantages :**

- ✚ Traitement possible des hydrocarbures salés.
- ✚ Nettoyage aisé.
- ✚ Faible encombrement.
- ✚ Hydrocarbures pauvres en liquides.
- ✚ Utilisé en moyenne et haute pression.
- ✚ Limite de la tendance à la revalorisation du liquide dans la phase gazeuse et occupe une surface réduite au sol.

Les séparateurs verticaux sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou moyennes de **GOR** et lorsque des arrivées de bouchons liquides peuvent se produire (**entraînement anormal de liquide dans la phase gazeuse**).

❖ **Inconvénients :**

- ✚ Relativement coûteux à fabriquer.
- ✚ Transport difficile.

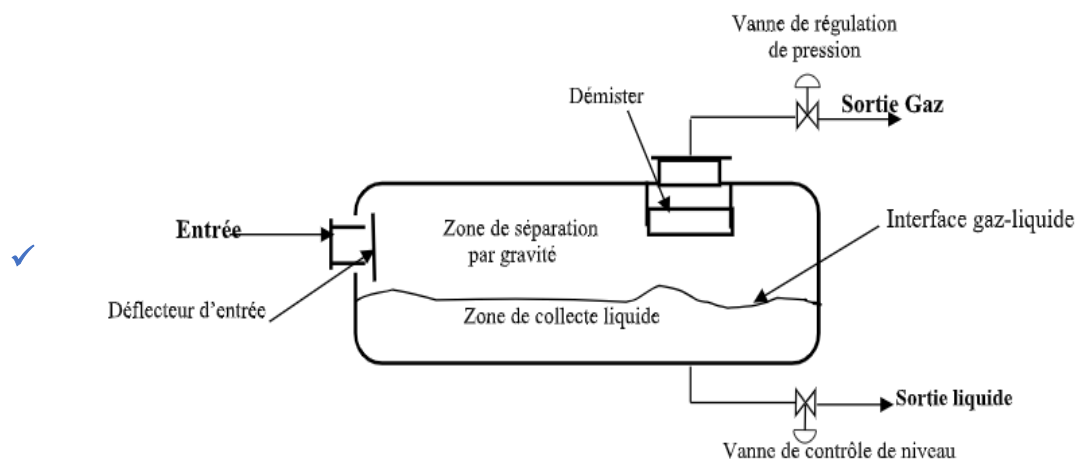
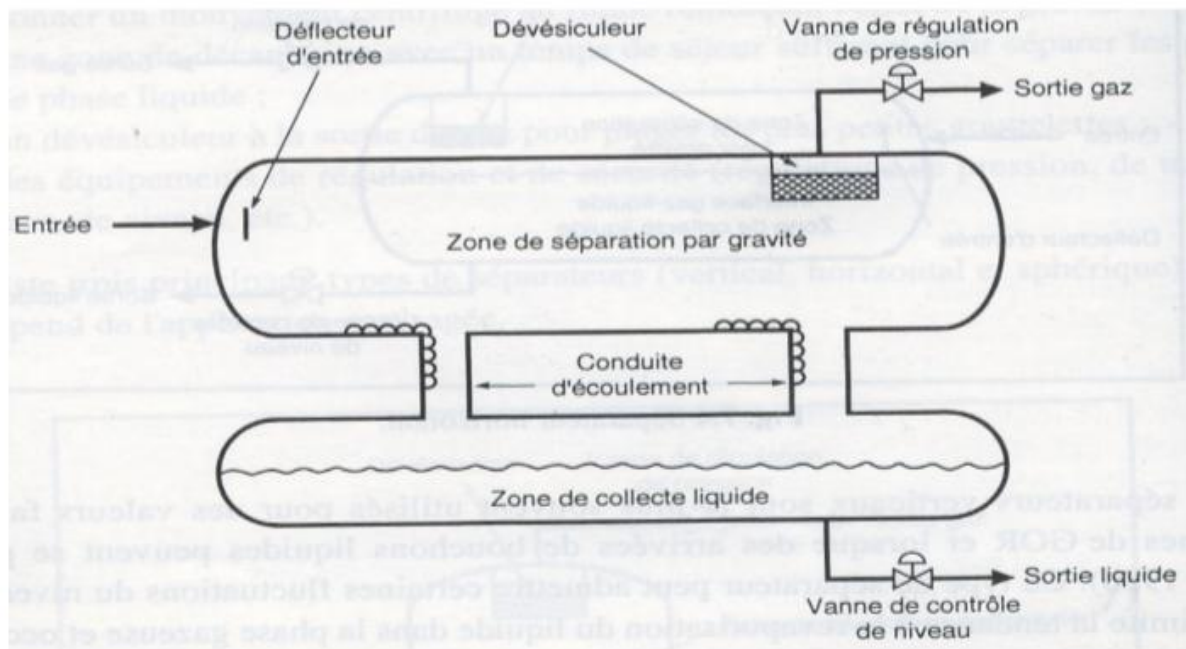


Figure III.3 : Ballon horizontal avec un démister horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments pour réaliser la séparation. Pour ce type de séparateurs, l'appendice est utilisé lorsque la quantité de la phase lourde n'est pas importante ($< 15\% - 20\%$ en poids de la quantité totale du liquide).

❖ **Fonctionnement :**



S
Z
r
l

Figure III.4 : Ballon horizontal avec deux compartiments

Le séparateur horizontal à deux compartiments présente une capacité de séparation plus grande vu le débit de la phase liquide, le compartiment inférieur étant utilisé comme zone de collecte liquide et le compartiment supérieur comme zone de séparation. La capacité des

séparateurs horizontaux va généralement jusqu'à **5000 m³/Jour**, avec des pressions pouvant atteindre (**420 Bars**). Au moyen orient, on retrouve des séparateurs horizontaux de très grande capacité pouvant aller jusqu'à **20000 m³/Jour**.

❖ **Avantages :**

- + Solution économique.
- + Transport facile.
- + Séparation tri phasique aisée.
- + Rempli à moitié, il offre un passage suffisant du gaz.
- + Les séparateurs horizontaux sont utilisés pour les GOR élevés ou en cas de risque de moussage.

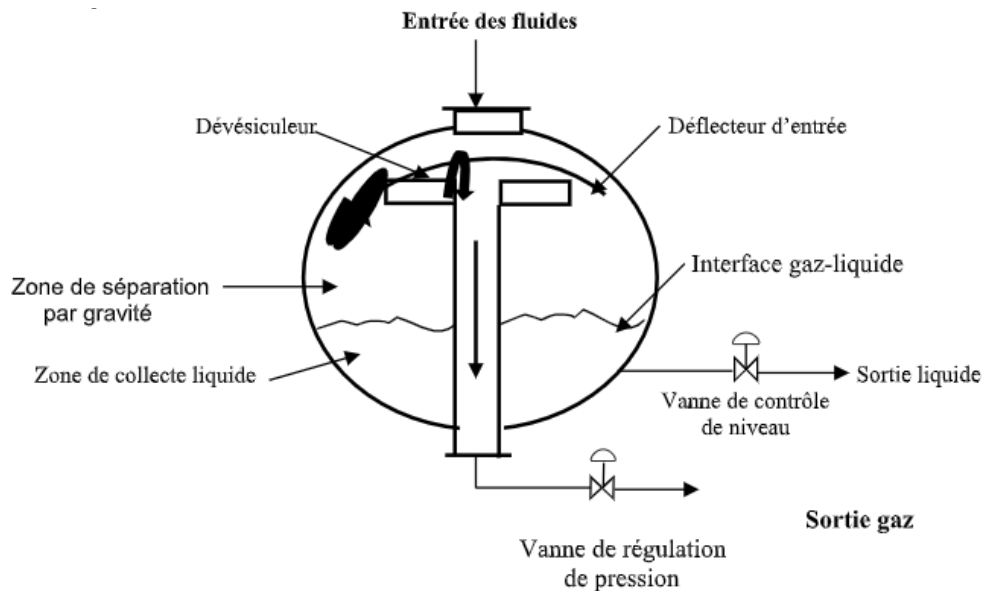


Figure III.5 : Ballon sphérique avec un démister horizontal

Le débit liquide entrant est réparti sur la surface d'un déflecteur de forme spirale puis se rassemble dans la zone de collecte. La séparation des gouttes de liquide résulte principalement de la réduction de vitesse imposée au gaz dans le séparateur. Le double changement de

direction permet au gaz de se débarrasser de ses particules liquides. Le liquide s'accumule dans la partie intérieure du séparateur assurant un bon dégazage.

❖ **Avantages :**

- ✚ Ce type d'équipement présente l'avantage d'être compact.
- ✚ Utilisation possible sur une unité de production **OFF SHORE**.
- ✚ Utilisé à des très hautes pressions.

❖ **Inconvénients :**

- ✚ Séparation triphasique difficile.
- ✚ Coût très cher.
- ✚ Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbure moussant.
- ✚ L'utilisation de ce séparateur n'est pas courante.

✓ **Comparaison entre les séparateurs gaz-liquide :**

Un séparateur **gaz-liquide** peut être équipé d'un démister et d'un déflecteur. D'une manière générale, on opte pour un séparateur vertical lorsque le débit de soutirage liquide est inférieur à **0.3 m³ /h**. Si le rapport hauteur/diamètre (**H/D**) est supérieur à **5**, un ballon horizontal devrait être préférable [11].

Les critères de choix du type de séparateurs du gaz, di et triphasiques, ainsi que les avantages et les inconvénients de chaque type sont représentés sur le tableau suivant :

Tableau III.1 : Critères de choix d'un séparateur

	Horizontale	Vertical	Sphérique
Efficacité de La séparation	1	2	3
Stabilisation des fluides séparés	1	2	3
Souplesse (production par bouchons)	1	2	3
Facilité de réglage (niveau)	2	1	3
Capacité à diamètre égal	1	2	3
Prix par unité de capacité	1	2	3
Aptitude à admettre des corps étrangers	3	1	2
Aptitude au traitement des mousses	1	2	3
Facilité de transport	1	3	2

Encombrement vertical	1	3	2
Encombrement horizontal	3	1	2
Facilité d'installation	2	3	1
Facilité d'inspection et d'entretien	1	3	2

Les différentes technologies des ballons tampons utilisés pour la séparation des charges gaz-liquide en fonction de diamètre des gouttelettes est résumé dans le tableau ci-dessous :

Technologies	Diamètre des gouttelettes à séparer
Séparateur par gravité	Jusqu'à 300 μm
Séparateur centrifuge	Jusqu'à 8-10 μm
Séparateur à démister horizontal	Jusqu'à 10 μm
Séparateur à démister vertical	Jusqu'à 10 μm

**Tableau
III.2 :
Type de
séparateur
en
fonction
du
diamètre
des
particules**

• **PRESENTATION ET ANALYSE DU PROBLEME :**

Après avoir éliminé le CO_2 dans la section de décarbonatation, le gaz traité passe dans la section de déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques.

➤ **Présentation du problème :**

(1) le plus favorable

(2) Intermédiaire

(3) le moins

En amont du sécheur, il y a un entraînement du liquide à partir du ballon séparateur. Ce liquide engendrant les problèmes d'exploitation suivants :

- ✚ Création de chemins préférentiels dans les sécheurs, sachant que ces derniers sont conçus uniquement pour déshydrater une charge gazeuse, ce qui diminue l'efficacité de la déshydratation.
- ✚ La contamination du gaz à la sortie de la section de déshydratation, par l'eau provoque la formation d'hydrates qui entraîne le bouchage dans la partie cryogénique du procédé.
- ✚ Le vieillissement rapide des tamis moléculaires et la diminution de leur durée de vie qui provoque des changements fréquents du tamis.
- ✚ Diminution du débit du gaz à liquéfier afin d'éviter la saturation du tamis, d'où une réduction de la production.

➤ **Analyse du problème :**

A travers l'échangeur (**E521**), le gaz est refroidi de **38°C** à son admission à **21°C** à sa sortie. A ce stade, **60 %** de l'eau contenue dans le gaz est condensée.

Le gaz sortant se dirige ensuite vers le ballon séparateur des sécheurs (**G787**) où les hydrocarbures lourds et l'eau libres condensés sont séparés et envoyés vers le décanteur des hydrocarbures.

Le gaz sortant en haut du ballon séparateur est envoyé vers le sécheur en service (**R310/311**) où la vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée par le tamis moléculaire.

L'entraînement du liquide vers les sécheurs peut être expliqué par une mauvaise séparation au niveau du ballon séparateur (**G787**).

Des modifications ont été réalisées au niveau des trains **300,500** et **600** en installant des nouveaux ballons séparateurs pour améliorer les conditions d'exploitation et remédier au problème d'entraînement d'eau.

Le travail qui nous a été confié, dans le cadre de notre projet, est de vérifier le dimensionnement du ballon séparateur (**G787**) afin de réaliser une séparation efficace à celle obtenue par l'ancien séparateur dans le but d'améliorer la production de **GNL**.

III.5. Ballon séparateur au niveau de la section déshydratation du complexe

GL1/Z :[12]

Le séparateur des sécheurs (**G787**) est positionné en aval du refroidisseur des sécheurs (**E521**). Il a pour rôle d'éliminer toute l'eau liquide condensée à la sortie du refroidisseur.

- **Description du séparateur des sécheurs : [12]**

- Nouveau ballon séparateur :

Le nouveau ballon séparateur des sécheurs (**G787**) est divisé en trois étages de séparation à savoir :

1. Premier étage : cet étage est muni d'un distributeur de gaz spécialement conçu pour homogénéiser le flux du gaz à travers le tamis débrimeur. Ceci permettra une séparation efficace et naturelle de l'eau condensée dans le refroidisseur des sécheurs du gaz naturel à traiter.

2. Deuxième étage : cet étage assure la séparation sur matelas dévésiculeur (débrimeur) des petites gouttelettes d'eau entraînées avec le gaz venant du distributeur. Ces gouttelettes ont une taille suffisamment petite (**inférieure à 5 microns**) et sont entraînées avec le gaz. Un fonctionnement efficace de cet étage réduira la teneur en eau liquide dans le gaz et ainsi permettra un fonctionnement normal de l'étage suivant.

3. Troisième étage : cet étage assure l'élimination totale des aérosols liquide et solide à l'aide de **109 cartouches** de coalescence. Les cartouches de coalescence liquide /gaz installées au niveau du nouveau ballon séparateur sont destinées à séparer des aérosols liquides constitués de condensats d'hydrocarbures et d'eau. Les condensats d'hydrocarbures se caractérisent par des masses volumiques relativement faibles ce qui signifie que ces aérosols sont légers et donc difficiles à séparer, d'où la nécessité d'utiliser une technologie fine de type coalescence.

- Ancien ballon de séparateur :

L'ancien séparateur des sécheurs présente une conception similaire à celle du nouveau modèle, à l'exception de l'absence de cartouches de coalescence. Le processus de séparation s'effectue en trois étapes :

- ✓ **Séparation primaire :**

Cette étape repose sur l'utilisation d'un déflecteur. Sous l'effet de leur quantité de mouvement, les gouttelettes liquides entraînées par la vapeur viennent s'impacter sur le déflecteur, où les plus grosses gouttelettes se déposent puis chutent sous l'effet de la gravité.

✓ **Séparation secondaire :**

Les gouttelettes de plus petite taille sont ensuite séparées dans la zone de désengagement, où elles se déposent progressivement par gravité lors du passage de la vapeur.

✓ **Séparation tertiaire :**

Enfin, les très fines gouttelettes sont éliminées par coalescence au niveau du démister, où elles s'agglomèrent pour former des gouttelettes plus grosses, qui retombent ensuite sous l'effet de la gravité.

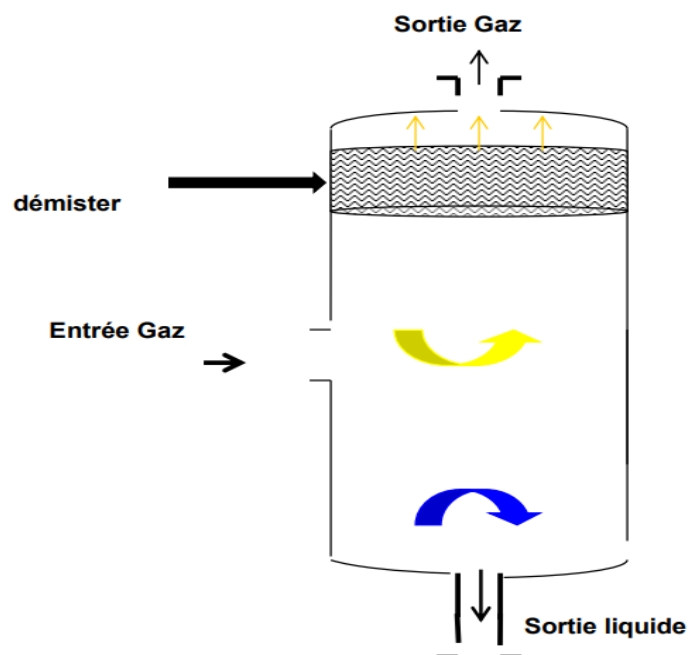


Figure III.6 : Ancien ballon séparateur

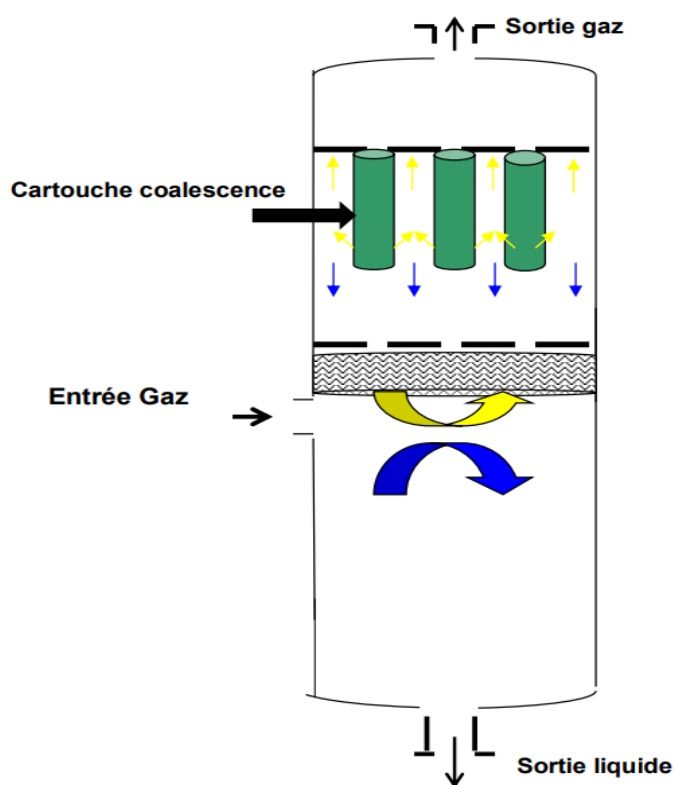


Figure III.7 : Nouveau ballon séparateur

➤ **FONCTIONNEMENT DU NOUVEAU SEPARATEUR : [13]**

Le gaz naturel entre dans le séparateur au niveau du premier étage via un distributeur. À ce niveau, les phases liquides, constituées d'eau et d'hydrocarbures, sont séparées par gravité et s'accumulent dans la partie inférieure du ballon.

L'eau ainsi récupérée est évacuée vers le décanteur d'hydrocarbures à travers une vanne de régulation de niveau (**LV-X02.01**).

Sur la ligne d'évacuation, une vanne d'isolement (**XV-X02.248**) est installée afin d'empêcher le retour du gaz du séparateur vers le décanteur en cas de niveau très bas.

Ce premier étage est équipé de deux dispositifs de sécurité :

 Un très bas niveau (**LSLL-X02.257**) provoquant la fermeture de la vanne **XV-X02.248**.

 Un très haut niveau (**LSHH-X02.256**) entraînant la fermeture de la vanne **XV-X02.52**, située sur la ligne d'alimentation en gaz naturel vers la section de liquéfaction.

Le gaz, partiellement débarrassé de l'eau, traverse ensuite un matelas dévésiculeur disposé horizontalement au-dessus de la bride d'entrée. Les aérosols de quelques microns à quelques dizaines de microns s'y agglomèrent pour former des gouttelettes plus grosses, qui retombent par gravité dans la capacité située sous la bride d'entrée, puis rejoignent le bas du ballon pour être évacuées avec l'eau déjà séparée.

Le gaz partiellement épuré passe ensuite à travers une plaque tubulaire comportant **109** orifices, chacun équipé d'une cartouche de coalescence montée verticalement sur un tube de support permettant son élévation par rapport à la plaque.

Les aérosols les plus fins sont coalescés au sein de ces cartouches, puis drainés rapidement le long de celles-ci grâce à leur traitement oléophobique et hydrophobique. Une fois au bas des cartouches, les gouttelettes formées tombent dans la capacité inférieure.

Le coalesceur est conçu de manière à assurer un espacement suffisant entre les cartouches, évitant ainsi que le gaz épuré ne ré-entraîne les liquides coalescés.

Le gaz épuré est ensuite évacué par la partie supérieure du corps de coalescence.

L'eau récupérée au niveau de la plaque tubulaire est dirigée vers le décanteur d'hydrocarbures via un pot d'instrumentation. Son niveau est régulé automatiquement par la **vanne LV-X02.01A**. L'excès d'eau collecté par le coalesceur est évacué vers le collecteur par une ligne distincte de celle du premier étage.

Une **vanne d'isolement (XV-X02.248A)** est également installée sur cette ligne pour empêcher tout retour de gaz vers le décanteur en cas de très bas niveau.

La pression différentielle à travers les cartouches de coalescence est surveillée par le transmetteur **PDT-X02.307**. La pression initiale est d'environ **120 mbar**. La pression différentielle maximale admissible pour un fonctionnement optimal est de **700 mbar**. Au-delà de cette valeur, une alarme est déclenchée afin de vérifier les conditions d'exploitation et de préparer le remplacement des cartouches.

Le troisième étage est également doté de deux sécurités :

- Un très bas niveau (**LSLL-X02.257A**) entraînant la fermeture de la vanne **XV-X02.248A**.
- Un très haut niveau (**LSHH-X02.256A**) générant une alarme au niveau du système de contrôle-commande (**DCS**)

✓ Principe de la coalescence : [14]

La coalescence est un mécanisme de séparation physique. Elle est destinée à séparer de très petites gouttes de liquide finement dispersées dans une phase majoritaire, liquide ou gaz. La coalescence liquide/gaz plus spécifiquement consiste donc à séparer de très petites gouttes de liquide, appelées communément aérosols, d'une phase gaz.

Les aérosols présents dans un flux gazeux sont souvent de très petite taille, de quelques dizaines de microns à quelques microns voire submicroniques. Ces aérosols ne peuvent donc être séparés que par des technologies très fines que les technologies de séparation conventionnelles de type séparateurs par gravité, cyclones, voire matelas dévésiculeur et séparateurs à chocs, ne peuvent pas séparer efficacement.

La coalescence consiste à rassembler progressivement, ou à coalescer, ces aérosols entre eux au travers d'un média spécifique, pour former de plus grosses gouttes qui sont par conséquent plus faciles à séparer du flux gazeux.

Les coalesceurs **PALL** présentes sous la forme de cartouches de coalescence, sont constituées d'un média de coalescence fibreux et de différentes couches de support et de drainage. Les cartouches sont positionnées sur une plaque tubulaire de manière verticale, face ouverte vers le bas, le gaz circulant de l'intérieur vers l'extérieur des cartouches. La couche la plus extrême de la cartouche est traitée de manière oléo phobique et hydrophobique (**brevet PALL**), de manière à faciliter le drainage des liquides coalescés le long des cartouches par gravité vers le bas. Le gaz épuré de liquides quant à lui est évacué par le haut du carter de coalescence.

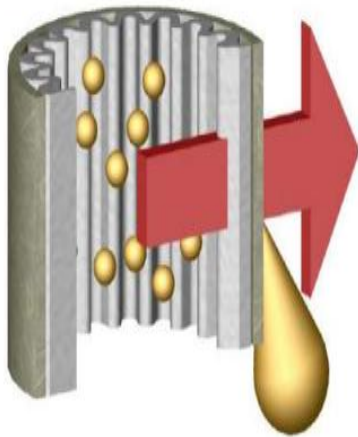


Figure III.8 : Le principe de la coalescence.

Figure III.9 : les cartouches coalescence.

Ces conséquences nous conduisent à étudier les dimensions du ballon séparateur afin de vérifier et d'apporter une solution à ce problème et limiter la dégradation rapide des tamis moléculaires, en donnant les paramètres de fonctionnement selon le design.

III.6. Paramètres de fonctionnement selon le design :

- ✚ Gaz traité : gaz naturel
- ✚ Densité de gaz : **35.86 kg/m³**
- ✚ Poids moléculaire : **18.6 g/mol.**
- ✚ Température d'entrée : **21°C**
- ✚ Pression de fonctionnement : **41.5 Bar**
- ✚ Débit max de gaz à traiter : **340000Nm³ / h**
- ✚ Phase liquide : mélange d'amines/eau/hydrocarbures
- ✚ Débit liquide : **2300 ppm** poids entrée de coalesceur

CHAPITRE IV:
DIMENTIONNEMENT

IV.1. Introduction :

Suite au passage du mélange gazeux du gaz carbonique dans l'échangeur la température passe de (**38°C à 21°C**). Cette baisse de température favorise la condensation de l'eau d'où la nécessité de la séparer du flux gazeux, donc il devient normal le choix d'un ballon de séparation.

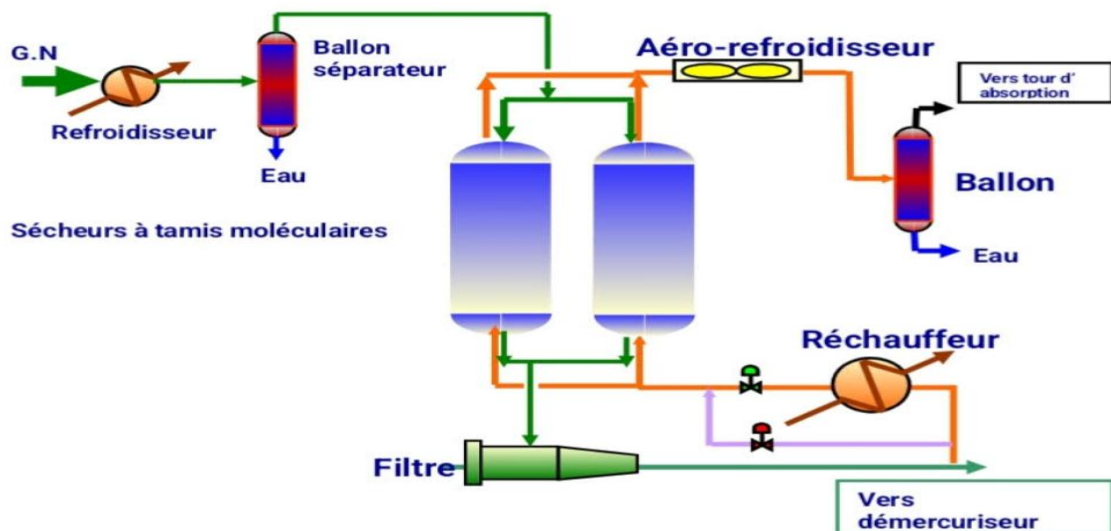
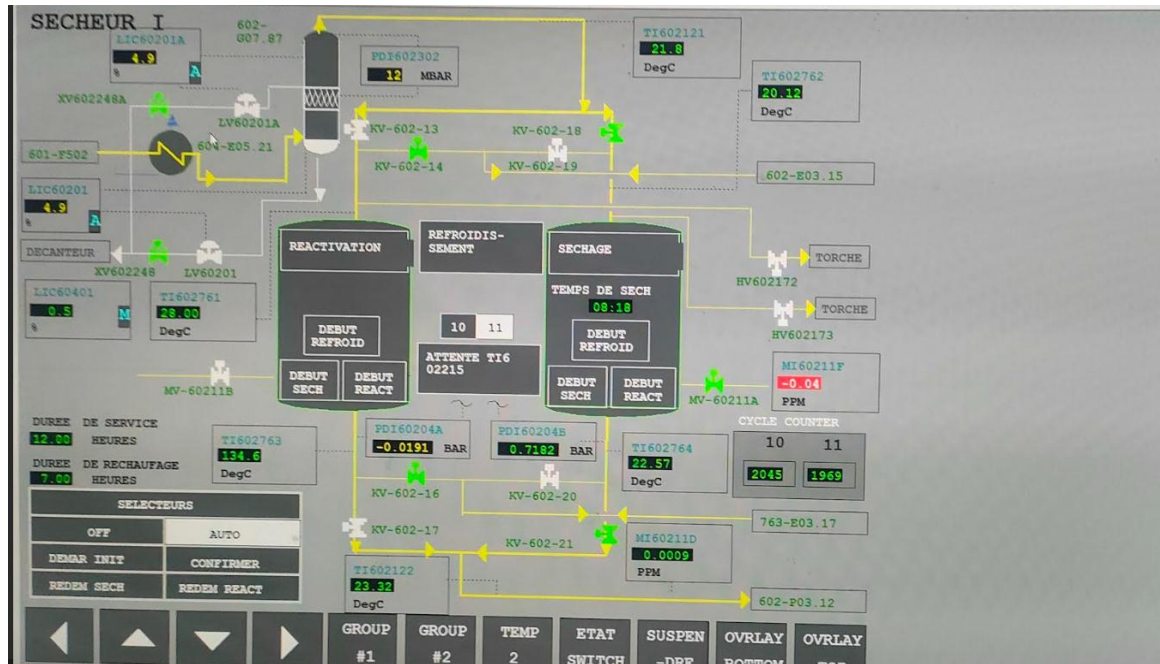


Figure IV.1 : Design de la section de déshydratation au niveau de GL1/Z

Figure IV.2 : Schéma simplifié de la section déshydratation au niveau de GL1/Z

IV.2. Paramètres de fonctionnement selon le design :

- ✚ Gaz traité : gaz naturel
- ✚ Densité de gaz : **35.86 kg/m³**
- ✚ Poids moléculaire : **18.6 g/mol**
- ✚ Température d'entrée : **21°C**
- ✚ Pression de fonctionnement : **41.5 Bar**
- ✚ Débit max de gaz à traiter : **340000Nm³ / h**
- ✚ Phase liquide : mélange d'amines/eau/hydrocarbures
- ✚ Débit liquide : **2300 ppm** poids entrée de coalesceur
- ✚ Débit à 100% de production : **255000Nm³ /h**

IV.3. Dimensionnement d'un séparateur vertical liquide-vapeur :**VI.3.1. Calcul de la vitesse verticale liquide-vapeur :**

La vitesse verticale des vapeurs U_v est donnée par l'équation suivante : [14]

$$U_v = \frac{4Q_v}{\pi D^2} \quad \text{IV.1}$$

Avec :

$$Q_v = S \times V \quad \text{IV.2}$$

Q_v : Débit volumique

S : section de passage

V : vitesse de fluide

La section du ballon Ω est obtenue par le rapport :

$$\text{Avec :} \quad \Omega = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{Q_v}{U_v} \quad \text{IV.3}$$

U_v : vitesse verticale des vapeurs en (m/s).

Q_v : débit volumique des vapeurs ascendantes en (m³ /s).

D : diamètre du ballon séparateur en (m).

$$\text{D'où :} \quad D = \sqrt{\frac{1.27Q}{U_v}} \quad \text{IV.4}$$

La vitesse des vapeurs verticales U_v est estimée par la corrélation suivante : [14]

$$\text{Avec :} \quad U_v = \theta \cdot U_a \quad \text{IV.5}$$

θ : facteur correctif de la vitesse admissible ($0,15 \leq \theta \leq 2,0$) .

U_a : la vitesse admissible.

Pour les ballons séparateurs verticaux à démister, on prend $\theta=1$.

Par ailleurs, la vitesse admissible U_a est donnée par la relation de **SOUNDERS – BROWN** :[15]

$$\text{Avec :} \quad U_a = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad \text{IV.6}$$

ρ_L : la masse volumique du liquide (**lb/ft³**) .

ρ_g : la masse volumique du gaz naturel (**lb/ft³**) .

K: Sounders - Brown coefficient; **K =0.35**

IV.3.2. Correction par la pression :

$$K=K_i-0.0001 (P-100)$$

P : pression de service (**psi**)

$$P=41.5 \text{ Bars} = 601.9 \text{ psi}$$

$$K=0.30$$

Application :

$$U_v = \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad \text{IV.7}$$

Sachant que **K = 0.30**

Et **$\rho_L = 62.43 \text{ lb/ft}^3$**

➤ **Calcul de la masse volumique du gaz naturel et on applique la loi des gaz réels :**

$$P.V = Z .n .R . T \quad \text{IV.8}$$

$$n = \frac{m}{M_w}$$

Avec :

IV.9

D'où :

$$\rho_{GN} = \frac{m}{V} = \frac{M \times P}{Z \times R \times T} \quad \text{IV.10}$$

Avec :

P : la pression dans le séparateur (**psi**).**T** : la température du gaz (**°R**).**M_m** : la masse moléculaire du gaz (**lb/lb moles**).**m** : la masse du gaz (**lb**).**V** : le volume du gaz (**ft³**).**R** : la constante des gaz (**psi.ft³/lb mol. °R**).**Z** : le coefficient de compressibilité du gaz naturel (relevé du diagramme), (**Annexe1**)

Pour pouvoir utiliser le diagramme, il faut déterminer au préalable la pression et la température pseudo réduite.

$$P_{PR} = P / P_c$$

$$T_{PR} = T / T_{cm}$$

Avec :

T_{cm} : la température critique du mélange en (**°R**).**P_{cm}** : la pression critique du mélange est calculée à partir de l'équation suivante :

$$P_{cm} = \frac{R \times Z_{cm} \times T_{cm}}{V_{cm}} \quad \text{IV.11}$$

V_{cm} : le volume critique du mélange en (**ft³**).**Z_{cm}** : facteur de compressibilité critique du mélange.

Avec :

$$T_{cm} = \sum x_i \cdot T_{ci}$$

$$V_{cm} = \sum x_i \cdot V_{ci}$$

$$Z_{cm} = \sum x_i \cdot Z_{ci}$$

Les résultats obtenus sont résumés dans le **tableau IV.1** suivant :

Tableau IV.1 : Résumé des propriétés physico-chimique des composants du gaz naturel

Substance	Masse moléculaire lb/lb mol	X ci (Fraction molaire)	T ci (R°)	V ci (ft ³ /mol)	Z ci
N ₂	28 ,01	0.0601	227.16	3291.36	0.290
He	4,00	0.0021	9.342	2037.33	0.302
CH ₄	16,04	0.008472	342.9	3640.72	0.288
C ₂ H ₆	30,07	0.0678	549.72	5442.7	0.285
C ₃ H ₈	44,01	0.0148	665.64	7465.32	0.281
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0.0020	734.58	9671.82	0.283
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0.0030	765.36	9377.62	0.274
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0.0007	854.28	11179.6	0.262
n-C ₅ H ₁₂	72,12	0.0007	828.72	11253.15	0.273
H ₂ O	18,00	0.0016	527.4	2099.85	0.235

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{cm} = 357.078^{\circ}\text{R} \\ V_{cm} = 3832.55 \text{ cm}^3/\text{mole} \\ Z_{cm} = 0,2876 \\ P_{cm} = \frac{R \times Z_{cm} \times T_{cm}}{V_{cm}} \end{array} \right. \quad \text{IV.12}$$

Donc: $P_{cm} = 660.074 \text{ atm}$

Et on obtient : $P_{PR} = 0,916$

$$T_{PR} = 1,49$$

On lit sur le diagramme (**Annexe 1**) :

$$Z = 0,91$$

D'où : $\rho_{GN} = 2.21 \text{ lb/ft}^3$

Donc $U_v = 1.566 \text{ ft/sec}$

IV.3.3. Calcul du débit volumique de la vapeur QV :

$$Q_v = \frac{\text{ft}^3 \times P \times T_s \times Z \times h}{\text{hr} \times P_s \times T \times \text{sec}} \quad \text{IV.13}$$

$$Q_v = 59.07 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

- Conditions normales : $T = 491.4^\circ\text{R}$; $P = 14.7 \text{ psi}$
- Conditions de service : $T_s = 529.2^\circ\text{R}$; $P_s = 610.05 \text{ psi}$

IV.3.4. Calcul du diamètre du séparateur D :

$$D_{vd} = \sqrt{\frac{4Q_v}{\pi U_v}} = \sqrt{\frac{4 \times 59.07}{\pi \times 1.566}} \quad \text{IV.14}$$

$$D_{vd} = 6.75 \text{ ft}$$

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

$$D = D_{vd} + 6 \text{ in} = 6.75 + 6/12$$

Remarque : s'il n'y a pas de d

$$D = 7.43 \text{ ft}$$

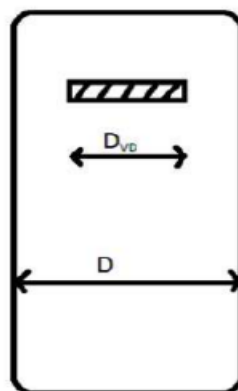


Figure IV.3 : Schéma montrant la disposition des diamètres D et DVD.

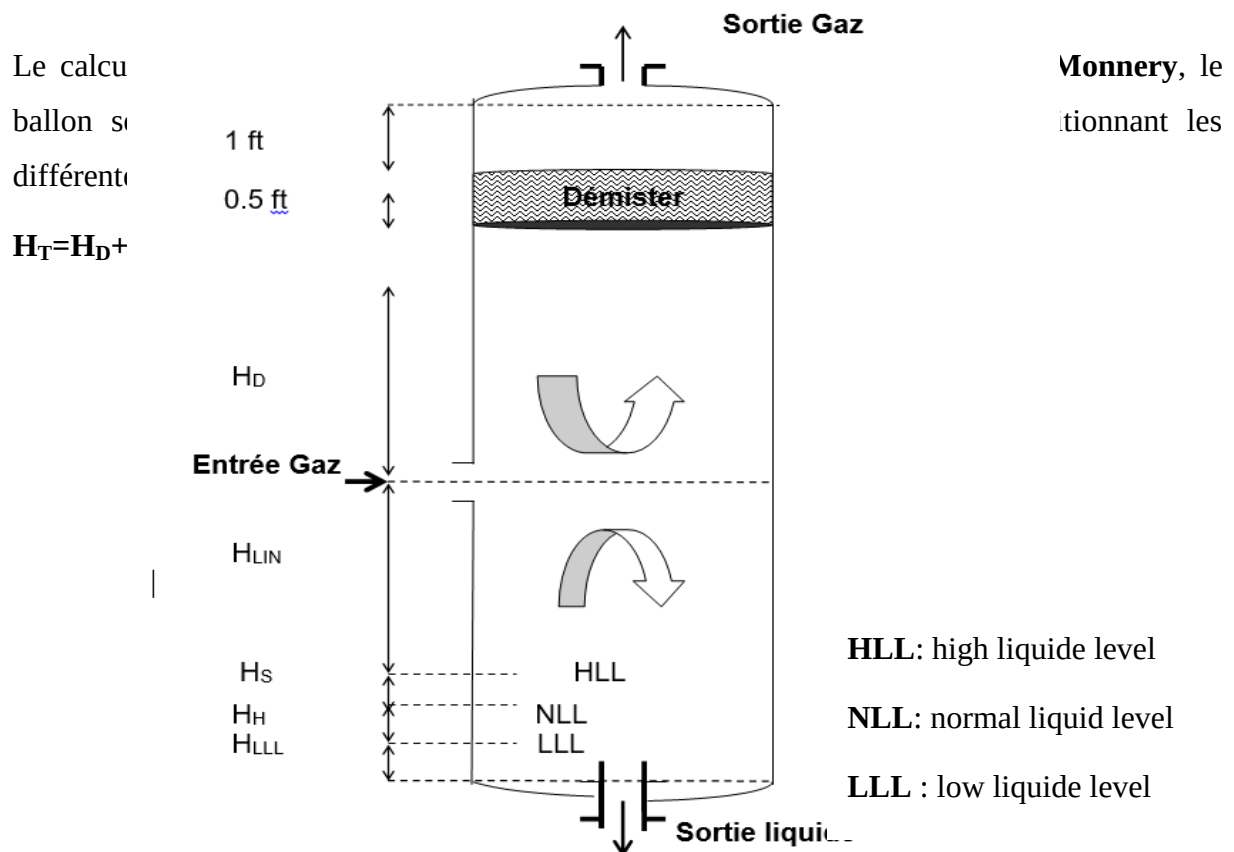


Figure IV.4 : Ballon séparateur liquide /gaz

IV.3.5. Calcul de débit volumique du liquide Q_L :

$$Q_L = X_{H_2O} \cdot Q_V$$

IV.15

$$Q_L = 0.22 \text{ ft}^3 / \text{sec} = 13.2 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Sélectionner le hold up time et le surge time: [16]

 **Temps de rétention** : est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal en cas où il y'a un problème au niveau de l'alimentation.

 **Temps d'alarme** : est un temps de sécurité que l'on se donne si on a un problème au niveau de l'évacuation de liquide.

IV.3.6. Calcul du volume de rétention V_H :

$T_H = 5 \text{ min}$ à partir de l'*annexe2*

$$V_H = T_H \times Q_L = 5 \times 13.2$$

$$V_H = 66 \text{ ft}^3$$

Q_L : débit volumique du liquide (ft^3/min)

T_H : temps de rétention (**min**)

IV.3.7. Calcul du volume du surge V_s :

$T_s = 5 \text{ min}$ à partir de l'*annexe3*

$$V_s = T_s \times Q_L = 5 \times 13.2$$

$$V_s = 66 \text{ ft}^3$$

Q_L : débit volumique du liquide (ft^3/min)

T_s : temps d'alarme (**min**)

IV.3.8. Calcul de la hauteur minimale du liquide H_{LLL} :

Obtenir la hauteur à partir du Tableau IV.2

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

IV.3.9. Calcul de la hauteur du hold up H_H :

$$H_H = \frac{4V_H}{\pi D^2} = \frac{4 \times 66}{\pi \times (7.43)^2} \quad \text{IV.16}$$

$$H_H = 1.52 \text{ ft}$$

IV.3.10. Calcul de la hauteur du surge H_s :

$$H_s = \frac{4V_s}{\pi D^2} = \frac{4 \times 66}{\pi \times (7.43)^2} \quad \text{IV.17}$$

$$H_s = 1.52 \text{ ft}$$

IV.3.11. Calcul de la hauteur H_{LIN} (Distance entre H_{LL} et le centre de la tubulure d'alimentation) :

$$H_{LIN} = 12 + d_N \text{ (inch)}$$

d_N : le diamètre de la tubulure d'entrée feed gaz

$$d_N = \left[\frac{4Q_m}{\pi \times 60 \sqrt{\rho_m}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{IV.18}$$

Q_m : débit moyen (ft^3/s)

$$Q_m = Q_L + Q_V = 0.22 + 59.07 = 59.29 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Q_V : débit volumique du gaz (ft^3/s).

ρ_m : masse volumique moyenne (lb/ft^3).

$$\rho_m = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad \text{IV.19}$$

λ : fraction du liquide dans le courant diphasique

$$\lambda = \frac{Q_L}{(Q_L + Q_V)} = 0.0037$$

$$\rho_m = 2.43 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

ρ_L : masse volumique du liquide (lb/ft^3).

ρ_g : masse volumique du gaz (lb/ft^3).

$$d_N = 0.898 \quad / \quad H_{LIN} = 12.07 \text{ ft}$$

IV.3.12. Calcul de la hauteur de dégagement de la vapeur H_D :

$$H_D = 0.5 \times D = 0.5 \times 7.43$$

$$H_D = 3.71 \text{ ft}$$

IV.3.13. Calcul de la hauteur totale H_T :

$$H_T = H_{LIN} + H_D + H_S + H_H + H_{LLL}$$

$$H_T = 12.07 + 3.71 + 1.52 + 1.52 + 0.5 + 0.5 + 1$$

$$H_T = 20.82 \text{ ft}$$

IV.3.14. Vérification si H_T/D est supérieure à 1.5 :

$$\frac{H_T}{D} = \frac{20.82}{7.43} = 2.8 > 1.5$$

IV.3.15. Résultats du dimensionnement du ballon séparateur :

Les résultats des calculs sont donnés dans le **Tableau IV.2** suivant :

Tableau IV.2: Résultats du calcul de dimensionnement du ballon séparateur

Les grandeurs		Les valeurs
Coefficient de compressibilité	Z	0.91
Masse volumique du gaz naturel	ρ_{GN} (lb/ft³)	2.21
Vitesse admissible (ft /sec)	U_a	1.56
Vitesse verticale des vapeurs (ft /sec)	U_v	1.56
Diamètre du ballon séparateur (ft)	D	7.43
Volume de rétention (ft ³)	V_H	66
Volume de surge (ft ³)	V_s	66
Hauteur minimale du liquide (ft)	H_{LLL}	0.5
Hauteur du hold up (ft)	H_H	1.52
Hauteur de surge (ft)	H_s	1.52

Hauteur H _{LIN} (ft)	H_{LIN}	12.07
Hauteur de dégagement (ft)	H_D	3.71
Hauteur totale (ft)	H_T	20.82

Tableau IV.3 : Dimensions des ballons séparateurs

Les grandeurs	Ballon séparateur dimensionné	Ancien ballon séparateur	Nouveau ballon séparateur
Diamètre D(ft)	7.49	7.49	7.49
Hauteur totale H_T (ft)	20.82	13.05	21.16

IV.3.16. Interprétation des résultats :

Les résultats de calcul montrent que :

Un débit de **250 000 Nm³/h** de gaz à traiter, nécessite un ballon séparateur d'un **diamètre de 7.43 ft** et d'une **hauteur totale de 20.82ft**.

On constate que, la hauteur totale du l'ancien ballon séparateur installé aux trains de liquéfaction **100 ,200 et 400**, est inférieure à la hauteur calculée avec un écart de **7,77ft (2.368296 mètres)**, donc l'ancien ballon séparateur des sécheurs est sous dimensionné ; ce qui provoque une mauvaise séparation **gaz / liquide**.

La hauteur insuffisante du séparateur réduit le temps de rétention des gouttelettes d'eau, ainsi que le temps de résidence du gaz naturel.

Les dimensions du nouveau ballon séparateur installé au niveau des trains **300,500 et 600** vérifient les résultats de calcul. La conception développée de ce dernier permet d'atteindre une séparation efficace, ce qui influe positivement sur la durée de vie des tamis moléculaires et sur le coût de production du **GNL**.

CHAPITRE V
**ETUDE TECHNICO-
ECONOMIQUE**

ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE :

Une étude technico-économique est nécessaire pour pouvoir déterminer l'impact de la bonne séparation du nouveau ballon **séparateur (G787)** sur la durée de vie des tamis moléculaires des sécheurs et par conséquent sur le coût de production du **GNL**.

Pour calculer la durée de vie des tamis moléculaires, on a besoin de la quantité d'eau contenue dans le gaz à la sortie du séparateur.

Au niveau du procédé du complexe nous n'avons pas un analyseur d'humidité installé à la sortie du **séparateur (G787)**, donc une simulation est utile pour connaître cette quantité d'eau qui doit être adsorbée par les tamis moléculaires.

Pour cela on a utilisé **le HYSYS** comme logiciel de calcul pour simuler une partie de la section déshydratation qui tiens compte le circuit du gaz à partir de la sortie de la section décarbonatation jusqu'à l'entrée du sécheur (**R 310/311**).

V.1.Paramètres de simulation :

Tableau V.1 : Paramètres de simulation

	Charge	Propane
Débit (lb/Kg)	468104	63520
Température (C°)	38	18
Pression (Bar)	42	8

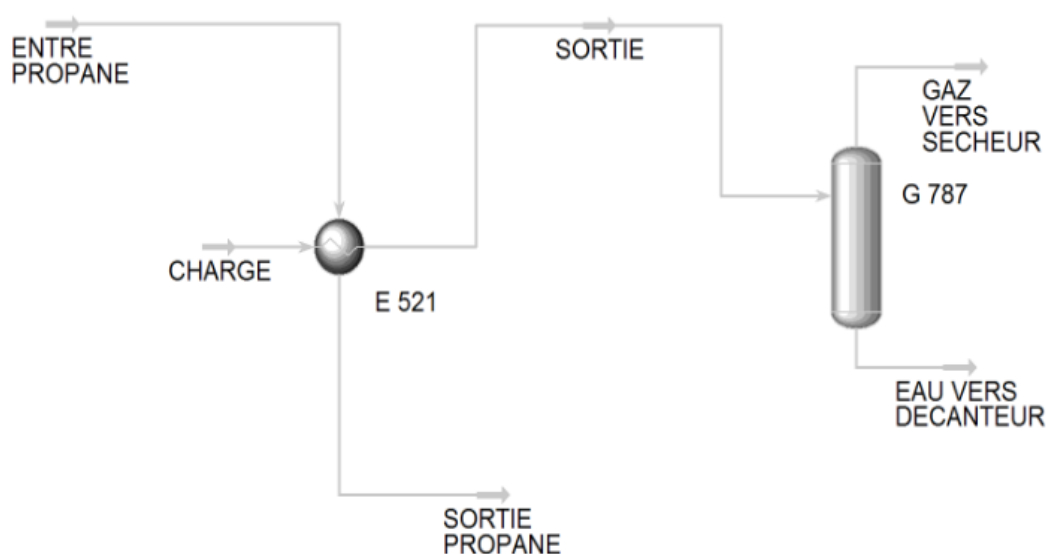


Figure V.1 : Simulation d'une partie de la section déshydratation par HYSYS

V.2.Masse d'eau à éliminer :

Le temps d'un cycle d'adsorption est **12 heures**, donc la masse d'eau à éliminer est :

$$m_{H_2O} = 12 \cdot Q_{mH_2O}$$

D'après les résultats donnés par **HYSYS**, la quantité d'eau contenue dans le gaz à la sortie du nouveau séparateur est de **145.57 Kg/h**. Donc la masse d'eau qui doit être adsorbée par les tamis moléculaires pendant un cycle de séchage est de :

$$145.57 \text{ Kg/h} \times 12 \text{ h} = 1746.84 \text{ Kg}$$

V.3.Calcul de la capacité d'adsorption nécessaire :

Cette capacité est calculée à partir de la masse d'adsorbant du tamis moléculaire et de la masse d'eau à éliminer :

$$m_{TM} = \frac{m_{H_2O}}{C_{ads}} \quad \text{V.1}$$

m_{TM} : la masse du tamis moléculaire

m_{H_2O} : la masse d'eau à éliminer

C_{ads} : la capacité d'adsorption du tamis moléculaire.

- Un sécheur contient **150 futs** de tamis moléculaire.
- La masse d'un fut est de **160 Kg**.

Donc la masse du tamis moléculaire dans un sécheur correspond à :

$$150 \times 160 = 24000 \text{ Kg}$$

La masse d'eau à éliminer est de : **1746.84 Kg**

$$C_{ads} = \frac{m_{H_2O}}{m_{TM}} = \frac{1746.84}{24000} = 0.072785$$

Pour pouvoir éliminer la quantité d'eau restante dans le gaz à la sortie du nouveau ballon séparateur, un tamis moléculaire avec une capacité d'adsorption de **7.72785%** est recommandé.

Au niveau du complexe, le tamis moléculaire **4A° DG-TRISIV** a une capacité d'adsorption de **22%**, donc on peut estimer la nouvelle durée de vie correspondante :

V.4.Estimation de la durée de vie du tamis moléculaire :

A saturation, le tamis qu'on utilise **4A° DG-TRISIV** peut adsorber jusqu'à 22% de son poids (indication du fournisseur). Mais généralement, on considère qu'un lit de tamis moléculaire ne se sature qu'à **2/3** de sa hauteur.

A cet effet, la capacité d'adsorption effective est :

$$C_{ads\ eff} = \frac{2}{3} \cdot C_{ads} = \mathbf{14,67\%}$$

D'autre part, cette capacité d'adsorption est affectée (altérée) par le nombre de cycles car 1 génération ne peut être efficace à **100%** en plus de l'effritement que le tamis moléculaire subit. Si on accepte une perte moyenne annuelle de **10%** de la capacité d'adsorption moyenne :

$$C_{ads} = C_{ads\ eff} - \mathbf{0,1\ C_{ads\ eff}}$$

Un calcul itératif nous permis de savoir la durée de vie du tamis moléculaire. Par exemple pour la première année la capacité d'adsorption est :

$$C_{ads} = \mathbf{14.67 - 0.1 \times 14.67 = 13.203}$$

Tableau V.2 : Estimation de la durée de vie du tamis moléculaire

Durée de vie (année)	Capacité d'adsorption%
1	13.203
2	11.8827
3	10.69443
4	9.624987

Le	5	8.6624883	tamis
	6	7.79623947	
	7	7.016615523	

moléculaire **4A° DG-TRISIV** au niveau du complexe a une capacité d'adsorption effective de **14,67%**.

Ce même tamis moléculaire peut être exploité avec une capacité d'adsorption de **7.72785%** dans le cas du nouveau ballon séparateur récemment installé, ce qui conduit à un gain dans la durée de vie du tamis moléculaire.

Dans le cas de l'ancien ballon séparateur, on était obligé de changer le tamis moléculaire chaque deux ans, alors que pour le nouveau ballon séparateur, le même tamis moléculaire est estimé à fonctionner plus de **7 ans** comme le montre les résultats de calcul (**Tableau V.2**).

Un gain de **5 ans** pour la durée de vie du tamis moléculaire nous donne une idée sur l'impact positif du nouveau ballon séparateur.

- ✚ La section déshydratation du complexe comporte deux sécheurs.
- ✚ Chaque sécheur contient 150 futs de tamis moléculaire type **4A° DG-TRISIV**.
- ✚ Le prix d'un fut de tamis moléculaire est de **32616.7737 DA**.
- ✚ Le coût des deux sécheurs est de $2 \times 150 \times 32616.7737 = \mathbf{9785032 \text{ DA}}$

Si l'exploitation du nouveau ballon séparateur peut augmenter la durée de vie du tamis d'une période de 5 ans, cela nous permettra de gagner $2.5 \times 9785032 \text{ DA} = \mathbf{244635810 \text{ DA}}$, une somme importante du coût de production de **GNL**.

La mise en service du nouveau ballon séparateur augmente la durée de vie du tamis moléculaire et réduit **le coût de production de GNL**.



Conclusion & Recommendations

Conclusion :

Cette étude, nous a permis d'établir un diagnostic de la section déshydratation et de cerner le problème d'entraînement d'eau liquide. Les entraînements d'eau provoquent la formation d'hydrates dans la section cryogénique et entraînent par conséquence des pertes de charge considérables ainsi qu'une réduction dans l'efficacité et la performance des tamis moléculaires et d'une façon directe sur la section déshydratation et l'unité en général.

Ceci est dû principalement à une mauvaise séparation ce qui nous a conduit à revoir le fonctionnement et le redimensionnement du ballon séparateur afin d'optimiser les dimensions d'une séparation efficace.

A partir des résultats de calcul de dimensionnement, nous pouvons conclure que :

- ✚ La hauteur du l'ancien ballon séparateur est insuffisante à la séparation.
- ✚ Les dimensions du nouveau ballon séparateur vérifient les résultats du calcul.
- ✚ A noter l'importance des cartouches installées au-dessus de démister à coalescer les gouttelettes d'eau inférieures à **10 microns** et les fines particules solides.

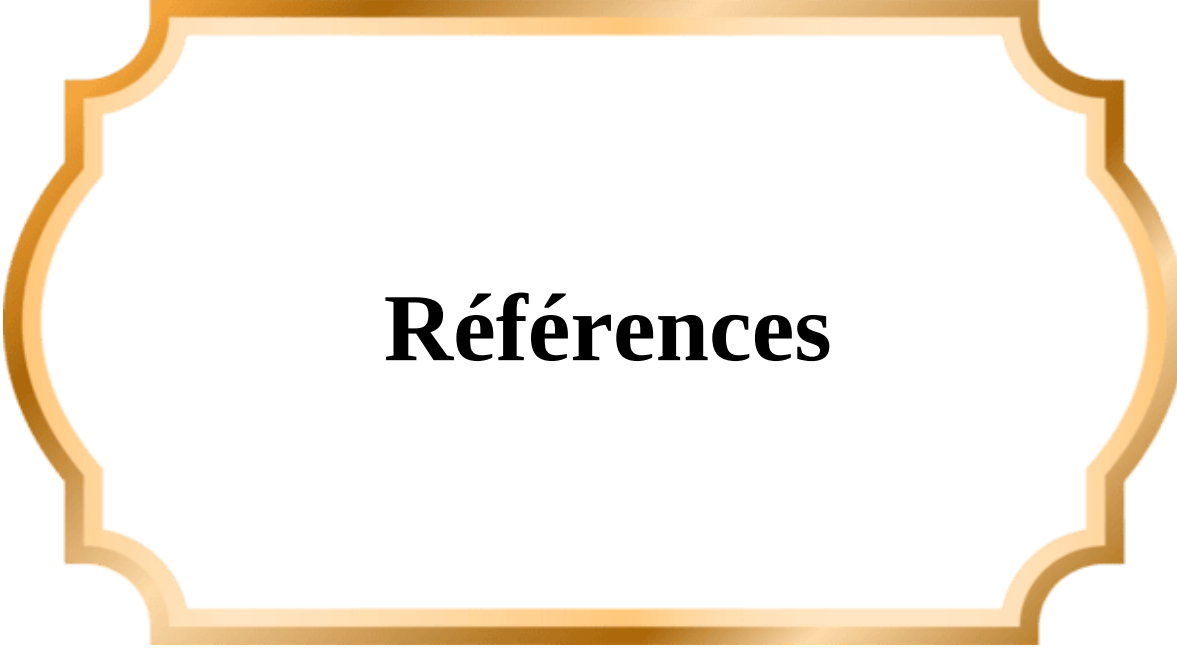
L'étude technico-économique montre les avantages de la mise en service du nouveau ballon séparateur :

- ✚ Une longue durée de vie du tamis moléculaire des sécheurs.
- ✚ Une réduction du coût de la production du **GNL**.

Recommandations :

Dans le but du bon fonctionnement de la section déshydratation, il est nécessaire de :

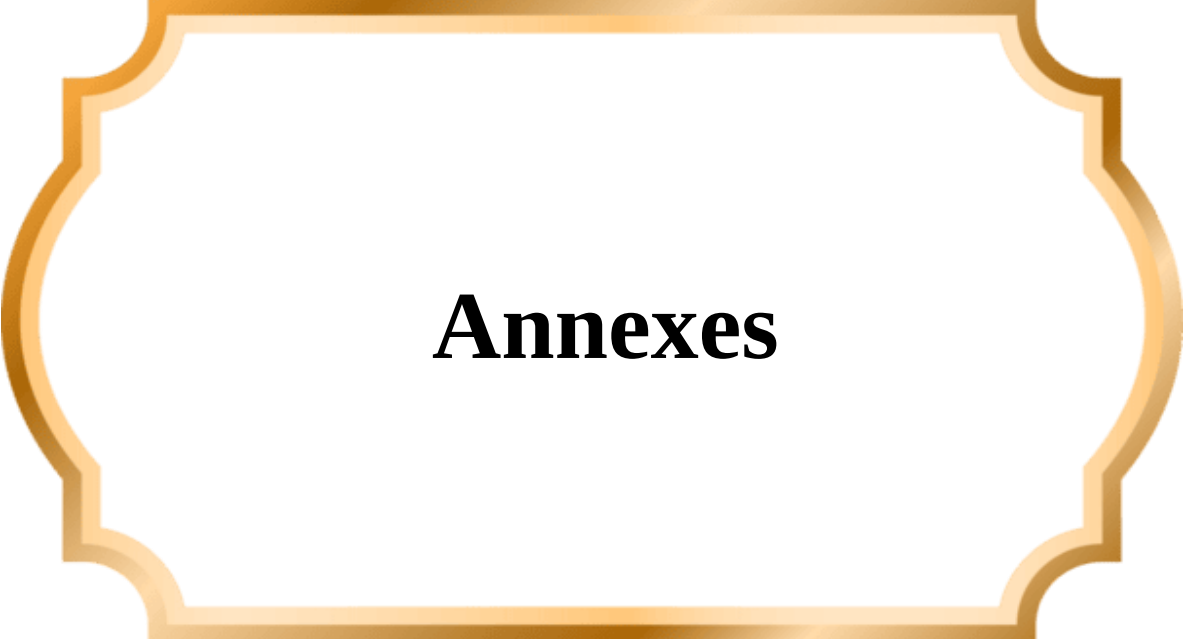
- ✚ Changer les ballons séparateurs sous dimensionnés par de nouveaux ballons séparateurs qui vérifient les dimensions de notre calcul.
- ✚ Respecter les cycles d'adsorption et de régénération.
- ✚ Installer un analyseur d'humidité à la sortie du ballon séparateur afin de mesurer la teneur en eau du gaz avant séchage.



Références

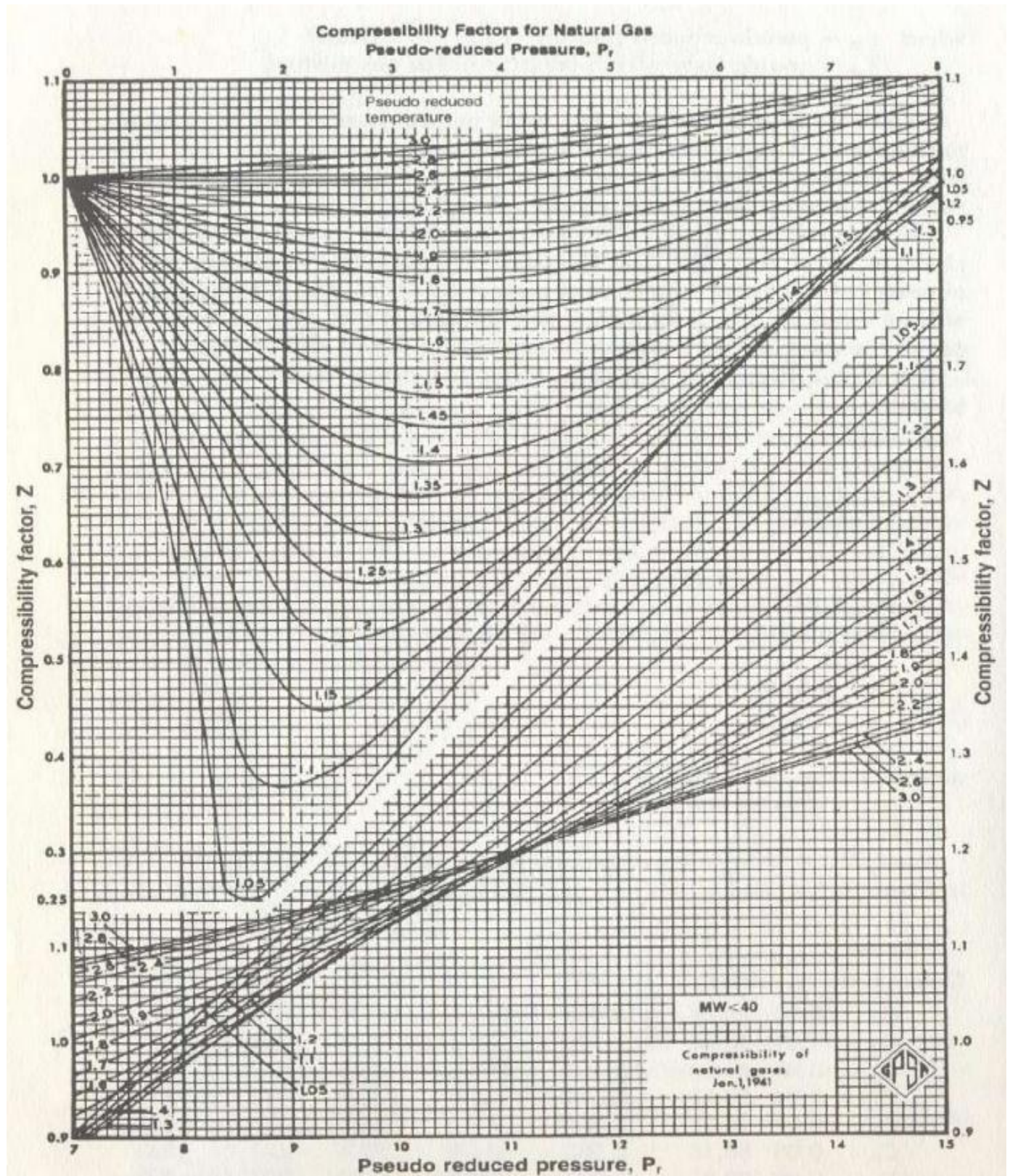
Les références

- [1] R. Song, M. Cui, and J. Liu, (2017). "Single and multiple objective optimization of a natural gas liquefaction process," *Energy*, vol. 124, pp. 19-28.
- [2] J. Xu, W. Lin, X. Chen, and H. Zhang, (2022). "Review of unconventional natural gas liquefaction processes," *Frontiers in Energy Research*, vol. 10, p. 915893.
- [3] M. S. Khan, I. Karimi, and D. A. Wood, (2017). "Retrospective and future perspective of natural gas liquefaction and optimization technologies contributing to efficient LNG supply: A review," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 45, pp. 165-188.
- [4] (<https://www.edf-solutions-solaires.com/lexique/gaz-naturel/> consulté le 30/06/2025).
- [5] Pierre PETIT, (1996). Liquéfaction du gaz naturel, Composition du gaz naturel, article de référence J3601.
- [6] ATTALA, F. K., & ZEDDAM, B. S. E. (2021). Présentation et étude du complexe de liquéfaction GL1/Z. *Mémoire de Master, École Nationale Polytechnique (ENP), Alger*.
- [7] SONATRACH. Complexe GL1/Z. Disponible sur : [Site officiel de Sonatrach – Complexe GL1/Z](#). Consulté le 15 mai 2026.
- [8] Applied Petroleum Reservoir Engineering Craft, B. C., & Hawkins, M. F. (1991). *Applied petroleum reservoir engineering* (2nd ed.). Prentice Hall.
- [9] S. Bostyn, O. Chedeville et H. Fauduet, *Génie chimique et des procédés : Procédés de séparation et de réaction*, Paris : Dunod, 2019.
- [10] American Petroleum Institute, *API 12J – Specification for Oil and Gas Separators*, Washington, D.C., 2014.
- [11] Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (2012). *Engineering Data Book* (12th ed.). Gas Processors Suppliers Association.
- [12] Manuel opératoire « section déshydratation »
- [13] Files: « PALL Corporation ».
- [14] KENNEDY, H. T., (Sept. 1965). « Recent correlation of hydrocarbons properties
- [15] BROWN, KATZ, OBERFELL and ALDN, (1941). « Naturel Gasoline and the volatile hydrocarbons »
- [16] American Petroleum Institute, *API 12J – Specification for Oil and Gas Separators*, Washington, D.C (District of Columbia), 2014.



Annexes

Annexe1: Facteur de compressibilité



	Temps de rétention (min)	Temps d'alarme (min)
Ballon d'alimentation d'une unité	10	5
Ballon séparateur alimentant		
1 - une colonne	5	5
2 - un réservoir	5	2
a) avec une pompe à travers un échangeur	2	1
b) sans pompe	10	3
3 - alimentation d'un four		
Ballon accumulateur		
1- Reflux uniquement	3	2
2- Reflux plus produit	+3	+2
Fond de colonne		
1 -alimentation d'une colonne		
2 -alimentation d'une autre colonne	5	2
Ballon d'aspiration d'un compresseur	3 entre alarme et fermeture 10 entre ligne de soudure du fond et l'alarme	

Annexe2 : Recommandation pour le choix de temps de rétention et le temps d'alarme en fonction du service du ballon

Diamètre (ft)	Ballon vertical		Ballon horizontal
	< 300 psi	> 300psi	
< 4	15 in	6in	9in
6	15 in	6in	10in
8	15 in	6in	11in
10	6in	6in	12in
12	6in	6in	13in

Annexe3 : les valeurs de la hauteur minimale du **liquide HLLL** en fonction du diamètre et la pression