



Department of Process Engineering

قسم هندسة

الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

رقم / ج.م.ك.ع.ت//2024

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option : Génie chimique**

### Thème

Étude de Faisabilité Technique et Économique d'une Unité de Liquéfaction  
de CO<sub>2</sub> au Sein du Complexe GL3/Z

**Présenté par**

1-CHACHOU Ghizléne

2-BOUKHRIS Zahira

Soutenu le 12/06/2024 devant le jury composé de :

<b>Présidente :</b>	DRIOUCH Aouatef	M.C.A	Université de Mostaganem
<b>Examinatrice :</b>	BENHOURIA Assia	M.C.A	Université de Mostaganem
<b>Encadrante :</b>	BESSAHA Fatiha	M.C.A	Université de Mostaganem
<b>Co-encadrante :</b>	BOUKHRIS Mouniet Nefouss	Ingénieure	Sonatrach

Année Universitaire 2023/2024

## REMERCIEMENTS

Tout d'abord, nous remercions sincèrement **Docteur Bessaha Fatiha**, pour son encadrement

Exceptionnel, ses conseils avisés et son soutien constant tout au long de ce projet.

De plus, nous tenons à exprimer notre profonde reconnaissance envers les membres du jury,

M<sup>me</sup> **DRIOUCH Aouatif** et M<sup>me</sup> **BENHOURIA Assia** Maître de conférences A pour avoir

Accepté d'évaluer notre mémoire.

Nous tenons à remercier spécialement notre co-encadrante **BOUKHRIS Mouniet Nefouss**,

**Ingénieure** à Sonatrach pour son aide précieuse. Sa guidance et son soutien ont été essentiels

À la réalisation de ce mémoire.

Nous remercions chaleureusement **le personnel du complexe GL3/Z**, pour nous avoir offert

Les ressources nécessaires à la conduite de cette recherche. Leur coopération et leur soutien

Logistique ont été inestimables.

Nous tenons également à remercier les ingénieurs de car **Mr Hadjij Merouane** et **Mr Tayeb**

**Bey Abdelhak**, pour leur collaboration, leurs connaissances techniques et leur aide précieuse

Tout au long de ce projet. Leur expertise a été d'une grande valeur pour l'analyse technique de

Cette étude.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude envers toutes les personnes et institutions

Qui ont contribué à la réalisation de ce mémoire intitulé "Étude de Faisabilité Technique et

Économique d'une Unité de Liquéfaction de CO<sub>2</sub> au Sein du Complexe GL3/Z".

Nous tenons à exprimer notre gratitude à toutes les personnes qui ont participé de près ou de

Loin à ce projet, que ce soit par leurs conseils, leur soutien ou leurs encouragements.

Merci à tous

## *Dédicaces*

*À mes chers parents, qui ont été mes piliers tout au long de ce parcours, je dédie ce travail avec tout mon amour et ma gratitude. Votre soutien indéfectible et vos encouragements constants ont été une source inépuisable de force et de motivation.*

*À mes chères sœurs Kaoutar, Meriem et Titouha, et mon cher cousin Anes, je vous dédie ce mémoire en signe de reconnaissance pour votre présence toujours réconfortante.*

*À mes adorables grands-parents, dont la sagesse et l'amour ont nourri mon esprit et mon cœur depuis toujours, je vous dédie ce travail avec une profonde gratitude pour toutes les valeurs que vous m'avez transmise.*

*À toutes les personnes chères à mon cœur,*

*Ce mémoire est le fruit de mon travail, mais aussi le témoignage de l'amour et du soutien que je reçois de vous. Que vous soyez famille, amis ou compagnon de vie, votre présence est ma plus grande force. Merci d'être là.*

*Chachou Ghizléne.*

## *Dédicaces*

*Je dédie ce mémoire à mes chers parents qui ont été toujours à mes côtés et  
m'ont*

*Toujours soutenu tout au long de ces longues années d'études.*

*En signe de reconnaissance qu'ils trouvent ici, l'expression de ma profonde  
gratitude*

*Pour tout ce qu'ils ont consenti d'efforts et de moyens pour me voir réussir dans  
mes études.*

*A toute ma famille*

*ETA toutes mes amis*

*A tous ceux qui aiment le bon travail et ne reculent pas devant les obstacles de  
la vie.*

*B. Zahira*

## ملخص

يبحث هذا العمل في جدوى تركيب وحدة تسييل ثاني أكسيد الكربون، بهدف استعادة ثاني أكسيد الكربون المنطلق في الغلاف الجوي وتسييله ونسويقه. تتضمن المنهجية تحديد الأبعاد يدوياً، والتي أكدت عمليات المحاكاة باستخدام برنامج HYSYS Aspen ، ودراسة تقنية واقتصادية. وتظهر النتائج أن ارتفاعات البالونات الفاصلة هي 1.3 متر و53.2 متر ومترين على التوالي. وتقدر تكلفة البناء بحوالي 335 مليون دينار جزائري. وتؤكد النتائج جدوى المشروع من الناحيتين التقنية والمالية، مما يمهد الطريق لخفض انبعاثات ثاني أكسيد الكربون وفرصة تجارية كبيرة.

الكلمات المفتاحية: ثاني أكسيد الكربون ; Aspen HYSYS ; تركيب ; تسويق

## Résumé

Ce travail examine la faisabilité de l'installation d'une unité de liquéfaction du CO<sub>2</sub>, avec pour objectif de récupérer le CO<sub>2</sub> rejeté dans l'atmosphère, de le liquéfier et de le commercialiser. La méthodologie comprend un dimensionnement manuel, confirmé par des simulations avec le logiciel Aspen HYSYS, ainsi qu'une étude technico-économique. Les résultats montrent que les hauteurs des ballons séparateurs sont respectivement de 3,1 mètres, 2,53 mètres et 2 mètres. Le coût de réalisation est estimé à environ 335 millions de dinars algériens. Les résultats confirment la viabilité du projet, tant sur le plan technique que financier, ouvrant la voie à une réduction des émissions de CO<sub>2</sub> et à une opportunité commerciale significative.

**Mots Clés :** CO<sub>2</sub> ; Aspen HYSYS ; Installation ; commercialiser.

## **Abstract**

This work examines the feasibility of installing a CO<sub>2</sub> liquefaction unit, to recover CO<sub>2</sub> released into the atmosphere, liquefying it and marketing it. The methodology involved manual dimensioning, confirmed by simulations using Aspen HYSYS software, and a techno-economic study. The results show that the separator balloon heights are 3.1 meters, 2.53 meters and 2 meters respectively. The cost of construction is estimated at around 335 million Algerian dinars. The results confirm the viability of the project, both technically and financially, paving the way for a reduction in CO<sub>2</sub> emissions and a significant business opportunity.

**Keywords:** CO<sub>2</sub>; Aspen HYSYS; Installation; marketing.

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION GENERALE..... 1

CHAPITRE I : GENERALITES

I.1 INTRODUCTION..... 3

I.2 PRESENTATION ..... 3

I.3 DESCRIPTION GLOBALE DU PROCESSUS ..... 4

I.4 UNITE DE DECARBONATATION ..... 4

    I.4.1 Présentation..... 4

    I.4.2 Procédé d'élimination du CO<sub>2</sub>..... 4

I.5. GENERALITES SUR LE DIOXYDE DE CARBONE..... 5

    I.5.1 Introduction..... 5

    I.5.2 Définition..... 5

    I.5.3 Caractéristiques physico-chimiques ..... 6

    I.5.4 Utilisations ..... 6

    I.5.5 Sources d'émissions du CO<sub>2</sub>..... 7

    I.5.6 Impacts du CO<sub>2</sub> sur l'environnement (effet de serre) ..... 7

I.6. APERCU SUR ASPEN HYSYS, UN LOGICIEL DE SIMULATION ..... 8

CHAPITRE II

ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3/Z

II.1. PROCEDE DE RECUPERATION PROPOSE ..... 9

II.2. CHOIX DES EQUIPEMENTS ..... 11

    II.2.1. Tuyauterie..... 11

    II.2.2. Echangeur de chaleur ..... 11

    II.2.3. Ballon de séparation ..... 11

    II.2.4. Compresseur ..... 12

II.3. DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS ..... 13

    II.3.1. Dimensionnement des séparateurs gaz-liquide verticaux ..... 13

        II.3.1.2. Dimensionnement du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> ballon ..... 22

    II.3.2. Dimensionnement des compresseurs centrifuges ..... 24

        II.3.2.2. Dimensionnement de 1<sup>er</sup> compresseur ..... 25

        II.3.2.3. Dimensionnement du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> compresseur ..... 31

        II.3.2.4. Comparaison des résultats obtenus par calcul et avec Aspen HYSYS..... 32

    II.3.3. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur ..... 33

## TABLE DES MATIERES

---

II.3.3.2. Introduction.....	33
II.3.3.3. Aspen EDR (Exchanger Design and Rating).....	33
II.3.3.4. Étude de notre cas.....	34
<b>II.4. ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET.....</b>	<b>36</b>
II.4.1. Introduction .....	36
II.4.2. Coûts d'investissement .....	36
II.4.3. Gains .....	37
II.4.3.2. Calcul du prix de vente à 100 dinars le kg.....	37
<b>CONCLUSION GENERALE.....</b>	<b>38</b>
<b>REFERENCES .....</b>	<b>39</b>

**LISTE DES FIGURES**

Figure I.1 Différentes zones du complexe GL3/Z	3
Figure I.2 Molécule de CO <sub>2</sub> (dioxyde de carbone)	6
Figure I.3 Évolution de la concentration en CO <sub>2</sub> (ppm) dans l'atmosphère au cours d'une longue période, lors de la Révolution industrielle [1800-2020] et prédiction jusqu'en 2100	8
Figure II.1 Flowsheet du Procédé de récupération proposé réalisé avec Aspen HYSYS	8
Figure II.2 Schéma d'un échangeur de chaleur tube calandre	11
Figure II.3 Ballon séparateur vertical avec Demister vertical	12
Figure II.4 Plages de fonctionnement des diverses catégories de compresseurs	12
Figure II.5 Schéma du 1er ballon réalisé par HYSYS	14
Figure II.6 Schéma illustrant la disposition des diamètres D et DVD	16
Figure II.7 Schéma illustrant les différentes hauteurs du ballon de séparation vertical	17
Figure II.8 Schéma du 2ème et 3ème ballon réalisé par HYSYS	22
Figure II.9 Schéma d'un compresseur mono étagé	25
Figure II.10 Schéma du 1er compresseur réalisé par HYSYS	25
Figure II.11 Diagramme du facteur de (Z)	27
Figure II.12 Schéma du 2ème et 3ème compresseur réalisé par HYSYS	31
Figure II.13 Géométrie de l'échangeur tube calandre réalisé par Aspen EDR	34
Figure II.14 Estimation du coût de l'échangeur tube calandre réalisé par Aspen EDR	34



## LISTE DES TABLEAUX

<b>Tableau I.1</b> Caractéristiques physico-chimiques .....	6
<b>Tableau II.1</b> Valeurs de K utilisées pour les séparateurs .....	14
<b>Tableau II.2</b> Données opérationnelles du premier ballon .....	15
<b>Tableau II.3</b> Recommandations pour la sélection du Hold up time et du Surge time en fonction de l'utilisation du ballon .....	18
<b>Tableau II.4</b> Tableau de calcul des hauteurs de niveau de liquide (HLLL) .....	19
<b>Tableau II.5</b> Tableau de calcul du diamètre dN de la tubulure d'entrée .....	20
<b>Tableau II.6</b> Données opérationnelles du 2 <sup>ème</sup> et 3 <sup>ème</sup> ballon .....	23
<b>Tableau II.7</b> dimensionnement pour le 2 <sup>ème</sup> et le 3 <sup>ème</sup> ballon de séparation.....	23
<b>Tableau II.8</b> Comparaison entre le dimensionnement manuel des ballons et celui du Hysys .....	24
<b>Tableau II.9</b> Données opérationnelles du 1 <sup>er</sup> compresseur.....	25
<b>Tableau II.10</b> Tableau des propriétés physiques des composés chimiques.....	26
<b>Tableau II.11</b> Caractéristiques et vitesses d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe .....	28
<b>Tableau II.12</b> Données opérationnelles du 2 <sup>ème</sup> et 3 <sup>ème</sup> compresseur .....	31
<b>Tableau II.13</b> Tableau de dimensionnement pour le 2 <sup>ème</sup> et 3 <sup>ème</sup> compresseur centrifuge.....	31
<b>Tableau II.14</b> Comparaison du dimensionnement du compresseur .....	32
<b>Tableau II.15</b> Caractéristiques de l'échangeur .....	33
<b>Tableau II.16</b> Les estimations financières pour les équipements.....	35
<b>Tableau II.17</b> Estimation des gains de ventes de CO <sub>2</sub> par an.....	36

### INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant [1]. Certains des composants présents dans un gaz naturel doivent être extraits, soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires. Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement le dioxyde de carbone CO<sub>2</sub>, corrosif et de valeur thermique nulle [1].

La décarbonatation est un procédé destiné à réduire la teneur en CO<sub>2</sub>, c'est-à-dire en dioxyde de carbone (ou gaz carbonique). Le dioxyde de carbone étant un des principaux gaz à effet de serre (avec la vapeur d'eau), la décarbonatation a tout son intérêt, surtout lorsqu'on sait que la durée de vie du CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère est d'environ 100 ans [2].

Les émissions de CO<sub>2</sub> au niveau mondial résultent principalement des sites industriels de production d'électricité, de production de ciment et de transformation du pétrole brut (raffineries). À l'avenir, pour satisfaire l'objectif mondial de division par deux à l'horizon 2050 des émissions de CO<sub>2</sub>, ces sites industriels devront recourir aux technologies de captage et stockage du CO<sub>2</sub> en plus, lorsque cela est possible, d'une substitution énergétique et d'une meilleure efficacité énergétique de la production [3].

La technologie du captage-stockage du CO<sub>2</sub> présente des perspectives de réduction d'émissions importantes et rentables à moyen terme. La valorisation du CO<sub>2</sub> apparaît par conséquent comme une filière complémentaire de cette voie. Cette valorisation conjointe au captage du CO<sub>2</sub> permettrait d'utiliser du CO<sub>2</sub> déjà capté et concentré. Ce CO<sub>2</sub>, disponible en grande quantité, pourrait être utilisé, à court terme, sur site, ou, à plus long terme, à distance par la construction d'un réseau de pipelines de CO<sub>2</sub>, lorsque les technologies de captage seront déployées. La valorisation du CO<sub>2</sub> permet aussi d'accompagner l'essor des énergies renouvelables (éolien, solaire, ...) et se traduit par l'utilisation du CO<sub>2</sub> comme matière première et comme source de carbone. Le CO<sub>2</sub> peut alors servir soit à fabriquer des produits à valeur énergétique, soit des produits chimiques de base. La valorisation du CO<sub>2</sub> s'insère donc dans un cadre « Green Business » et peut correspondre à un choix stratégique identifié comme un relais de croissance verte dans le cadre de la transition énergétique [4].

Avec le dérèglement climatique, les normes se durcissent vis-à-vis des tolérances environnementales. De nombreux industriels viennent alors à réguler et baisser leurs émissions de CO<sub>2</sub>. Une solution est la liquéfaction de CO<sub>2</sub> : exemple dans les brasseries ou dans la

Production de bioéthanol, le processus de fabrication dégage du CO<sub>2</sub>. Soit il est rejeté dans l'atmosphère, soit il est capté puis liquéfié. Le dioxyde de carbone liquide est vendu ou réutilisé pour d'autres applications. Il peut également être réinjecté dans le même processus de fabrication ou purifié pour le secteur agro-alimentaire ou pharmaceutique [5].

Les avantages sont nombreux : le CO<sub>2</sub> n'est pas rejeté dans l'atmosphère et ainsi limite son impact sur le dérèglement climatique puis il est remis en circulation pour d'autres utilisations [5].

La technologie de liquéfaction du CO<sub>2</sub> et sa commercialisation offrent une approche prometteuse pour réduire les émissions de gaz à effet de serre et atténuer les effets du changement climatique. En combinant la capture, la liquéfaction et l'utilisation du CO<sub>2</sub>, cette approche peut jouer un rôle important dans la transition vers une économie plus durable et résiliente.

Notre étude s'inscrit dans ce cadre général, en se concentrant plus particulièrement sur la proposition d'une nouvelle installation pour la récupération et la liquéfaction du gaz carbonique CO<sub>2</sub>, produit par la section de décarbonatation et autrement envoyé dans l'atmosphère.

Dans ce mémoire, nous commençons par décrire brièvement la méthodologie adoptée pour structurer notre travail. Celui-ci est articulé autour de deux chapitres. Le premier est dédié à une description de l'organisme d'accueil, en mettant l'accent sur la section d'élimination du CO<sub>2</sub>. Ensuite, nous présentons des généralités sur le gaz dioxyde de carbone. Le deuxième chapitre décrit en détail le procédé proposé ainsi que tous les équipements nécessaires. Ce chapitre est suivi d'une étude numérique de l'installation proposée. Enfin, une étude technico-économique est menée. En conclusion, une synthèse générale des résultats obtenus est présentée.

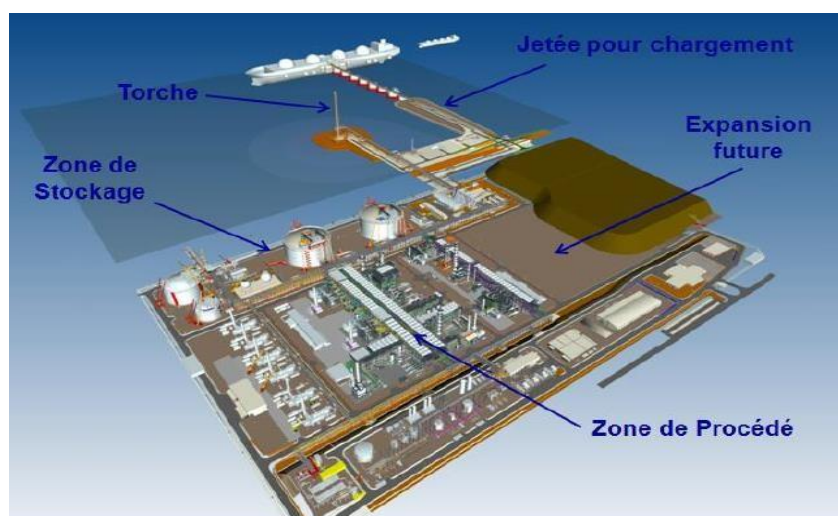
## CHAPITRE I : GENERALITES

### I.1 INTRODUCTION

Ce chapitre se concentre principalement sur la présentation globale du complexe GL3/Z, détaillant ses différentes unités et équipements. En particulier, il mettra en lumière le processus de décarbonatation, une étape essentielle du complexe. La décarbonatation implique généralement l'élimination du dioxyde de carbone d'un flux de gaz ou de liquide, jouant un rôle crucial dans diverses applications industrielles telles que la production de gaz naturel, la purification de l'eau et la fabrication de boissons gazeuse.

### I.2 PRESENTATION

L'usine GL3/Z, est une usine entièrement nouvelle qui se compose d'un train de GNL. Des dispositions pour l'installation d'un second train et toutes les infrastructures nécessaires, comme les utilités, le stockage et le chargement sur les cargos ont également été prévus. La capacité de production annuelle du train de GNL est de 4,7 millions de tonnes (nettes dans les cargos de GNL). L'usine GL3/Z produit du GNL, mais aussi de l'éthane, du propane, du butane, de la gazoline et un courant d'hélium brut. Le gaz naturel liquéfié produit dans l'usine de GNL est exporté vers les marchés internationaux, tandis que les composants plus lourds, comme le GPL et la gazoline, dont la valeur ajoutée est plus élevée, sont extraits et exportés séparément, et le courant d'hélium brut sera disponible a une interconnexion qui alimentera une usine d'extraction d'hélium.



**Figure I.1** Différentes zones du complexe GL3/Z

### I.3 DESCRIPTION GLOBALE DU PROCESSUS

L'installation est configurée pour traiter à la fois du gaz à composition "légère" (avec une faible teneur en hydrocarbures) et du gaz à composition "lourde" (avec une forte teneur en hydrocarbures). Tout d'abord, le gaz d'alimentation est comprimé puis traité pour éliminer le mercure (unité11), les gaz acides (unité12) et l'eau (unité13). Après les unités de prétraitement, le gaz est refroidi afin de condenser les hydrocarbures liquides (GNL) présents dans le gaz d'alimentation. Ce flux liquide est dirigé vers la section de fractionnement (unité17) pour l'extraction de l'éthane, du propane, du butane et de la gazoline, ces produits étant considérés comme à haute valeur ajoutée. Le flux de vapeur, principalement composé de méthane, est refroidi par un fluide de réfrigération, d'abord du propane (PR) puis du réfrigérant mixte (MR), jusqu'à ce qu'il atteigne l'état liquide (GNL) à la sortie de l'unité de liquéfaction (unité15). Le GNL produit par le processus est dirigé vers deux réservoirs de stockage de GNL, puis exporté sur un cargo via un système de chargement dédié. Les gaz évaporés pendant les opérations de stockage et de chargement sont récupérés et comprimés avant d'être dirigés vers le système de gaz combustible de l'installation.

### I.4 UNITE DE DECARBONATATION

#### I.4.1 Présentation

La section de décarbonatation du gaz naturel d'alimentation consiste à réduire le CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz à une concentration inférieure à 50 ppm, elle est également appelée unité de traitement de gaz acide. Cette opération permet de respecter les spécifications de vente du GNL et empêche l'endommagement des équipements situés en aval de l'usine.

Le CO<sub>2</sub> peut se congeler à basse température et créer des blocages, notamment au moment du Passage du gaz dans les unités cryogéniques.

#### I.4.2 Procédé d'élimination du CO<sub>2</sub>

L'unité peut être considérée en deux parties :

- Une colonne d'absorption (**12-MD21**) dans laquelle le gaz acide est adouci par un flux à contre-courant d'une solution d'amine : l'a-MDEA pauvre. (Haute pression, basse température). L'a-MDEA (Méthyl diéthanolamine activée) est une amine tertiaire fournie par BASF.
- Une colonne de régénération (**12-MD27**) dans laquelle la solution d'a-MDEA riche issue de la colonne d'absorption est régénérée par un courant de vapeur chaude

(Stripping) (basse pression, haute température). La solution d'a-MDEA riche (qui a adsorbé le dioxyde de carbone) qui sort de la colonne d'absorption (haute pression, basse température) est flashée dans un ballon spécifique (**12-MD33**) dans lequel la plupart des hydrocarbures et une première partie de la quantité totale de CO<sub>2</sub> présent dans l'amine riche sont relâchés sous forme gazeuse. Les gaz sont envoyés à l'incinérateur de gaz acide (**12-MD32**).

Avant son entrée dans la colonne de régénération, la solution d'a-MDEA riche est chauffée dans un changeur (**12-MC22-A/B**) par la solution chaude d'amine pauvre sortant de la colonne de régénération. Le régénérateur d'amine est une colonne à reflux total équipée d'un rebouilleur à huile chaude (**12-MC23 A/B**). La régénération se fait à basse pression et haute température.

La solution chaude a-MDEA régénérée sortant en bas de colonne est refroidie dans l'échangeur riche/pauvre précédemment cité puis dans un aéroréfrigérant(**12-MC24**), elle est alors pompée vers la colonne d'absorption.

### **I.5. GENERALITES SUR LE DIOXYDE DE CARBONE**

#### **I.5.1 Introduction**

Le dioxyde de carbone a été découvert, en 1638, par le médecin belge Jan Baptist Van Helmont. Vers 1750, il est étudié par Joseph Black, chimiste et physicien écossais. Joseph Priestley, pasteur anglais, isole le gaz carbonique en 1766 et c'est en 1776 que le chimiste français Antoine Laurent de Lavoisier met en évidence la production du CO<sub>2</sub> lors de la combustion du carbone en présence d'oxygène [6].

Le dioxyde de carbone est un gaz essentiel à la vie sur terre, présent naturellement dans l'atmosphère. Il est produit par la respiration des êtres vivants et par des sources de combustion [7].

#### **I.5.2 Définition**

Le dioxyde de carbone est une molécule composée de deux atomes d'oxygène liés à un atome de carbone. A température et pression atmosphérique normale, il se présente sous forme de gaz incolore et inodore [8].

Le CO<sub>2</sub> représente le degré ultime d'oxydation du carbone. C'est une molécule assez stable et relativement inerte chimiquement [9].

C'est un gaz acide légèrement soluble dans l'eau, il peut être corrosif en présence de vapeur d'eau [10].

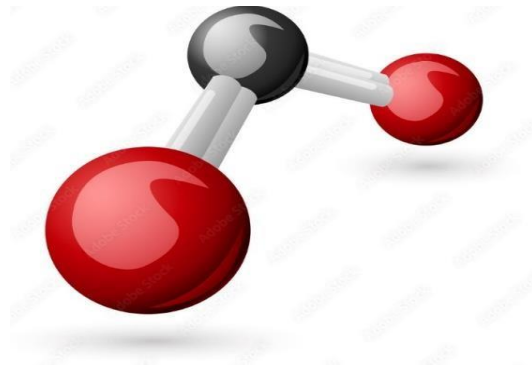


Figure I.2 Molécule de CO<sub>2</sub> (dioxyde de carbone).

### I.5.3 Caractéristiques physico-chimiques

Tableau I.1 Caractéristiques physico-chimiques [6]

Dioxyde de carbone	CO <sub>2</sub>
Gaz carbonique	
Anhydride carbonique	O = C = O
Etat à pression et à température ordinaires	Gaz incolore et inodore
Masse molaire (g mol <sup>-1</sup> )	44.01
Dimension moléculaire (nm)	0,350 - 0,510
Masse volumique sous 1 atm à 0°C ( kg·m <sup>-3</sup> )	1,977
Viscosité à -78°C (Pa.s)	7,10 <sup>-5</sup>
Température de sublimation (°C)	-78,5
Température de fusion (°C)	-57
Température critique (°C)	31,06
Pression critique (atm)	72,9
Température au point triple (°C)	-56,6
Pression au point triple (bar)	5,185
Saveur	piquante

### I.5.4 Utilisations

Suivant son état et son degré de pureté, le gaz carbonique présente différentes applications : il sert, sous forme gazeuse, à carbonater les boissons et à créer des couches fluides isolantes dans l'agroalimentaire ou la mécanique, ou à produire des algues. Le CO<sub>2</sub> liquide est utilisé comme réfrigérant, neige carbonique ou agent propulseur.

A l'état solide, il est appelé « carboglace » ou « glace sèche » et sert au décapage cryogénique, à la conservation [6].

Le CO<sub>2</sub> supercritique est utilisé comme solvant pour l'extraction de composés chimiques de plantes, d'aliments et de produits pharmaceutiques [11]. Depuis quelques années, il est utilisé pour effectuer des extractions (cafés, arômes...) solide-fluide supercritique [6].

### **I.5.5 Sources d'émissions du CO<sub>2</sub>**

Les émissions de dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) proviennent principalement de l'activité humaine, notamment de la combustion de combustibles fossiles tels que le charbon, le pétrole et le gaz naturel pour la production d'énergie, le transport et l'industrie.

Ces émissions résultent également de processus industriels tels que la production de ciment, la fabrication d'acier et d'aluminium, ainsi que de l'utilisation de solvants et de réfrigérants. De plus, la déforestation et d'autres changements d'affectation des terres libèrent également du CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère en supprimant les puits de carbone naturels [12].

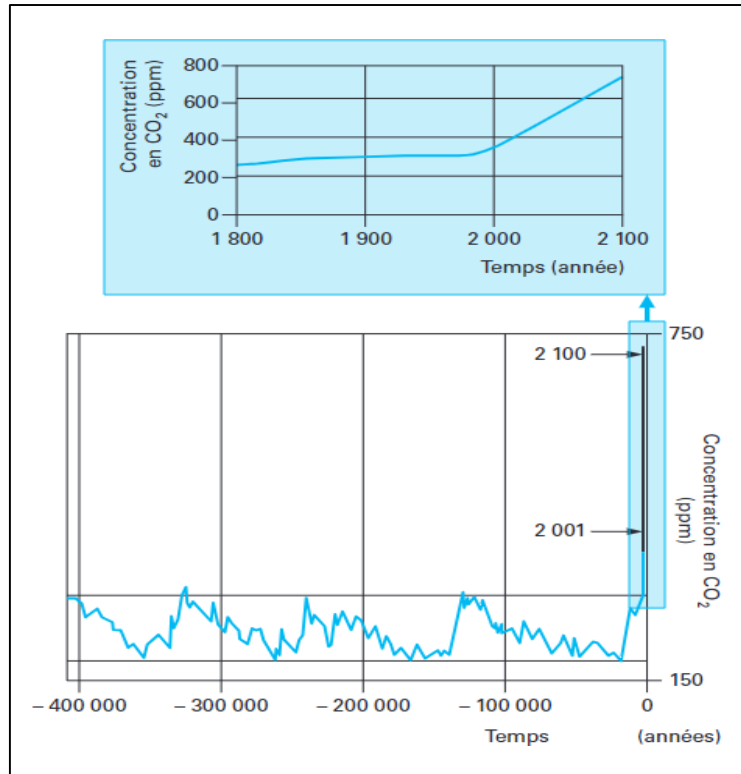
### **I.5.6 Impacts du CO<sub>2</sub> sur l'environnement (effet de serre)**

Depuis quelques années, on parle de « l'effet de serre » dû à certains gaz (GES) comme la vapeur d'eau, le dioxyde de carbone, le méthane... L'effet de serre, phénomène naturel, permet d'intercepter une partie de ce rayonnement et d'obtenir une température moyenne sur Terre d'environ 15 °C ; sans effet de serre, la température serait, en moyenne, de l'ordre de -18 °C.

Naturellement, il y a un dégagement de CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère (éruptions volcaniques, fermentation, dégradation biologique...) [12]. Du fait principalement des activités humaines, il y a un accroissement de la concentration de CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère (Figure 2). Cela induit une augmentation artificielle de l'effet de serre qui provoque alors un réchauffement anormal et continu.

Une modification profonde des zones climatiques actuelles est à prévoir. On peut s'attendre alors à des effets significatifs sur l'homme (dans ses activités domestiques, agricoles et industrielles), sur la flore et la faune, comme une répartition différente des espèces suivant les zones géographiques [6].





**Figure I.3** Évolution de la concentration en CO<sub>2</sub> (ppm) dans l’atmosphère au cours d’une longue période, lors de la Révolution industrielle [1800-2020] et prédiction jusqu’en 2100[6].

### I.6. APERCU SUR ASPEN HYSYS, UN LOGICIEL DE SIMULATION

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus leader sur le marché pour la conception, l'optimisation, la planification des activités, la gestion des actifs et le contrôle des performances pour la production de pétrole et de gaz, le traitement du gaz, le raffinage du pétrole et les industries de séparation de l'air. Aspen HYSYS est un élément central des applications d'ingénierie Aspen ONE® d'Aspen Tech. Il est très important pour les ingénieurs chimistes de simuler un processus [13]. Aspen HYSYS s'est imposé comme un simulateur de procédé très intuitif et facile à utiliser dans l'industrie du raffinage du pétrole et du gaz. Les utilisateurs ayant peu de connaissances préalables sur Aspen HYSYS peuvent se familiariser avec ses capacités de modélisation. Il dispose d'un flux de travail efficace pour la conception des processus, le dimensionnement des équipements et l'estimation préliminaire des coûts [14].

La simulation de processus est une représentation basée sur un modèle de processus chimiques, physiques, biologiques et autres processus techniques et d'opérations unitaires dans un logiciel. Les conditions préalables de base sont une connaissance approfondie des propriétés chimiques et physiques [15]. La simulation est l'imitation du fonctionnement d'un processus ou d'un système réel dans le temps [16].

**CHAPITRE II**

**ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3/Z**

**II.1. PROCEDE DE RECUPERATION PROPOSE**

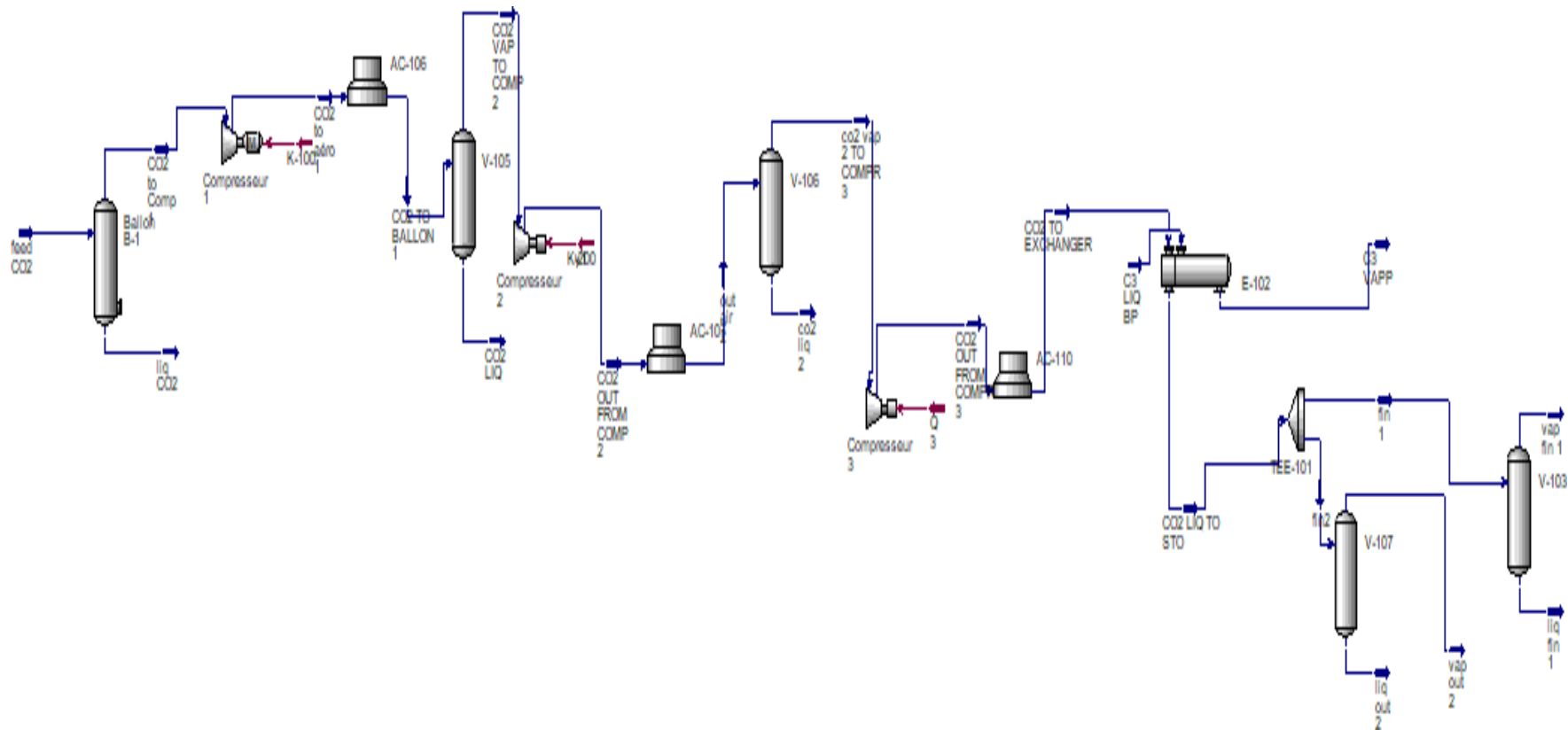
L'objectif de cette étude est de simuler une section de liquéfaction du dioxyde de carbone en utilisant les fluides frigorigènes déjà existants au niveau du méga train, et cela à l'aide du simulateur Aspen HYSYS V.10.

Le procédé en développement a pour objectif de capturer le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) émis dans l'atmosphère et de le liquéfier pour un stockage sécurisé.

Pour ce faire, une série d'opérations unitaires a été effectuée. Tout d'abord, le CO<sub>2</sub> est introduit dans un ballon de séparation afin d'éliminer toute présence d'eau. Ensuite, il est dirigé vers un compresseur où sa pression est accrue. Après sa sortie du compresseur, le CO<sub>2</sub> est acheminé vers un Aérorefroidisseur pour abaisser sa température. Cette étape est répétée trois fois afin d'atteindre les valeurs de pression et de température requises pour la liquéfaction. Enfin, le CO<sub>2</sub> passe par un échangeur de chaleur de type tube calandre où il est refroidi en utilisant du propane comme agent de refroidissement. Une fois liquéfié, le CO<sub>2</sub> est stocké dans des sphères de stockage dédiées.

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

---



**Figure II.1** Flowsheet du Procédé de récupération proposé réalisé avec Aspen HYSYS.

## **II.2. CHOIX DES EQUIPEMENTS**

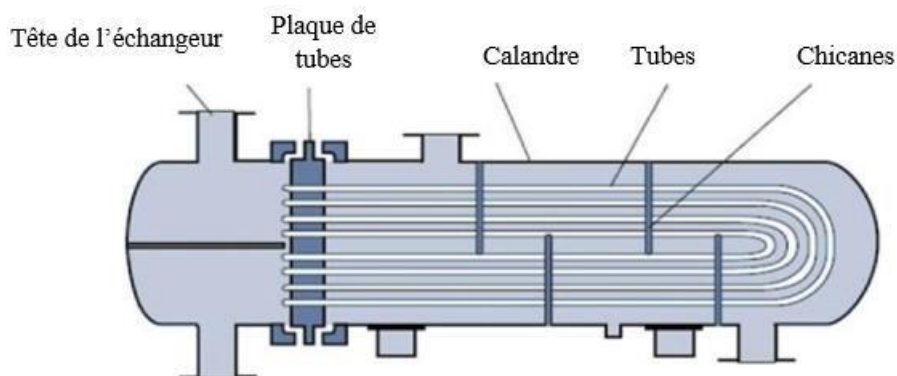
Ce paragraphe offre un aperçu des divers types d'équipements principaux nécessaires pour réaliser le procédé proposé, ainsi que des considérations liées au choix de ces équipements.

### **II.2.1. Tuyauterie**

En raison de la nature corrosive du CO<sub>2</sub>, une tuyauterie en acier inoxydable est privilégiée.

### **II.2.2. Echangeur de chaleur**

Le logiciel EDR (Exchanger Design and Rating) d'Aspen Hysys permet de trouver la conception optimale pour les besoins en échangeurs de chaleur en fonction du coût. La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type « tube-calandre ».



**Figure II.2** Schéma d'un échangeur de chaleur tube calandre [17].

### **II.2.3. Ballon de séparation**

Deux configurations de ballons de séparation sont disponibles : le modèle vertical et le modèle horizontal. Ces séparateurs peuvent être munis de Demister et de déflecteur.

Le choix entre un séparateur vertical et un séparateur horizontal dépend du niveau du rapport entre le débit de vapeur et le débit de liquide : le séparateur vertical est préféré lorsque ce rapport est élevé, tandis que le séparateur horizontal est privilégié en cas de rapport plus faible entre le débit de vapeur et le débit de liquide.

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

Dans le cadre de notre procédé, nous optons le séparateur vertical à deux phases (gaz-liquide) avec un Demister.

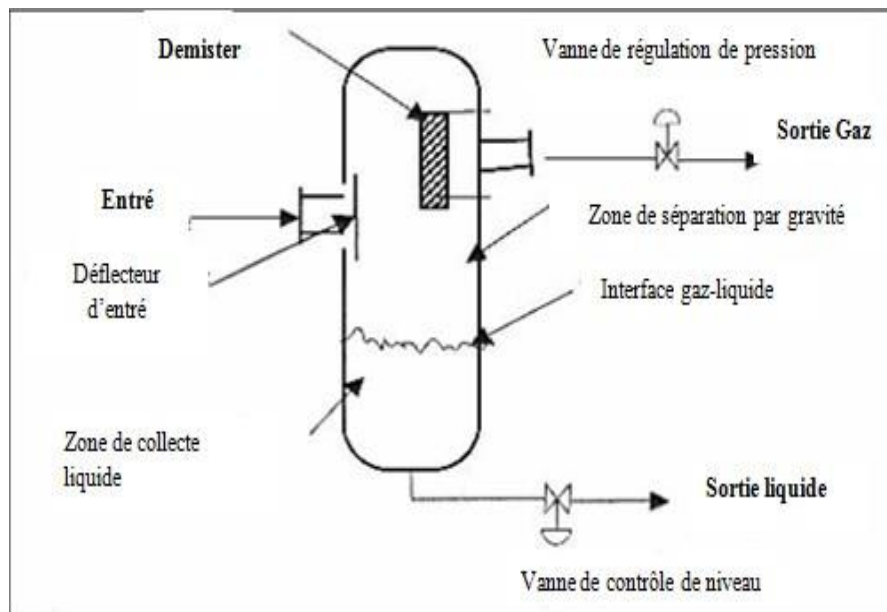


Figure II.3 Ballon séparateur vertical avec Demister vertical [18].

### II.2.4. Compresseur

Les critères de sélection d'un compresseur comprennent la qualité du gaz, sa propreté, son potentiel nocif, ainsi que le taux de compression (débit et pression).

Pour ces deux derniers, la figure suivante présente les plages habituelles de fonctionnement des compresseurs.

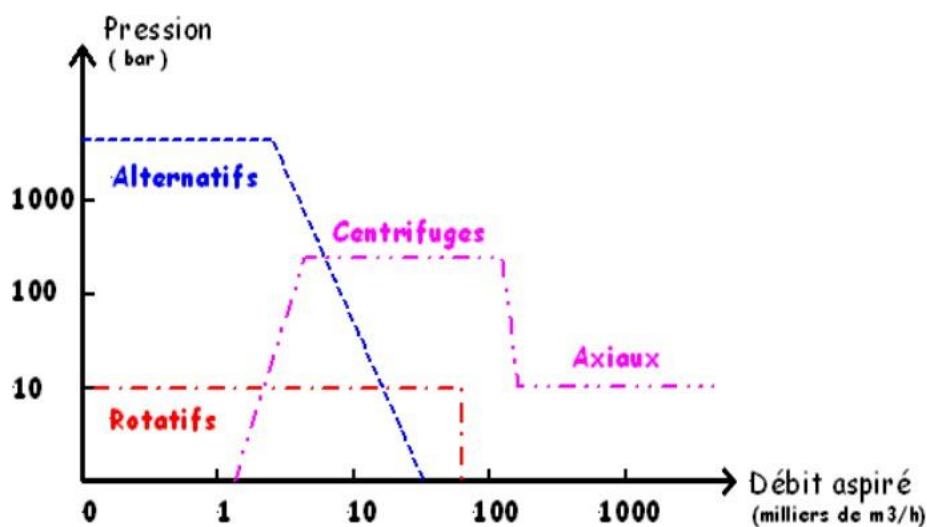


Figure II.4 Plages de fonctionnement des diverses catégories de compresseurs [19].

### **II.3. DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS**

#### **II.3.1. Dimensionnement des séparateurs gaz-liquide verticaux**

La séparation entre le gaz et le liquide se déroule généralement en trois étapes distinctes. Dans un premier temps, on effectue une séparation primaire en utilisant un déflecteur. Ce dernier permet à la quantité de mouvement du liquide, induite par la vapeur, de projeter les gouttelettes les plus larges contre le déflecteur, les faisant ainsi retomber par gravité. Ensuite, vient la phase de séparation secondaire où les gouttelettes plus petites descendent également sous l'effet de la gravité lors du passage de la vapeur dans une zone dédiée à cet effet. Enfin, la troisième et dernière étape consiste à éliminer les plus petites gouttelettes à l'aide d'un dispositif appelé "Demister", où elles retombent également par gravité.

- Calcul par la méthode de "W.Y. Svreek and W.D. Monnery" :

1. Calcul de la vitesse critique :

Les grandes gouttelettes de liquide se déposent à une vitesse constante  $U_T$ .

$$U_T = \sqrt{\frac{4 g D_p (\rho_L - \rho_V)}{3 C_D \rho_V}} \quad (3.1)$$

Il convient de noter que tant que la vitesse verticale autorisée reste inférieure à la vitesse critique, marquée par «  $U_V < U_T$  », les gouttelettes de liquide continuent de se déposer.

Typiquement, la vitesse admissible,  $U_V$ , est comprise entre  $0,75 U_T$  et  $U_T$ .

L'équation (3.1) peut être réarrangée sous la forme de l'équation de Sauders-Brown.

$$U_T = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad (3.2) \quad \text{Où } K = \sqrt{\frac{4 g D_p}{3 C_D}}$$

En pratique, les très petites gouttelettes ne peuvent être séparées par gravité et elles fusionnent par coalescence pour former des gouttes plus importantes qui peuvent ensuite se déposer par gravité. Les dispositifs de coalescence tels que les "Demister" ou les éliminateurs, ainsi que les matelas ou les tamis métalliques, obligent les gaz à suivre un parcours sinueux, ce qui provoque des collisions entre les gouttelettes, favorisant ainsi la formation de gouttes plus grosses. Le diamètre de ces gouttes qui fusionnent ne peut être précisément déterminé, ce qui introduit une part de subjectivité dans la conception des ballons [20].

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

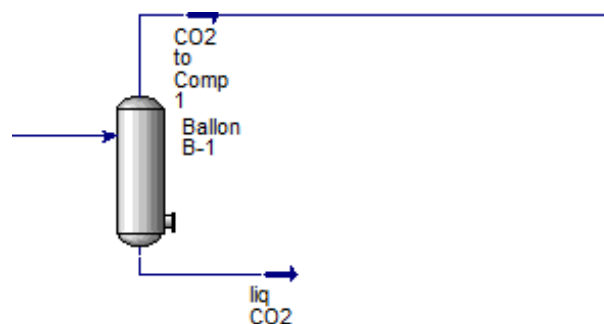
Les valeurs de K données par GPSA (Gaz Processing Suppliers Association) sont portées dans le tableau suivant :

**Tableau II.1** Valeurs de K utilisées pour les séparateurs [21].

<b>GPSA Handbook:</b>	
$0 < P < 1500 \text{ Psig} : K = 0,35 - 0,01 \left( \frac{P - 100}{100} \right) \quad (\text{Psig} + \text{Patm} = \text{Psia})$	
<b>Particularities:</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Vapeurs sous vide : <math>K=0,2</math></li> <li>• Solution amine-glycol : multiplier K par 0,6 à 0,8</li> <li>• Ballon d'aspiration d'un compresseur <math>K=K*0,7</math> à 0,8</li> <li>• Ballon en amont d'un expandeur : <math>K=K*0,7</math> à 0,8</li> <li>• Ballon en amont d'un déshydrateur : <math>K=K*0,7</math> à 0,8</li> </ul>	
<b>Remarque :</b> pour un ballon vertical ou horizontal sans Demister devise $K=K/2$	
<b>Equation de York (Fabricant de Demister) :</b>	
$P \leq 15 \text{ Psia} :$	$K = 0,1821 + 0,0029 P + 0,046 \ln P$
$15 < P \leq 40 \text{ Psia} :$	$K=0,35$
$40 \leq P \leq 5500 \text{ Psia} :$	$K=0,43 - 0,023 * \ln P$

Etude de notre cas :

### II.3.1.1. Dimensionnement du 1<sup>er</sup> ballon



Ballon B-1		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	29,00	C
Vessel Pressure	114,5	kPa
Liquid Molar Flow	38,24	kgmole/h
Duty	0,0000	kJ/h

**Figure II.5** Schéma du 1er ballon réalisé par HYSYS.

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE  
DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.2** Données opérationnelles du premier ballon.

Pression (bar) - (Psia)	1,145	16,61
Masse volumique du liquide (Kg/m <sup>3</sup> ) - (lb/ft <sup>3</sup> )	1005	62,71
Masse volumique du vapeur (Kg/m <sup>3</sup> ) - (lb/ft <sup>3</sup> )	1,975	0,123
Débit massique du vapeur (Kg/h) - (lb/h)	2,931*10 <sup>4</sup>	4,462*10 <sup>4</sup>
Débit massique du liquide (Kg/h) - (lb/h)	689,4	1520
Température d'entrée (°C) - (°F)	29	84,2

Application numérique :

$$K = 0,43 - 0,023 * \ln P = 0,36$$

$$U_T = 8,110 \text{ (ft/s)}$$

$$U_V = 0,75 U_T = 6,0825 \text{ (ft/s)}$$

- Calcul du débit volumique de la vapeur  $Q_V$  :

$$Q_V = \frac{W_V}{3600 \rho_V}$$

$$W_V : \text{Débit massique de la phase vapeur} = 4,462 * 10^4 \text{ (lb/h)}$$

$$\rho_V : \text{Masse volumique de la phase vapeur} = 0,1233 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$Q_V = 145,58 \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

- Calcul du débit volumique du liquide  $Q_L$  :

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

$$W_L : \text{Débit massique de la phase liquide} = 1520 \text{ (lb/h)}$$

$$\rho_L : \text{Masse volumique de la phase liquide} = 62,71 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$Q_L = 6,73 * 10^{-3} \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

$$= 0,4038 \text{ (ft}^3\text{/min)}$$



## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

- Calcul du diamètre du séparateur :

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 QV}{\pi UV}}$$

$$QV = 145,58 \text{ (ft}^3/\text{s)}$$

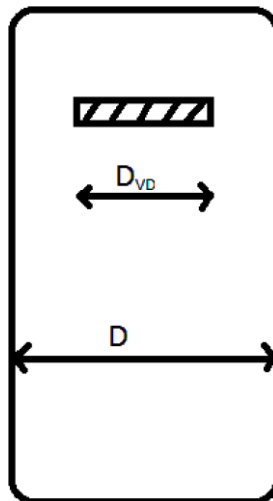
$$UV = 6,0825 \text{ (ft/s)}$$

$$D_{VD} = 5,52 \text{ (ft)}$$

Sur le plan technique, cela signifie que le diamètre du dévesiculeur (Demister) doit être légèrement plus grand que le diamètre intérieur du ballon.

Ce qui implique

$$D = D_{VD} + 0,5 = 6,02 \text{ (ft)} = 1,8 \text{ (m)}$$



**Figure II.6** Schéma illustrant la disposition des diamètres D et D<sub>VD</sub>.

Pour calculer la hauteur, le ballon est divisé en sections. La hauteur totale est obtenue en additionnant les hauteurs individuelles de chaque section.

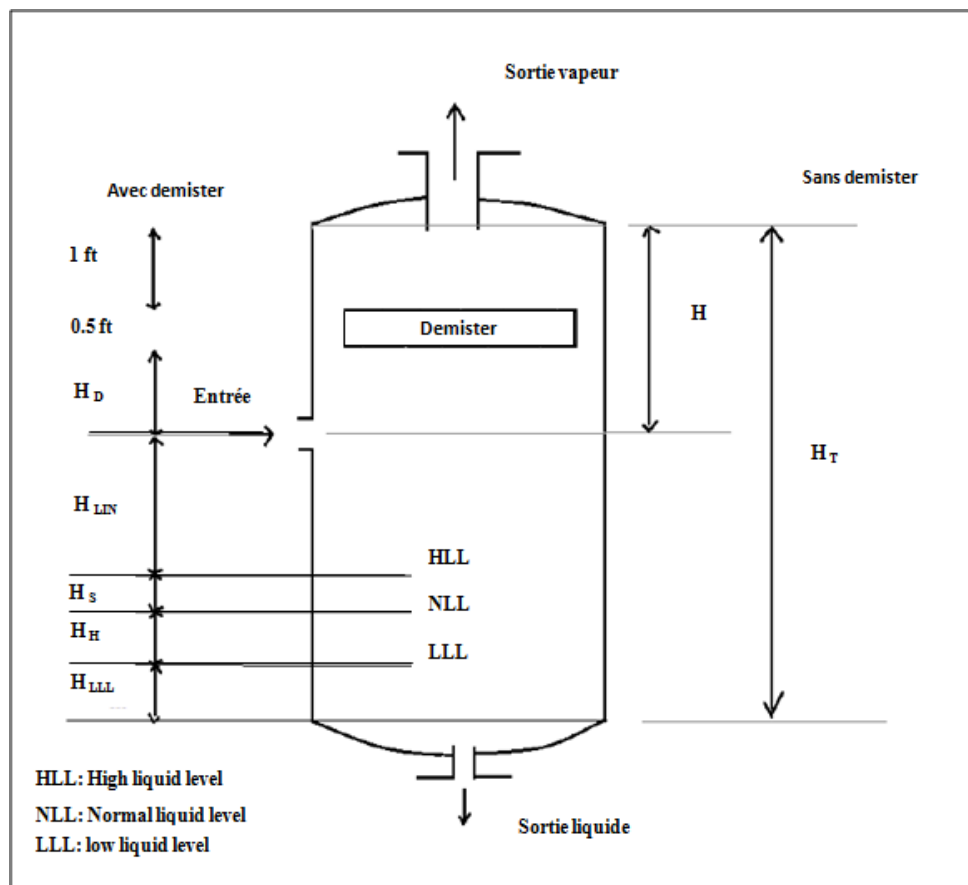
$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME}$$

H<sub>LLL</sub> : high liquid level (niveau de liquide élevé).

N<sub>LL</sub> : normal liquid level (niveau de liquide normal).

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

LLL : low liquid level (niveau de liquide faible).



**Figure II.7** Schéma illustrant les différentes hauteurs du ballon de séparation vertical [22].

- Le hold up time et le surge time :
  - Hold Up Time (Temps de rétention) : Ce temps est requis pour maintenir un flux normal lorsque l'alimentation rencontre un problème [21].
  - Surge Time (Temps d'alarme) : C'est une marge de sécurité que l'on accorde en cas de problème lors de l'évacuation du liquide [21].

Remarque : En l'absence de données, le temps d'alarme « Surge Time » peut être considéré comme équivalent à la moitié du temps de rétention « Hold Up Time ».

Pour sélectionner les temps de rétention et les temps d'alarme, on se réfère au tableau ci-dessous.

Pour notre situation, nous adoptons le temps de rétention « hold u time »  $T_H$  de 3 minutes, avec un temps d'alarme « surge Time » équivalent à  $T_H/2$ .

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.3** Recommandations pour la sélection du Hold up time et du Surge time en fonction de l'utilisation du ballon [20].

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

- Calcul du volume de hold up :

$$V_H = T_H * Q_L \text{ (ft}^3\text{)}$$

Où :

$$Q_L = 0,4038 \text{ (ft}^3\text{/min)}$$

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

---

$T_H = 3$  (min)

$V_H = 1,2114$  (ft<sup>3</sup>)

- Calcul de volume du Surge :

$V_S = T_S * Q_L$  (ft<sup>3</sup>)

Où:

$T_S = T_H/2 = 1,5$  (min)

$Q_L = 0,4.038$  (ft<sup>3</sup>/min)

$V_S = 0,6057$  (ft<sup>3</sup>)

- Calcul de la hauteur minimale du liquide :

Les hauteurs H<sub>LLL</sub> sont déterminées à partir du tableau ci-dessous.

**Tableau II.4** de calcul des hauteurs de niveau de liquide (H<sub>LLL</sub>) [20].

Diamètre	Vertical		Horizontal
	< 300 Psi	> 300 Psi	
≤ 4 ft	15 inch	6 inch	9 inch
6 ft	15 inch	6 inch	10 inch
8 ft	15 inch	6 inch	11 inch
10 ft	6 inch	6 inch	12 inch
12 ft	6 inch	6 inch	13 inch
16 ft	6 inch	6 inch	15 inch

D'après les calculs précédents, nous avons obtenu un diamètre de 6 ft, ce qui correspond à

$H_{LLL} = 15$  (inch) = 1,25 (ft)

- Calcul de la hauteur H<sub>H</sub> du hold up :

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \frac{D^2}{4}}$$

$V_H = 1,2114$  (ft<sup>3</sup>)

$D = 6,02$  (ft)

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

$$H_H = 0,043 \text{ (ft)}$$

- Calcul de la hauteur  $H_s$  du surge :

$$H_s = \frac{V_s}{\pi \frac{D^2}{4}}$$

Où :

$$V_s = 0,6057 \text{ (ft}^3\text{)}$$

$$D = 6,02 \text{ (ft)}$$

$$H_s = 0,0213 \text{ (ft)}$$

- Calcul de la hauteur  $H_{LIN}$  :

$H_{LIN} = 12 + d_N$  [inch] avec déflecteur à l'entrée.

$H_{LIN} = 12 + 0,5 d_N$  [inch] sans déflecteur à l'entrée.

Dans notre cas le ballon possède un déflecteur.

Le diamètre  $d_N$  de la tubulure d'entrée se calcule à partir du tableau ci-dessous.

**Tableau II.5** Tableau de calcul du diamètre  $d_N$  de la tubulure d'entrée [20].

$$d_N \geq \sqrt{\frac{4Q_m}{\pi 60 \sqrt{\rho_m}}} \text{ en ft}$$

$Q_m = Q_L + Q_V$ , débit moyen en  $\text{ft}^3/\text{s}$

$\rho_m = \rho_L \lambda + \rho_V (1 - \lambda)$ , masse volumique moyenne en  $\text{lb}/\text{ft}^3$

$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_V}$ , fraction du liquide dans le courant diphasique

$$Q_m = 145,58673 \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

$$\lambda = 2,76 * 10^{-3}$$

$$\rho_m = 0,295 \text{ (lb}/\text{ft}^3\text{)}$$

$$d_N \geq 0,75 \quad \text{On prendra dans la suite des calculs : } d_N = 2,385 \text{ (ft)} = 28,62$$

$$\text{(inch)}. \text{ D'où : } H_{LIN} = 40,62 \text{ (inch)} = 3.383 \text{ (ft)}$$

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

---

- Calcul de la hauteur de désengagement de la vapeur  $H_D$  :

$H_D$  (avec Demister) = minimum (0,5 D, (24+0,5dN)) en inch.

$$0,5 D = 3,01 \text{ (ft)}$$

$$24 + 0,5 dN = 25,19 \text{ (ft)}$$

Donc on prend  $H_D = 3,01$  (ft)

Il faut rajouter une hauteur ( $H_{ME}$ ), 1,5 ft (0,5 ft pour la largeur de Demister et 1 ft du Demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon).

Donc :  $H_{ME} = 0$  (ft) sans Demister

$H_{ME} = 1,5$  (ft), s'il y a un Demister.

- Calcul de la hauteur totale du ballon séparateur  $H_T$ :

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

$$H_T = 1,25 + 0,043 + 0,0213 + 3,383 + 3,01 + 1,5$$

$$H_T = 9,21 \text{ (ft)}$$

$$= 2,7 \text{ (m)}$$

Etant donné l'instabilité de la composition du gaz d'entrée en liquide (eau + condensat), il est important d'ajuster la hauteur du ballon pour compenser les pics éventuels, généralement causés par des variations dans la colonne. Cette correction est estimée à environ 15%.

$$H_{TC1} = H_{T1} * 115\% = 3,1 \text{ (m)}$$

- Vérification que  $H_T/D$  est supérieur à 1,5 :

$$H_T / D = 9,21 / 6,02$$

$$= 1,53$$

$H_T / D > 1,5$  vérifié.

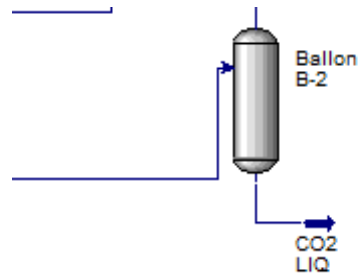
## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

### ❖ Interprétation :

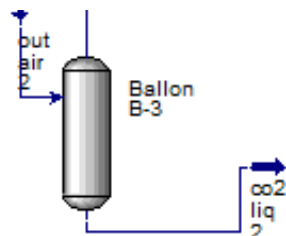
Les analyses dimensionnelles du ballon séparateur démontrent qu'il est capable de retenir le liquide en haut de la colonne.

#### II.3.1.2. Dimensionnement du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> ballon

Nous allons procéder de la même manière pour le deuxième et le troisième ballon. Les résultats obtenus seront répertoriés dans un tableau.



Ballon B-2		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	29,00	C
Vessel Pressure	400,0	kPa
Liquid Molar Flow	16,91	kgmole/h
Duty	0,0000	kJ/h



Ballon B-3		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	29,00	C
Vessel Pressure	1450	kPa
Liquid Molar Flow	4,724	kgmole/h
Duty	0,0000	kJ/h

**Figure II.8** Schéma du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> ballon réalisé par HYSYS.

Les données opérationnelles et le dimensionnement du deuxième et du troisième ballon sont répertoriés dans le tableau suivant :

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.6** Données opérationnelles du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> ballon.

Paramètres	2eme Ballon	3eme Ballon
Pression (Bar)	4	14,47
Masse volumique du liquide (kg/m <sup>3</sup> )	1005	993,14
Masse volumique du vapeur(kg/m <sup>3</sup> )	7,110	16,02
Débit massique du vapeur (kg/h)	29002,69	28921,05
Débit massique du liquide (kg/h)	305,26	85,72
Température d'entrée (°C)	29	29

**Tableau II.7** dimensionnement pour le 2<sup>ème</sup> et le 3<sup>ème</sup> ballon de séparation.

Paramètre (ft)	2eme Ballon	3eme Ballon
D	4,606	3,63
HLLL	1,25	1,25
HH	0,032	0,014
Hs	0,016	0,00724
HLIN	2,12	1,4
HD	2,303	1,815
HME	1,5	1,5
HT	7,221	5,98
HT/D	1,56	1,64

$$HTC2 = HT2 * 115\%$$

$$= 2,2 * 115\%$$

$$= 2,53 \text{ (m)}$$

$$HTC3 = HT3 * 115\%$$

$$= 1,82 * 115\% = 2 \text{ (m)}$$

**II.3.1.3. Comparaison des résultats obtenus par calcul et avec Aspen HYSYS.**

Le tableau suivant montre les différences des résultats des paramètres clés entre le calcul manuel et le simulateur Aspen Hysys V.10.



## **CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.8** Comparaison entre le dimensionnement manuel des ballons et celui du Hysys.

Ballon	Paramètres (m)	Calcul théorique	Aspen Hysys
1 <sup>er</sup> Ballon	Diamètre	1,80	1,22
	Hauteur	3,10	4,00
2 <sup>ème</sup> Ballon	Diamètre	1,21	0,96
	Hauteur	2,53	3,00
3 <sup>ème</sup> Ballon	Diamètre	0,91	1,01
	Hauteur	2,00	3,50

❖ **Interprétation :**

Les résultats de dimensionnement obtenus par le calcul manuel et par le simulateur Hysys montrent une petite différence. Cette divergence peut être attribuée à la modélisation avancée de Hysys, qui utilise des modèles thermodynamiques plus sophistiqués et une base de données intégrée. Ces outils permettent à Hysys de fournir des résultats légèrement différents par rapport aux méthodes manuelles simplifiées.

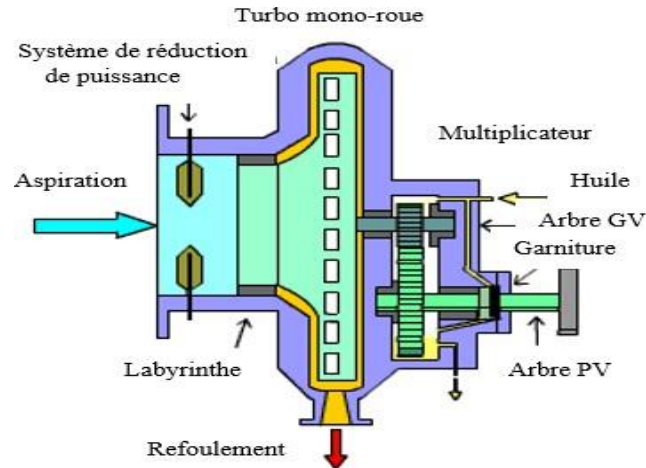
En conclusion, la petite différence observée est acceptable et attendue dans le cadre de l'ingénierie, compte tenu des niveaux de précision différents entre les calculs manuels et les simulations informatiques. Cette validation croisée confirme la robustesse et la fiabilité de notre dimensionnement.

### **II.3.2. Dimensionnement des compresseurs centrifuges**

Un compresseur centrifuge est un dispositif de compression dynamique qui utilise la Force centrifuge pour augmenter la pression du gaz d'un point à un autre [19].

Le compresseur de notre installation, également appelé moto-soufflante pour les faibles pressions, permet d'augmenter la pression de CO<sub>2</sub> de 1,145 à 4 bars. Le dimensionnement de ce compresseur est crucial pour déterminer ses conditions de fonctionnement optimales, notamment le travail adiabatique et poly tropique fourni ainsi que sa puissance adiabatique [19].

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z



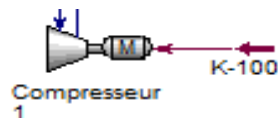
**Figure II.9** Schéma d'un compresseur mono étagé.

Analyse détaillée de notre situation :

**Tableau II .9** Données opérationnelles du 1<sup>er</sup> compresseur.

Pression d'aspiration (Bar) - (Psia)	1,145	16,61
Pression de refoulement (Bar) - (Psia)	4	58,02
Température d'aspiration (°C) - (°F)	29	84,20
Débit massique (kg/h) - (lb/h)	29310	64620
Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> ) - (lb/ft <sup>3</sup> )	1,975	0,1233

### II.3.2.1. Dimensionnement de 1<sup>er</sup> compresseur



Compresseur 1		
Feed Pressure	114,5	kPa
Product Pressure	400,0	kPa
Molar Flow	680,8	kgmole/h
Energy	3,245e+008	kJ/h

**Figure II.10** Schéma du 1er compresseur réalisé par HYSYS.

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

---

- Calcul de l'exposant adiabatique théorique à l'admission (K) :

1. Calcul le nombre d'étage :

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

$$S = 1,43 \log \left( \frac{P2}{P1} \right)$$

D'où:  $P1 = 1,145$  (bar) et  $P2 = 4$  (bar)

Donc: 
$$S = 1,43 \log \left( \frac{4}{1,145} \right)$$

$$= 0,77$$

$$\approx 1 \text{ étage}$$

Donc :  $S = 1$  étage

- Calcul pression et température réduite :

$$P1 = 1,145 \text{ (bar)}$$

$$T1 = 29 \text{ (}^\circ\text{C)} = 302,15 \text{ (K)}$$

Selon les données de l'encyclopédie des gaz, les valeurs de TC et PC sont les suivantes :

$TC=304,66$  (K) ;  $PC = 74$  (bar), d'après le tableau ci-dessous.

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE  
DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.10** Tableau des propriétés physiques des composés chimiques [23].

Composé	Formule chimique	TC (K)	PC (bar)	Point d'ébullition (K)	Point de fusion (K)	Densité (g/cm <sup>3</sup> )
Eau	H <sub>2</sub> O	647.1	220.6	373.15	273.15	1.00
Dioxyde de carbone	CO <sub>2</sub>	304.66	73.8	194.7	216.6	1.56 (à -56.6°C)
Méthane	CH <sub>4</sub>	190.56	45.99	111.65	90.67	0.42
Éthanol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	513.9	61.4	351.44	159.05	0.789
Ammoniac	NH <sub>3</sub>	405.4	113.5	239.82	195.41	0.73
Benzène	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	562.2	48.9	353.23	278.68	0.879
Acétone	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	508.2	47.0	329.45	178.5	0.791

$$\text{Donc : Pr} = \frac{P_1}{P_c}$$

$$= \frac{16,61}{1069,5}$$

$$= 0,015$$

$$\text{Tr} = \frac{T_1}{T_c}$$

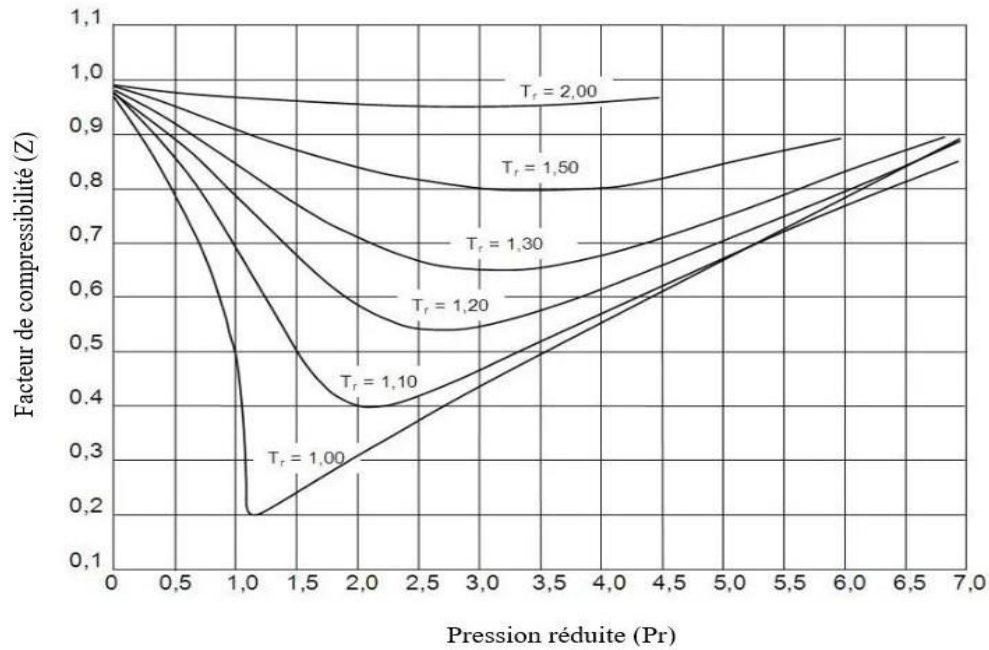
$$= \frac{543,87}{547,39}$$

$$= 0,993$$

$$\text{Pr} = 0,015 ; \quad \text{Tr} = 0,993$$

Selon les indications fournies dans la figure ci-dessous, on obtient :  $Z = 0,996$ .

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**



**Figure II.11** Diagramme du facteur de compressibilité (Z) [23].

- Calcul de débit volumétrique à l'admission (V) :

On a:

$$m = 29310 \text{ (kg/h)}$$

$$= 64620 \text{ (lb/h)}$$

$$\rho = 1,975 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$= 0,1233 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$V = \frac{\text{masse}}{\rho}$$

$$V = \frac{64620}{0,1233}$$

$$V = 5,24 \cdot 10^5 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$= 14840,36 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

Selon les indications de tableau ci-dessous, à l'aide du volume d'aspiration On obtient :

- Le rendement poly tropique estimé :  $\eta_p = 0,77$
- Le rendement adiabatique :  $\eta_{ad} = 0,73$

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE  
DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.11** Caractéristiques et vitesses d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe.

Gamme nominale (admission m <sup>3</sup> /h)	Rendement polytropique moyen	Rendement adiabatique moyen	Vitesse (Tr/min) pour développer une hauteur de charge de 30000 Nm/kg par roue
200-800	0,63	0,60	20 500
800-12 000	0,74	0,70	10 500
12 000-34 000	0,77	0,73	8 200
34 000-56 000	0,77	0,73	6 500
56 000-94 000	0,77	0,73	4 900
94 000-136 000	0,77	0,73	4 300
136 000-195 000	0,77	0,73	3 600
195 000-245 000	0,77	0,73	2 800
245 000-340 000	0,77	0,73	2 500

2. Calcul de refoulement :

- Calcul de l'exposant adiabatique (K)

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

$$K = \frac{38,24}{38,24 - 8,314} = 1,277$$

- Calcul de l'exposant poly tropique( $\gamma$ ) :

$$\gamma = \frac{K - 1}{K}$$

$$\gamma = \frac{1,277 - 1}{1,277}$$

$$= 0,217$$

- Calcul de rapport de compression (r) :

$$r = \frac{P_2}{P_1}$$

$$r = \frac{4}{1,145}$$

$$= 3,49$$

- Estimation de la température de refoulement initiale :

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

---

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

$$T_2 = 302,15 + \frac{302,15}{0,70} [3,49^{0,217} - 1]$$

$$T_2 = 436,63$$

$$K = 163,48 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

3. Calcul le travail de compression

- Calcul travail poly tropique :

$$W_p = \frac{Z_a R T}{M \frac{n-1}{n}} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$W_p = \frac{0,996 * 8,314 * 302,15}{43,06 * \frac{1,277-1}{1,277}} \left[ \left( \frac{4}{1,145} \right)^{\frac{1,277-1}{1,277}} - 1 \right]$$

$$W_p = 83,42 \text{ (kJ/kg)}$$

$$= 35,868 \text{ (btu/lb)}$$

- Calcul le travail isentropique :

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

$$W_{ad} = \frac{0,73}{0,77} * 83,42$$

$$= 79,08 \text{ (kJ/kg)}$$

4. Calcul de la hauteur de charge :

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

$$H_p = \frac{83420}{9,81}$$

$$H_p = 8503,56 \text{ (m)}$$

- Calcul de la hauteur adiabatique

**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

---

$$Had = \frac{Wad}{g}$$

$$Had = \frac{79080}{9,81}$$

$$Had = 8061,16 \text{ (m)}$$

5. Calcul de la puissance de compression :

$$P = \frac{m\left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}}\right)Wad\left(\frac{\text{Nm}}{\text{Kg}}\right)}{1000\eta_{ad}}$$

$$P = \frac{8,314 * 79080}{1000 * 0,73}$$

$$P = 900,64 \text{ (kJ/s)}$$

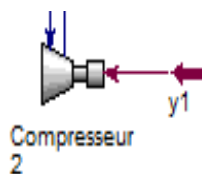
$$= 900,64 \text{ (kW)}$$

$$= 3242304 \text{ (kJ/h)}$$

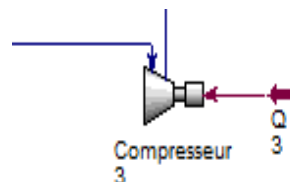
II.3.2.2. Dimensionnement du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> compresseur

Nous allons procéder de la même manière pour le deuxième et le troisième compresseur.

Les résultats obtenus seront répertoriés dans le tableau II.13.



Compresseur 2		
Feed Pressure	400,0	kPa
Product Pressure	1500	kPa
Molar Flow	683,9	kgmole/h
Energy	3,314e+006	kJ/h



Compresseur 3		
Feed Pressure	1450	kPa
Product Pressure	2800	kPa
Molar Flow	659,1	kgmole/h
Energy	1,282e+006	kJ/h

**Figure II.12** Schéma du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> compresseur réalisé par HYSYS.



**CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.12** Données opérationnelles du 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> compresseur.

Paramètres	2 <sup>ème</sup> Compresseur	3 <sup>ème</sup> Compresseur
Pression d'aspiration (Bar)	4	14,50
Pression de refoulement (Bar)	15	26
Température d'aspiration (°C)	29	29
Débit massique (kg/h)	29010	28920
Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )	7,110	27,52

Pc=1069,5 Pisa

Tc=547,39 °R

**Tableau II.13** Tableau de dimensionnement pour le 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> compresseur centrifuge.

Paramètres	2 <sup>ème</sup> compresseur	3 <sup>ème</sup> compresseur
Pr	0,05	0,19
Tr	0,993	0,993
Z	0,966	0,970
ηp	0,74	0,74
ηad	0,70	0,70
WP (kJ/kg)	84,96	34,45
Wad (kJ/kg)	80,36	32,58
HP (m)	8660,55	3511,72
Had (m)	8191,64	3321,10
P (kJ/h)	3330210,2	1345000

**II.3.2.3. Comparaison des résultats obtenus par calcul et avec Aspen HYSYS**

Le tableau suivant montre les différences des résultats de la puissance de compression, le paramètre clé pour le dimensionnement du compresseur, entre le calcul manuel et le simulateur Aspen Hysys V.10.

## **CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z**

**Tableau II.14** Comparaison du dimensionnement du compresseur.

Compresseur	Puissance de compression (kJ/h)	
	Calcul théorique	Aspen Hysys
1 <sup>er</sup> Compresseur	3242304	3245000
2 <sup>ème</sup> Compresseur	3330210,2	3314000
3 <sup>ème</sup> Compresseur	1345000	1262000

❖ **Interprétation :**

Les résultats de la simulation indiquent que les valeurs sont en étroite corrélation avec celles obtenues par les calculs, ce qui confirme que le dimensionnement de compresseur est approprié. Ainsi, le compresseur est capable d'assurer la compression totale des produits en tête de colonne.

### **II.3.3. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur**

#### **II.3.3.1. Introduction**

L'objectif principal lors de la conception d'un échangeur de chaleur est d'assurer une récupération efficace de la chaleur tout en trouvant un équilibre optimal entre les coûts initiaux d'investissement et les coûts opérationnels.

Après la compression de notre charge de CO<sub>2</sub>, celui-ci atteint une température ambiante. Par conséquent, l'installation d'un échangeur de type tube-calandre devient indispensable pour récupérer cette chaleur excédentaire et pour transporter notre CO<sub>2</sub> à l'état liquide à une température d'environ -22°C, comme l'exigent nos clients.

Pour effectuer la phase de calcul, nous nous conformerons à l'EDR ci -dessous.

#### **II.3.3.2. Aspen EDR (Exchanger Design and Rating)**

Aspen EDR est un outil complet de simulation, d'évaluation et de conception d'échangeurs de chaleur, avec une attention particulière pour les échangeurs de chaleur à calandre et à tube. Dès l'entrée dans l'interface, le programme propose une large gamme d'options pour les échangeurs de chaleur. Aspen EDR offre une fonction notable permettant de concevoir avec diverses contraintes, y compris la longueur du tube, les passages du tube et de l'enveloppe, l'espacement des déflecteurs, le diamètre du tube, etc [23].

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

Aspen EDR se distingue notamment par des temps d'itération plus courts, ce qui contribue à accélérer les résultats de la conception [23].

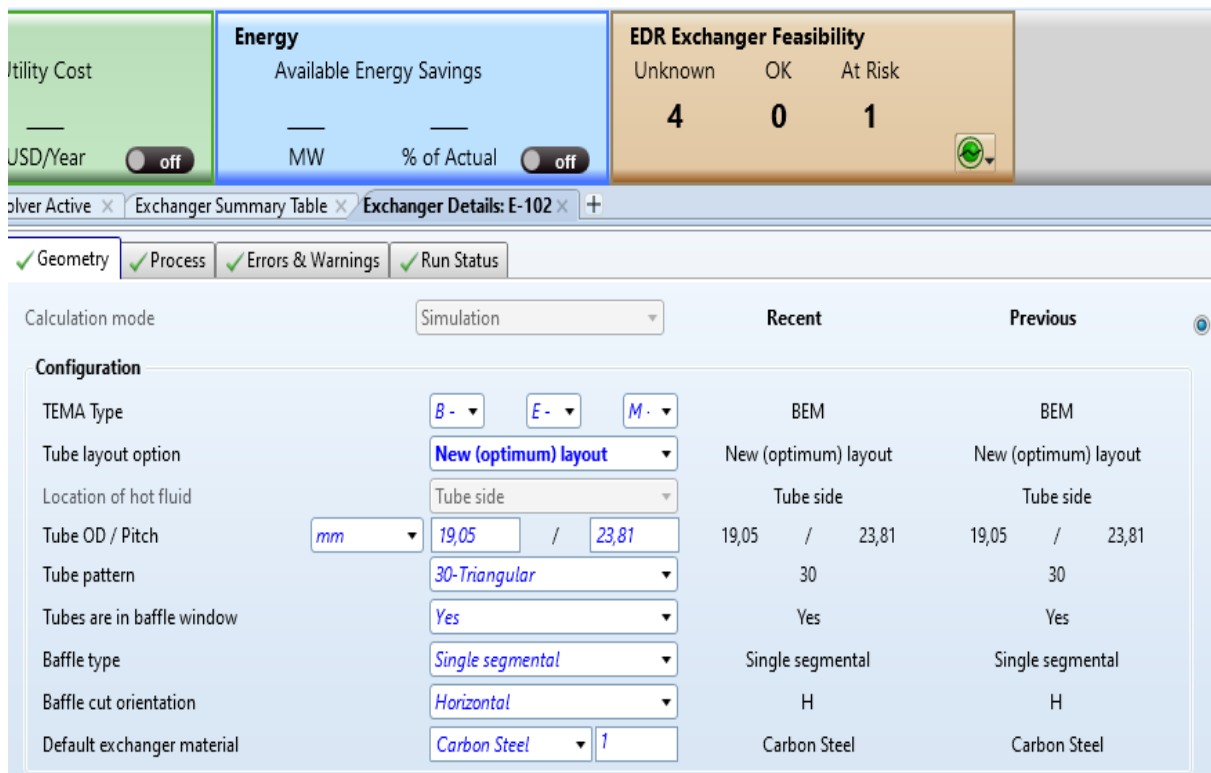
### II.3.3.3. Étude de notre cas

Les données fondamentales de l'échangeur de chaleur sont exposées dans le tableau suivant.

**Tableau II.15** Caractéristiques de l'échangeur.

Fluide	Tube (CO <sub>2</sub> )	Calandre (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )
Débit massique (kg/h)	2,892*10 <sup>4</sup>	3,040*10 <sup>4</sup>
Température (°C)	T <sub>1</sub> = 27,06 T <sub>2</sub> = -22,19	T <sub>1</sub> = -38,00 T <sub>2</sub> = -49,73
Pression (bar)	P <sub>1</sub> = 25,5 P <sub>2</sub> = 25,38	P <sub>1</sub> = 1,3 P <sub>2</sub> = 0,7193

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z



**Figure II.13** Géométrie de l'échangeur tube calandre réalisé par Aspen EDR.



**Figure II.14** Estimation du coût de l'échangeur tube calandre réalisé par Aspen EDR.

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

### ❖ Interprétation :

L'analyse des données relatives à (EDR) de notre échangeur de chaleur révèle qu'il est composé de 262 tubes de 5,25 mètres de long, avec un diamètre extérieur de 19,05 mm. Il comporte également 7 chicanes horizontales, espacées de 0,65 mètre chacune. Le diamètre intérieur de la calandre est d'environ 0,5 mètre. Ce modèle est fabriqué en acier au carbone. Le coût total de cet échangeur s'élève à 30 621 dollars américains, équivalent à 4111297,94 dinars algériens.

## II.4. ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET

### II.4.1. Introduction

La valorisation d'un projet nécessite en premier lieu une étude de rentabilité économique, qui constitue la phase de conception du projet. Cette analyse économique nous permettra d'évaluer la rentabilité du projet ainsi que le temps nécessaire pour amortir l'investissement.

### II.4.2. Coûts d'investissement

Pour établir une estimation approximative du budget de financement de ce projet, nous avons pris en compte les principaux équipements et tuyauteries mentionnés dans le tableau N°1, ainsi que les estimations financières pour sa mise en œuvre. Les résultats de ces calculs sont résumés dans le tableau suivant. Il convient de noter qu'il s'agit d'une estimation approximative.

**Tableau II.16** Les estimations financières pour les équipements.

Equipement	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Ballons de séparation	3	405017,50	1215052,5
Compresseur	3	72324500	216973500
Aéroréfrigérant	3	40941,04	122823,12
Echangeur de chaleur	1	4111297,94	4111297,94
tee	1	723495	723495
tuyauteries (m)	5000	/	133910,88
Sphère	2	3655450	7310900
Montant des équipements			230590979,44
Montage	45%		103765940,748
Montant total d'investissement			334356920,188

## CHAPITRE II : ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION DE DIOXYDE DE CARBONE AU SEIN DU COMPLEXE GL3 /Z

Le coût de la réalisation est environ 335 millions de dinars algériens.

### II.4.3. Gains

Les bénéfices financiers potentiels de ce projet doivent être évalués en se basant sur le prix actuel de vente du dioxyde de carbone. Pour les producteurs de dioxyde de carbone, le prix de vente avoisine généralement les cent dinars par kilogramme 100 (DA/kg).

#### II.4.3.1. Calcul du prix de vente à 100 dinars le kg

Nous avons évalué le prix de vente à 100 dinars par kilogramme de CO<sub>2</sub>.

Nous avons deux sphères de stockage, chacune avec un débit de 14460 (kg/h). Le débit total est donc :  $Q_{TOT} = Q_1 + Q_2 = 28920$  (kg/h), soit 253 339 000 (kg/an).

**Tableau II.17** Estimation des gains de ventes de CO<sub>2</sub> par an.

Taux de production (%)	Quantité de CO <sub>2</sub> (kg/an)	Prix de vente (DA /kg)	Prix de revient (DA /an)
100%	253339000	100	25 333 900 000

Le bénéfice total est donc d'environ 25 milliards 333 millions 900 mille DA par an.

#### ❖ Interprétation :

Après avoir évalué la viabilité économique du projet de liquéfaction du dioxyde de carbone, les conclusions positives constatées ne font que renforcer l'incitation à sa concrétisation.

---

## CONCLUSION GENERALE

Cette étude a porté sur l'évaluation de la faisabilité d'une unité de liquéfaction du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) au sein du complexe GL3/Z, avec pour objectif principal d'analyser la récupération des gaz de CO<sub>2</sub>. L'analyse approfondie a couvert les aspects techniques, économiques et environnementaux de ce projet ambitieux.

Les résultats de cette étude ont démontré la faisabilité technique de la mise en place de l'unité de liquéfaction de CO<sub>2</sub>. Les équipements nécessaires pour le procédé comprennent trois ballons séparateurs verticaux, trois compresseurs centrifuges mono-étagés, trois refroidisseurs à air, un échangeur de chaleur à tubes et calandres, ainsi que deux sphères de stockage de 1,3 mètre. Le dimensionnement des ballons a été confirmé à l'aide du simulateur HYSYS, avec des hauteurs respectives de 3,1 mètres, 2,53 mètres et 2 mètres. Les compresseurs, quant à eux, possèdent une puissance de compression allant de 1 345 000 à 3 330 210,2 kJ/h. L'échangeur de chaleur, dimensionné à l'aide du logiciel EDR, est construit en acier au carbone et comporte 7 chicanes horizontales et 262 tubes.

D'un point de vue économique, le coût total de réalisation de ce projet s'élève à environ 335 millions de dinars algériens. Toutefois, les bénéfices financiers potentiels sont considérables, estimés à 25 333 900 000 DA par an. Cela montre que l'investissement initial pourrait être rapidement amorti, générant ainsi une valeur économique substantielle pour le complexe GL3/Z.

En termes environnementaux, la liquéfaction du CO<sub>2</sub> présente des avantages significatifs, notamment la réduction des émissions de gaz à effet de serre, contribuant ainsi à la lutte contre le changement climatique. La récupération et la valorisation du CO<sub>2</sub>, qui serait autrement rejeté dans l'atmosphère, alignent ce projet avec les objectifs de développement durable et les politiques environnementales mondiales.

En conclusion, cette étude confirme que la liquéfaction du CO<sub>2</sub> est non seulement techniquement réalisable mais aussi économiquement viable et bénéfique pour l'environnement. Il est donc recommandé de poursuivre les études et les efforts pour concrétiser cette initiative. Une mise en œuvre réussie et durable de ce projet au sein du complexe GL3/Z nécessitera une attention continue aux considérations techniques, économiques et environnementales identifiées dans cette étude.

## REFERENCES

- [1] Rojey, A., Durand., Chapret, C., Juilien, S., Valais, M. Le Gaz Naturel. Paris : Technip, 1994.1p.
- [2] Décarbonatation du gaz naturel. Techniques de l'Ingénieur. Disponible sur : <https://www.techniques-ingenieur.fr/glossaire/decarbonatation-du-gaz-naturel>
- [3] Lecomte, F., Broutin, P., Lebas, E. Le Captage du CO<sub>2</sub>. Paris : Technip,2010. 36p.
- [4] Bouallou, CH. Le Captage du CO<sub>2</sub>. Paris : Presses de l'école des Mines,2021.
- [5] HERMETIC-Mecaflux. LE CO<sub>2</sub> et ses applications. Lyon, 2015.
- [6] Le Cloirec, P. CO<sub>2</sub> (Dioxyde De Carbone). Techniques de l'Ingénieur,2022. 2p.
- [7] NASA. Carbon Dioxide - NASA's Climate Change: Vital Signs of the Planet.
- [8] Karamé, I., Srour, H., Shaya, J., Ishida, H. Carbon Dioxide CHEMistry, Capture and Oil Recovery. Londres : IntechOpen, 2018. 1p.
- [9] Air Liquide. Encyclopédie des gaz. Elsevier-Air Liquide : Amsterdam,1976.
- [10] Montgomery, J.M. Water Treatment: Principles and Design. New York: Montgomery,1985.
- [11] Shukla, S. CO<sub>2</sub> Utilization in Various Forms, In Comprehensive Energy Systems éd., 2020, 98–121p.
- [12] Q. KEAN (S.), Les secrets de l'air qui nous entoure, Le dernier souffle de César éd., Lausanne : Presse polytechniques et universitaires romandes, 2019.
- [13] Niaz Bahar Chowdhury, Zahid Hasan and A. H. M. Biplob, "HYSYS Simulation of a Sulfuric Acid Plant and Optimization Approach of Annual Profit", Journal of Science (JOS), Vol. 2, No. 4, 2012.
- [14] Mondal, SK., Rakib Uddin, M., Sraboni, M., Jeewan P. HYSYS simulation of chemicalprocess equipment Sukanta Kumar Monda. University of Science and Technology (SUST): Bangladesh, 2015. 1p.
- [15] Rhodes C.L., "The Process Simulation Revolution: Thermophysical Property Needs and Concerns", J.Chem.Eng.Data, 41, 947-950, 1996.
- [16] J. Banks, J. Carson, B. Nelson, D, "Nicol Discrete-Event System Simulation", Prentice Hall. ISBN 0- 13-088702-1, 2001. 3p.
- [17] IVAN, D., Javier, R., José, L., Alexander, L., Gerardo, R. Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering. Berlin : Springer, 2016. 145p.
- [18] Wauquier, JP. Procédé de séparation. Paris : Technip, 1998.
- [19] Said, Ar. Les équipements : Les compresseurs. Manuel de formation. TOTAL, 2007. Cours EXP-PR-EQ130. Révision 0.3. p. 9.



- [20] Dr.Nacer,A. «DIMENSIONNEMENT DES BALLONS DE SEPARATION», Ecole d'ingenieurs de Boumerdes, 2005.
- [21] Smith, H. Vernon. "Oil and Gas Separators." Dans Petroleum Engineering Handbook. Richardson: Society of Petroleum Engineers, 2006, Chapitre 12.
- [22] «Design two-phase separators with in the right limits, » chez pdf, Chemical Engineering Progress, 1993.
- [23] Perry, R.H., Green, D.W., Perry's Chemical Engineers' Handbook,1997.
- [24] Thakur, Pravind Kumar. Design and Optimization of Shell & Tube Heat Exchanger using Aspen Exchanger Design and Rating (EDR). Rapport de projet de fin d'études. Guru Gobind Singh IWndraprastha University, Delhi. Sous la supervision du Professeur A.K Jain, 2020.