



Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2025

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option: **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

Etude d'un nouveau procédé de liquéfaction de CO₂ éliminé au niveau de la section de décarbonatation (GL3/Z)

Présenté par

1-CHAIB Rahil Hasnia

2-MOSTEFAI Besma

Soutenu le 01 / 06 / 2025 devant le jury composé de :

Président :	MEZOUAGH Amina	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	BELKAFOUF Nour El Houda	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MENAD Karima	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2024/2025

Remerciement

Nous remercions Allah pour la volonté, la santé et la patience qu'il nous a donné pour achever ce travail dans les meilleures conditions.

Nous exprimons nos remerciements aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils portent à ce travail et pour avoir accepté de l'examiner de juger.

Nos remerciements s'adressent aussi à notre encadrant Dr. MENAD Karima Maître de conférences à l'université de Mostaganem pour avoir acceptés de nous encadrer et de superviser toutes les étapes qui ont conduit à la concrétisation l'idée.

Nous exprimons notre profonde gratitude à l'ensemble des enseignants de l'université de Mostaganem et en particulier les enseignants de la Faculté des Sciences et de la Technologie pour nous avoir permis d'avoir le niveau que nous avons aujourd'hui.

Que nos familles trouvent en ces termes l'expression sincère d'une gratitude et d'une reconnaissance pour n'avoir jamais lésiné sur quoi que ce soit pour notre bien être culturel et corporel ainsi que pour leurs encouragements permanents. Nous espérons qu'ils peuvent être fiers de ces moments.

A nos parents et nos proches, qui m'ont soutenu durant les moments de doute et d'abandon, qui ont plus cru en moi.

Enfin, à tous les esprits ouverts qui ont contribué, de loin ou de près, à la concrétisation de l'idée.

ملخص

يركز عملنا على انشاء نظام لتسييل ثنائي اكسيد الكربون الممتص من الغاز الطبيعي من اجل تقليل انبعاثات ثنائي اكسيد الكربون واعادة استخدامه في مجالات اخرى مثل صناعة الاغذية و التبريد و معالجة المياه... الخ هدفنا هو تقليل التأثير على البيئة و بالتالي المساهمة في مستقبل انظف و اكثر استدامة في عملنا، قمنا بتقييم كمية ثنائي اكسيد الكربون في الغاز الطبيعي واجرينا دراسة شاملة لاقتراح عملية لتسييل غاز ثنائي اكسيد الكربون الكلمات المفتاحية : ثنائي اكسيد الكربون ،الدورة ،الامتصاص ،الغاز الطبيعي المسال ، غاز ثنائي اكسيد الكربون المسال ،الغاز الطبيعي المسال 3 ، تارموديناميك

Summary

Our work focuses on creating a system for liquefying CO₂ presented in natural gas in order to reduce CO₂ emissions and reuse it in other areas such as food industry, refrigeration, water treatment ... Our goal is to minimize the impact on the environment and thus contribute to a cleaner and more sustainable future.

In our study, we evaluated the amount of CO₂ in natural gas and conducted a comprehensive study to propose a process to liquefy CO₂.

Keywords: CO₂, cycle, absorption, liquefied natural gas, liquefied natural gas, liquefied carbon dioxide gas, GNL3, thermodynamics

Résumé

Nos travaux portent sur la création d'un système de liquéfaction du CO₂ présenté dans le gaz naturel afin de réduire les émissions de CO₂ et de le réutiliser dans d'autres domaines tels que industrie alimentaire, la réfrigération, le traitement de l'eau ... Notre objectif est de minimiser l'impact sur l'environnement et de contribuer ainsi à un avenir plus propre et plus durable.

Dans notre étude, nous avons évalué la quantité de CO₂ dans le gaz naturel et mené une étude complète pour proposer un procédé pour liquéfie le CO₂.

Mots-clés : CO₂, cycle, absorption, gaz naturel liquéfié, gaz dioxyde de carbone liquéfié, GNL3, thermodynamique.

Table des matière

Introduction générale	1
CHAPITRE I Présentation du complexe GL3/Z	
I.1.Présentation de l'usine GL3/Z	2
I.2.Emplacement de l'usine	2
I.3.Disposition de l'usine	3
I.4.Disponibilité de l'usine	4
I.5.Capacité de l'usine	4
I.6.Schéma fonctionnel de l'usine	5
I.7.Principes de conception et de fonctionnement.....	6
CHAPITRE II Généralités sur la décarbonatation	
<i>Partie 1</i> Généralités sur le dioxyde de carbone	
II.1.1.Définition du dioxyde de carbone	8
II.1.2.Origine	8
II.1.3.Propriétés physico-chimique	9
II.1.4.Les émissions de dioxyde de carbone.....	9
II.1.5.Utilisations de CO ₂	10
<i>Partie 2</i> Description de l'unité 12: Unité de Décarbonatation	
II.2.1.Principes de conception et de fonctionnement	12
II.2.2.Description du procédé	12
II.2.3.Disposition de l'usine	12
II.2.3.1.Section d'absorption des gaz acides	13
II.2.3.2.Régénération de MDEA riche.....	15
Problématique	16
CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO ₂	
III.1.Introduction	17
III.2.Procédé de récupération propose.....	18
III.3.Quantité du CO ₂ produite par la section de décarbonatation	18
III.3.1.Bilan de matière de l'absorbeur.....	18
III.4.Etude du cycle de liquéfaction du dioxyde de carbone.	20
III.4.1.Description du Cycle	20
III.4.2.Modélisation Thermodynamique.....	20
III.4.3.Optimisation thermodynamique	22

III.5.Définition des Points du Cycle.....	25
III.6.Conception du procédé proposé assistée par Aspen HYSYS	27
III.7.Rentabilité du projet de liquéfaction de CO ₂	29
III.7.1.Introduction	29
III.7.2.Choix d'équipements.....	29
III.7.3.Coûts d'investissement.....	31
III.7.4.Bénéfices estimés	31
III.7.4.1.Calcul du prix de vente à 100 dinars le kg.....	32
Conclusion et recommandations	33
Annexes	34
Bibliographies	41

Liste des figures

Figure 1 : Maquette 3D vue d'ensemble de l'usine	3
Figure 2 : Schéma fonctionnel de l'usine.....	5
Figure 3 : Dioxyde de carbone.	8
Figure 4 : Diagramme de phase du CO ₂	11
Figure 5 : Section de décarbonatation (unité 12).	12
Figure 6 : Colonne d'absorption.	13
Figure 7 : La réaction entre le CO ₂ et MDEA.....	14
Figure 8 : Colonne de régénération.	15
Figure 9 : Schéma du procédé de séparation du CO ₂	18
Figure 10 : Schéma de cycle de liquéfaction.....	20
Figure 11 : Définir les variables sur Excel.	22
Figure 12 : Implémenter l'équation du travail W sur Excel.	23
Figure 13 : Proposition des valeurs de P ₂ et P ₃ sur Excel.	23
Figure 14 : Utilisation la méthode de solveur sur Excel.	24
Figure 15 : Résultats de l'optimisation avec solveur sous Excel.....	24
Figure 16 : Diagramme P-H du CO ₂ dans le processus de liquéfaction à cycle ouvert.	27
Figure 17 : Flowsheet du procédé de liquéfaction de CO ₂ réalisé avec Aspen HYSYS.....	28
Figure 18 : Echangeur faisceau tubulaire.	29
Figure 19 : Ballon séparateur vertical avec Demister vertical.	30
Figure 20 : vanne Joule Thomson.	31

Liste des tableaux

Tableau 1: Débits et composition du gaz d'alimentation .	5
Tableau 2: Principales caractéristiques physico-chimique du CO ₂	9
Tableau 3: Les paramètres du point 1 à la pression 1400 et 2000 kPa	25
Tableau 4: Les paramètres des points du cycle.	26
Tableau 5: Les estimations financières pour les équipements.	31
Tableau 6: Estimation des gains de ventes de CO ₂ par an.	32

INTRODUCTION

GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

Il est maintenant mondialement reconnu que le réchauffement climatique que notre planète subit résulte, en partie, de l'augmentation de la concentration des gaz à effet de serre dans l'atmosphère, tels que le dioxyde de carbone (CO₂) et le méthane. L'effet de serre est un phénomène naturel permettant de conserver l'énergie émise par le soleil pour atteindre une température moyenne d'environ 15°C. En revanche, c'est l'effet de serre additionnel induit par l'activité humaine qui est responsable du réchauffement climatique observé depuis quelques années. À moyen-long terme, ce réchauffement pourrait avoir des conséquences désastreuses sur notre environnement. C'est dans le but de réduire les rejets de gaz à effet de serre, et principalement le dioxyde de carbone, que ces deux dernières décennies ont vu l'émergence d'un grand nombre de recherches sur des sujets tels que le captage et le stockage du CO₂ [1].

L'économie d'Algérie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures dont le gaz naturel liquéfié (GNL) présente la plus grande partie. En effet, elle dispose d'importantes réserves de GN estimées à 3000 milliards de mètres cubes. Elle occupe la quatrième place mondiale, après la Russie, l'Iran, et les Etats unis et la première en Afrique, grâce à ses efforts multiples, l'Algérie a conclu divers accords et partenariats amenant au succès de l'ensemble de ses complexes de liquéfaction, les GN/K à Skikda et les GN/Z à Arzew.

Le dioxyde de carbone est retiré du gaz naturel dans le but de satisfaire les spécifications normales de vente du GNL et pour éviter d'endommager l'équipement se trouvant dans l'usine située en aval. En effet, le CO₂ peut geler à basse température, causant ainsi des blocages potentiels dans la section cryogénique, de plus il agit comme un diluant, augmentant ainsi les coûts de transport et diminuant le pouvoir énergétique [2].

Le dioxyde de carbone extrait du gaz naturel est rejeté dans l'atmosphère. Ces émissions ont un impact sérieux sur l'environnement.

L'objectif de notre travail de fin d'étude est de proposer un processus de liquéfaction du CO₂ en vue de sa réutilisation dans d'autres domaines et par conséquence, de réduire les émissions de ce gaz et de protéger l'environnement. L'étude de ce procédé comporte sa conception, sa modélisation et optimisation thermodynamique, sa réalisation par le logiciel Aspen HYSYS et en fin il est détaillé le bénéfice économique.

L'organisme de ce mémoire s'oriente de la façon suivante :

Le chapitre I, généralité sur le procédé ; le chapitre II, théories sur le dioxyde de carbone ainsi la section de décarbonatation et le chapitre III, étude de processus de liquéfaction du CO₂.

Enfin, le travail s'achève par une conclusion générale et des recommandations.

CHAPITRE I

Présentation du complexe GL3/Z

- I.1. Présentation de l'usine GL 3/Z.
- I.2. Emplacement de l'usine.
- I.3. Disposition de l'usine.
- I.4. Disponibilité de l'usine.
- I.5. Capacité de l'usine.
- I.6. Schéma fonctionnel de l'usine.
- I.7. Principes de Conception et de Fonctionnement.

I.1. Présentation de l'usine GL3/Z

Le projet développé par Sonatrach pour l'exploitation des réserves de gaz du terrain dans le bassin Berkine comprend la construction de :

- Un système de pipelines destiné au transport du gaz.
- Une unité de production de gaz naturel liquéfié (GNL).

Le complexe GL3/Z, qui représente le dernier site de liquéfaction construit, a bénéficié d'une ingénierie réalisée par la société italo-japonaise "Joint-venture, SAIPEM-CHIYODA". Cette entreprise était responsable des études nécessaires à la construction et à la mise en service des diverses installations.

I.2. Emplacement de l'usine

L'usine se situe le long de la côte méditerranéenne à Bethioua, à l'est d'Arzew, dans la zone du port industriel d'Arzew El-Djedid.

- Il s'étend sur une superficie de 54,6 ha.
- À l'est du complexe se trouve l'usine GP1/Z.
- À l'ouest, l'installation de dessalement et l'usine de GL2/Z.
- La mer méditerranée et la route du port se trouvent au nord du site, alors que la route principale de la zone industrielle se trouve au sud.

L'installation GL3/Z s'interface avec des installations externes déjà existantes.

- Pipeline du gaz d'alimentation :

Venant du sud-ouest, il a les caractéristiques suivantes :

- ✓ Dimension : 42"
- ✓ Pression de travail maximum : 55 barg
- ✓ Pression de calcul du pipeline : 75 barg
- Jetées M6&D1 : Pour le chargement du GPL de l'usine GL3/Z.
- Pipeline de gazoline de l'usine GL2/Z : La ligne de gazoline produite dans le GL3/Z relie le pipeline de la gazoline déjà existant de l'usine GL2/Z.
- Alimentation de l'azote : une ligne pour l'alimentation du GL3/Z en azote est connectée au collecteur d'azote existant (pipe-way cotier).
- L'eau potable arrive de EGZIA tandis que l'eau dessalée de KAHRAMA [3].

I.3. Disposition de l'usine

Le complexe du GNL comprend

- Un train de GNL pour :
 - ✓ Traitement du gaz d'entrée ;
 - ✓ Fractionnement ;
 - ✓ Liquéfaction ;
- Toutes les infrastructures nécessaires :

Utilités, le stockage des produits finis, les installations off-site liées, une jetée de GNL avec une plateforme de chargement de GNL extensible, un brise-lame, la protection du bord de mer.

La figure ci-dessous représente une vue d'ensemble d'usine.

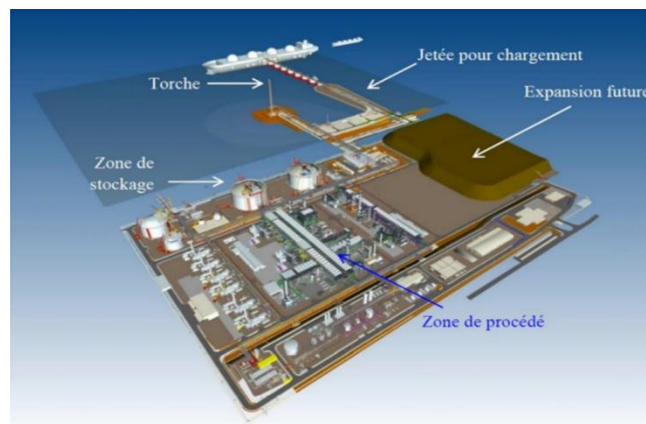


Figure 1 : Maquette 3D vue d'ensemble de l'usine [3].

Les installations d'entrée de l'usine se trouvent dans le côté sud-ouest de la zone d'implantation. C'est là que le gaz d'alimentation entre dans l'usine GL3/Z.

Le côté ouest comprend la zone de Génération d'Energie et les Turbines à Gaz Frame 6 correspondantes fournies par GE/NP.

La partie sud de l'usine est constituée des unités des utilités et de leurs dispositifs de stockage.

La section nord longe la mer contient les installations pour le stockage des produits et des réfrigérants, la zone de la torche et la jetée.

Le train de procédé est situé au milieu de la zone d'implantation. Il est subdivisé en deux parties : la partie est comprend les unités de prétraitement et de liquéfaction, alors que la partie ouest comprend les équipements de fractionnement et de récupération des GNL.

Les différentes unités permettent de produire

- 4,7 millions t/an de GNL exporté vers les marchés internationaux.
- Éthane est en grande partie acheminé vers une usine d'hydrocraquage située à proximité de GL3/Z, tout en satisfaisant à la consommation interne du train.
- Propane et Butane (GPL) pour l'exportation.
- Gazoline pour l'exportation.
- Gaz riche en Hélium.

Le GNL est stocké dans deux réservoirs chacun ayant une capacité de 160 000 m³ et les produits du GPL sont stockés dans des réservoirs d'une capacité de :

- ✓ 56 000 m³ pour le propane.
- ✓ 12 000 m³ pour le butane.

La gazoline produite est stabilisée et stockée dans une sphère d'une capacité de 1800 m³ [4].

I. 4. Disponibilité de l'usine

- L'usine a été conçue pour une vie nominale de 30 ans,
- L'usine est conçue pour fonctionner au moins 330 j/an.

La disponibilité de l'usine est une partie intégrante du calcul de la production du GNL, donc la philosophie de réserve adoptée doit garantir que la disponibilité soit atteinte.

I. 5. Capacité de l'usine

L'usine est conçue pour fonctionner avec trois compositions du gaz d'alimentation :

- Cas Riche

Le gaz à une masse moléculaire élevée ; Utilisé pour dimensionner le fractionnement et les unités de récupération du GPL, l'usine produit 4 mmtpa de GNL.

- Cas de Base

Le gaz à une masse moléculaire intermédiaire ; L'usine produit 4.7 mmtpa de GNL à 21°C.

- Cas Pauvre

Le gaz à une masse moléculaire basse ; Utilisé pour dimensionner les parties associées à l'end-flash, l'usine produit 4mmtpa de GNL.

La composition du gaz d'alimentation est donnée sur le tableau 1.

Tableau 1: Débits et composition du gaz d'alimentation .

	t/h	Base		Pauvre		Lourd	
		21°C	38°C	21°C	38°C	21°C	38°C
Débits massique		887	590	752	621	773	618
Hélium	mol %	0.07		0.10		0.00	
Azote	mol %	1.18		5.53		0.20	
Dioxyde de carbone	mol %	2.00		2.00		0.30	
Méthane	mol %	84.20		85.87		83.62	
Ethane	mol %	10.19		6.00		12.00	
Propane	mol %	2.00		0.50		2.73	
Iso butane	mol %	0.14		0.00		0.30	
Normale butane	mol %	0.19		0.00		0.51	
Iso pentane	mol %	0.02		0.00		0.11	
n-pentane	mol %	0.01		0.00		0.12	
n-Hexane+	mol %	0.00		0.00		0.11	
Eau	mol %	50 (±15)		50 (±15)		50 (±15)	
Teneur en mercure	mol %	50		50		50	

De plus, trois cas de fonctionnement sont pris en compte :

- Cas A : Production de GNL avec extraction d'éthane et de GPL ;
- Cas B : Production de GNL sans extraction d'éthane ni de GPL ;
- Cas C : Production de GNL sans extraction d'éthane mais avec extraction de GPL.

I.6. Schéma fonctionnel de l'usine

L'usine se fonctionne comme montrer sur la figure suivante.

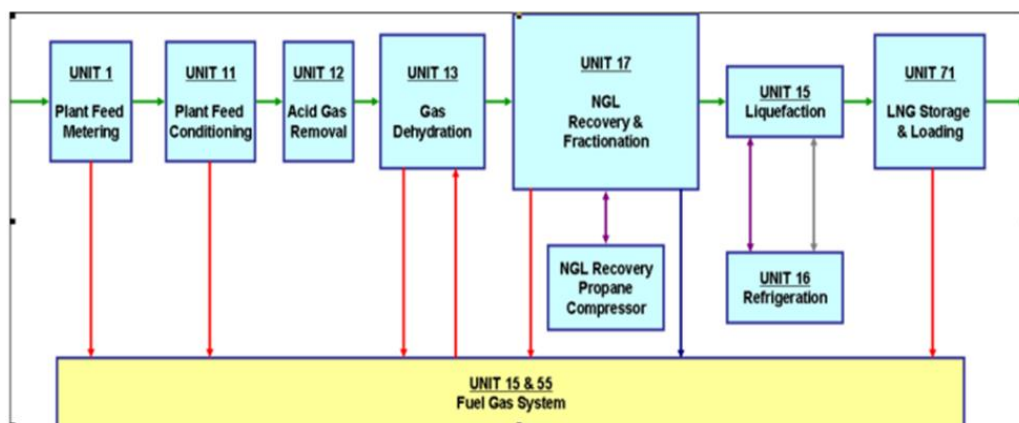


Figure 2: Schéma fonctionnel de l'usine.

I.7. Principes de conception et de fonctionnement

L'usine comprend un train de procédé, les utilités associées et les installations off-site

Le train de procédé comprend

- Un compresseur de gaz d'alimentation,
- Une section d'élimination du mercure,
- Une unité d'élimination du CO₂ (sous licence de BASF),
- Un système de déshydratation,
- Une unité de récupération et de fractionnement des GNL,
- Un cycle de réfrigération au propane dédié,
- Une section de liquéfaction et de réfrigération (C3-SPLIT MR sous licence APCI).

Les Utilités et les installations off-sites comprennent

- Système de génération d'énergie,
- Stockage et le chargement sur les cargos du GNL et du GPL,
- Huile chaude,
- Eau de refroidissement,
- Air service/instrument, l'azote, le gaz combustible,
- Torche,
- Traitement des eaux usées, l'eau de service/potable,
- Diesel,
- Stockage du réfrigérant et de la gazoline.

Le Train de Procédé 1 comprend les unités suivantes

- UNITE 11 Elimination du mercure
- UNITE 12 Elimination des Gaz Acides
- UNITE 13 Déshydratation
- UNITE 14 Système de Gaz Combustible du Train 1
- UNITE 15 Liquéfaction
- UNITE 16 Réfrigération
- UNITE 17 Récupération et Fractionnement des GNL
- UNITE 18 Système d'Huile Chaude
- UNITE 19 Système d'Eau de Refroidissement

Zone des Utilités comprend les unités suivantes

- UNITE 01 Installations d'Entrée
- UNITE 02 Stockage de l'Amine
- UNITE 08 Stockage d'Huile Chaude
- UNITE 51 Génération d'Energie
- UNITE 53 Diesel de Secours
- UNITE 55 Système de Gaz Combustible Commun
- UNITE 56 Système d'Air de Service et d'Air Instrument
- UNITE 57 Système d'Azote
- UNITE 58 Circuit d'Eau Potable
- UNITE 59 Système d'Eau de Service et d'Eau Déminéralisée
- UNITE 64 Système des Eaux Usées

Off-site, Torche et Zone de la Jetée comprennent les unités suivantes

- UNITE 71 Stockage et de Chargement de GNL
- UNITE 72 Stockage et Chargement du GPL
- UNITE 73 Stockage du Réfrigérant
- UNITE 75 Système de la Torche
- UNITE 76 Système de Stockage de la Gazoline

Zone Anti-incendie comprend les unités suivantes

- UNITE 63 Système d'Eau Anti-incendie
- UNITE 77 Lutte Anti-incendie [4].

CHAPITRE II

Généralités sur la décarbonatation

CHAPITRE II

Partie 1

Généralités sur le dioxyde de carbone

- II.1.1. Définition du dioxyde de carbone.
- II.1.2. Origine.
- II.1.3. Propriétés physico-chimiques.
- II.1.4. Les émissions de dioxyde de carbone.
- II.1.5. Utilisations de CO₂.

II.1.1 Définition du dioxyde de carbone

Le CO_2 est un gaz incolore, inodore et chimiquement non toxique dans les conditions normales de pression et température (25 °C, 1 atm). C'est une molécule linéaire, constituée d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et globalement apolaire (voir la figure 3). Il s'agit de la forme du carbone la plus oxydée avec un centre carboné au degré d'oxydation +IV. De plus, la force de la liaison $\text{C}=\text{O}$ (127 kcal.mol⁻¹) fait que le CO_2 est extrêmement stable. Pourtant, celui-ci n'est pas dénué de réactivité. En effet, la présence des deux atomes d'oxygène électronégatifs rend le centre carboné électrophile. Ainsi, le CO_2 réagit en milieu basique en présence d'alcools ou d'amines pour donner respectivement des carbonates et des carbamates. La difficulté réside donc dans la substitution des liaisons $\text{C}=\text{O}$ du CO_2 par de nouvelles liaisons [5].

Il est l'un des gaz à effet de serre les plus importants de notre atmosphère et sans doute le plus connu. Il joue un rôle essentiel dans le maintien de la température de la terre, et se trouve au cœur de nombreux processus biologique et industriel.

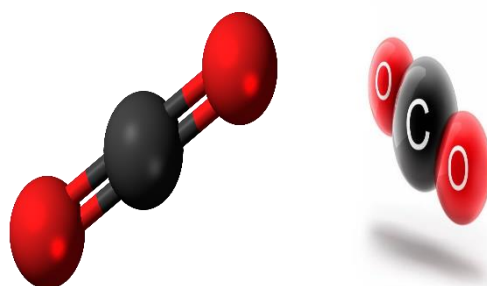


Figure 3: Dioxyde de carbone.

II.1.2 Origine

Le CO_2 (dioxyde de carbone) est une molécule stable et relativement inerte chimiquement : elle représente le degré ultime d'oxydation du carbone.

L'oxydation de matière carbonée, d'origine organique ou inorganique comme les charbons, peut être due à un effet thermique (combustion, incinération), biologique (biodégradation le plus souvent par micro-organismes aérobies) ou chimique (réaction avec un oxydant) [6].

II.1.3 Propriétés physico-chimique

Le dioxyde de carbone (CO₂) est un gaz incolore et inodore, chimiquement stable, ininflammable, plus lourd que l'air (densité : 1,5). Comprimé sous une pression de 58 bars, il peut être stocké sous forme liquéfiée. De la « neige carbonique » se forme lors de la détente du liquide, phénomène extrêmement endothermique. La carboglace est obtenue par compression de la neige carbonique : elle se sublime, repassant directement à l'état gazeux, à partir de -78,5 °C. Au-dessus de 111 °C et de 73 bars, le CO₂ passe à l'état de fluide supercritique, capable de mettre en solution de nombreuses molécules organiques. Au-delà de 900 °C, il se décompose et génère du monoxyde de carbone (CO). Hydrosoluble, le CO₂ réagit avec l'eau pour former de l'acide carbonique, un acide faible qui se dissocie partiellement en protons et ions bicarbonates [6].

Le tableau suivant contient les Principales caractéristiques physico-chimiques du CO₂.

Tableau 2: Principales caractéristiques physico-chimique du CO₂.

État à pression et température ordinaires	Gaz incolore et inodore
Masse molaire	44,01 g/mol
Masse volumique à 1 atm et 0 °C	1,977 kg/m ³
Masse volumique à 1 atm et 20 °C	1,87 kg/m ³
Viscosité à -78 °C	7.10-5 Pa.s
Température de sublimation	-78,5 °C
Température de fusion	-57 °C
Température critique	31,06 °C
Pression critique	7,4 MPa
Solubilité dans l'eau à 25 °C	1,45 g/L
Solubilité dans l'éthanol à 20 °C	2,964 g/L
Constante de Henry à 25 °C	151 atm

II.1.4 Les émissions de dioxyde de carbone

Depuis près de 150 ans, la quantité de CO₂ dans l'atmosphère a décuplé. De 180 ppm en 1850, nous sommes passés à près de 400 ppm en 2016. C'est-à-dire qu'en moins de deux siècles, l'émission de dioxyde de carbone a plus que doublé. L'utilisation des énergies fossiles est la première responsable de cette hausse. Elle représente, à elle seule, près de 70 % de l'émission de ce gaz à effet de serre. Avec le développement automobile, opéré dès les années

20 du siècle dernier et succédant au boom carbonique de la révolution industrielle, l'homme a drastiquement augmenté sa consommation d'énergies fossiles.

De même, l'homme participe indirectement à la hausse de ces émissions de gaz à effet de serre par la déforestation. Le fait qu'il y ait moins d'arbres signifie logiquement moins de photosynthèse, et donc moins de traitement du CO₂. Déforestation et bétonisation sont un cocktail explosif pour le traitement de ce gaz dans l'atmosphère : avec une prévision de la disparition de 92 % des forêts d'ici 2020, la Terre aura de plus en plus de mal à endiguer la surabondance du gaz à effet de serre dans l'atmosphère. Ces deux causes, l'une directe et l'autre indirecte, influent considérablement sur le développement de l'effet de serre dans l'atmosphère [7].

Points forts

- ✓ Le CO₂ est un produit terminal du métabolisme humain.
- ✓ Sa toxicité est largement inférieure à celle du monoxyde de carbone, auquel il est associé dans toutes les fumées de combustion.
- ✓ Sans danger à faible concentration (< 3 %), le CO₂ accumulé dans un espace confiné peut être responsable d'intoxications professionnelles gravissimes.
- ✓ Le travail en cave de vinification et la sublimation de la carboglace sont les deux situations le plus à risque.
- ✓ Le CO₂ est dépourvu d'effet sanitaire à long terme [5].

II.1.5 Utilisations de CO₂

Le dioxyde de carbone est présent à l'état naturel dans l'atmosphère. Le taux normal varie de 0,03 à 0,06 % en volume.

Le dioxyde de carbone est utilisé essentiellement dans :

- L'industrie agroalimentaire (conservation et gazéification des boissons, refroidissement et congélation des denrées alimentaires, extraction de la caféine et du houblon par le dioxyde de carbone supercritique...);
- Le refroidissement (pour l'ébarbage ou le broyage) des caoutchoucs, matières plastiques ;
- Des équipements d'extinction (dioxyde de carbone liquéfié sous pression, seul (neige carbonique) ou associé à d'autres gaz inertes (par exemple Inergen)) ;
- La synthèse de l'urée, de la méthionine ;

- La protection des soudures ;
- Le traitement de l'eau (contrôle du pH) ;
- Les cultures sous serres ;
- Des applications médicales (thérapie laser, cryothérapie ou cryochirurgie, analgésie, gaz d'insufflation pour la chirurgie invasive).

Par ailleurs, du dioxyde de carbone peut se former lors de combustions, de putréfactions (eaux résiduelles : égouts, puits), de fermentations alcooliques et malolactiques (vinification) (voir la figure 4) [8].

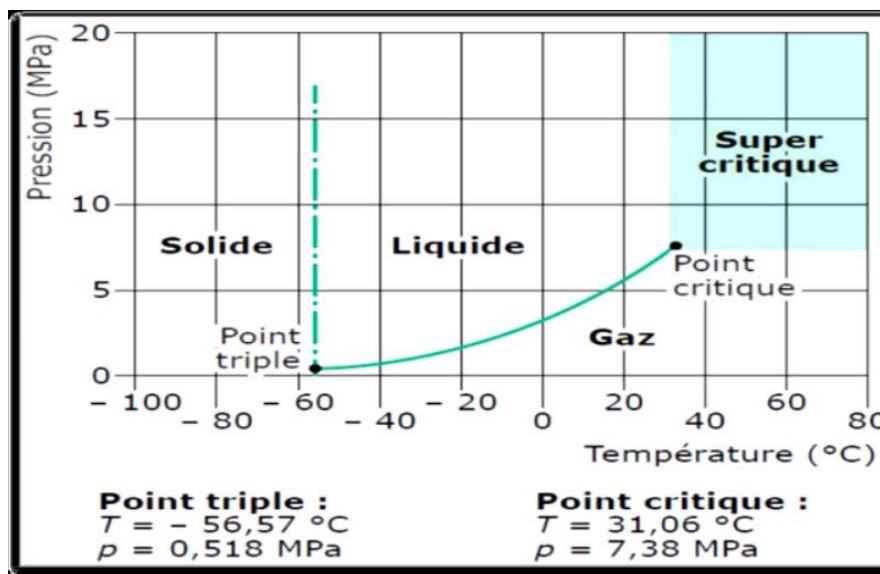


Figure 4: Diagramme de phase du CO₂.

CHAPITRE II

Partie 2

Description de l'unité 12 : Unité de Décarbonatation

- II.2.1. Principes de conception et de fonctionnement.
- II.2.2. Description du procédé.
- II.2.3. Disposition de l'usine.
- II.2.3.1. Section d'absorption des gaz acides.
- II.2.3.2. Régénération MDEA riche.

II.2.1 Principes de conception et de fonctionnement

Le gaz d'alimentation provenant du système d'Élimination du Mercure de l'Unité 11 est envoyé vers l'Unité de Décarbonatation (Unité 12).

Le but de l'Unité de Décarbonatation est de réduire la teneur en CO₂ du gaz naturel à une concentration inférieure à 50 ppm en vol.

II.2.2 Description du procédé

L'Unité 12 peut être divisée en deux sections, comme indiqué ci-dessous :

- Absorption du CO₂ au moyen de MDEA (Methyldiethanolamine) ;
- Régénération de MDEA riche ;

La figure suivante montre une vue globale de la section de la décarbonatation.



Figure 5: Section de décarbonatation (unité 12).

II.2.3. Disposition de l'usine

Le complexe du GNL comprend

- Un train de GNL pour :
 - ✓ Traitement du gaz d'entrée
 - ✓ Fractionnement
 - ✓ Liquéfaction
- Toutes les infrastructures nécessaires :

Utilités, le stockage des produits finis, les installations off-site liées, une jetée de GNL avec une plateforme de chargement de GNL extensible, un brise-lame, la protection du bord de mer

II.2.3.1 Section d'absorption des gaz acides

Le gaz provenant du filtre de Gaz traité de l'unité 11 est dirigé vers l'absorbeur de gaz CO₂. Le gaz entre généralement dans l'unité 12 à une pression de 65,6 barg, et à une température de 35 °C, en cas d'arrêt du Compresseur de Gaz d'alimentation, le gaz naturel by-passera le compresseur et entrera dans l'absorbeur de gaz CO₂ à une pression d'environ 36 barg. L'absorbeur de gaz CO₂ a pour fonction d'éliminer la majeure partie du CO₂ qui se trouve dans le gaz d'alimentation. Cette opération est effectuée en mettant le gaz en contact avec une solution aqueuse MDEA.

La colonne est divisée en deux parties (voir la figure 6) :

- Une section inférieure à garnissage, composée de 4 lits de garnissage en vrac de 6 000 mm de haut chacun où l'absorption de CO₂ est réalisée ;
- Une section supérieure à plateaux (section d'Eau de Lavage), composée de 3 plateaux de type vanne où le gaz décarbonaté est lavé au moyen d'Eau Déminéralisée.



Figure 6: Colonne d'absorption.

Le gaz entre dans la colonne par le fond de cette dernière, alors que la solution MDEA entre dans l'absorbeur par le sommet de la section de garnissage. Les lits de garnissage maximisent l'efficacité du contact entre le gaz et MDEA.

Le solvant MDEA réagit avec le CO₂ contenu dans le gaz, tel que l'indique la figure ci-après. Le MDEA, en tant qu'amine tertiaire, réagit comme une base avec le CO₂ acide. Cette réaction est relativement lente ; c'est pourquoi des activateurs sont ajoutés. Ces derniers réagissent rapidement avec le CO₂, formant ainsi un carbamate. Le MDEA réagit ensuite avec le carbamate, au moyen duquel le CO₂ est transféré.

La réaction entre le CO₂ et MDEA se déroule comme montre la figure ci-dessous.

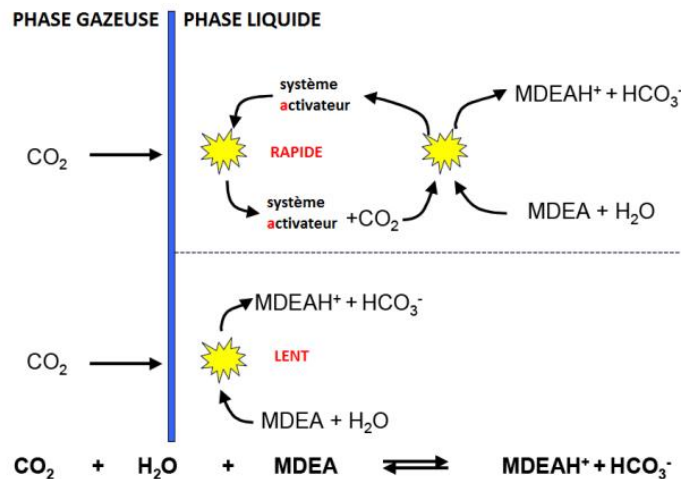


Figure 7: La réaction entre le CO_2 et MDEA

La réaction d'absorption est exothermique : la température le long de la colonne doit donc être surveillée au moyen des thermocouples installés en amont et en aval de chaque lit de garnissage

La solution MDEA riche est récupérée dans le fond de l'absorbeur, puis envoyée vers la section de régénération. Le gaz décarbonaté circule, quant à lui, à travers un débrûmeur avant d'entrer dans la section de lavage à plateaux de l'Absorbeur. L'objectif de la section de lavage est de laver le gaz décarbonaté des résidus du solvant avec de l'eau, réduisant ainsi autant que possible les pertes et les entraînements MDEA par le gaz.

Le gaz décarbonaté est saturé d'eau et acheminé à $61\text{ }^\circ\text{C}$ et à $65,2\text{ barg}$ depuis le sommet de l'absorbeur de gaz CO_2 vers l'unité de Déshydratation du Gaz (Unité 13), où il est soumis à un traitement supplémentaire. La ligne de gaz est équipée d'un analyseur de teneur en CO_2 et d'une prise d'échantillon tous deux situés à distance minimale de l'absorbeur.

L'eau de lavage est fournie depuis le sommet de la colonne. Elle entre en contact avec le gaz décarbonaté puis est recueillie sur le plateau cheminé situé entre la section de lavage et la section à garnissage de l'absorbeur.

L'eau de lavage est extraite du plateau cheminé puis recyclée et renvoyée à l'aide de la pompe d'eau de lavage (une en fonction et une de réserve), sous contrôle de débit vers l'absorbeur de gaz CO_2 .

II.2.3.2 Régénération de MDEA riche

Le régénérateur est une colonne qui fonctionne à 0,6 barg où le CO₂ est soumis à la désorption par contact contre-courant avec la vapeur générée en utilisant l'entrée de chaleur dans les rebouilleurs.

Une colonne de régénération dans laquelle la solution de MDEA riche issue de la colonne d'absorption est régénérée par un courant de vapeur chaude (stripping) (basse pression, haute température). La solution de 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 dans lequel la plupart des hydrocarbures et une première partie de la quantité totale de CO₂ présent dans l'amine riche sont relâchés sous forme gazeuse. Les gaz sont envoyés à l'incinérateur de gaz acide (voir la figure 5).

Avant son entrée dans la colonne de régénération, la solution de MDEA riche est chauffée dans un échangeur 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. La régénération se fait à basse pression et haute température.

La solution chaude MDEA régénérée sortant en bas de colonne est refroidie dans l'échangeur riche/pauvre précédemment cité puis dans un aéro réfrigérant elle est alors pompée vers la colonne d'absorption [9].



Figure 8: Colonne de régénération.

PROBLEMATIQUE

Problématique

Basant sur les informations indiquées en dessus, on constate que la quantité de CO₂ qui a été produite à l'unité 12 au niveau de complexe GL3Z est de 40 ou 50 tonnes par heure et pour une année ça va être une très grande quantité. Ces émissions du dioxyde de carbone à un impact faramineux au fur des années. Malgré les inconvénients produits du dégagement de CO₂, il est possible de le valoriser en faisant même des profils, par exemple pour fabriquer de la limonade, sur l'extincteur et même pour les produits pharmaceutiques, etc. Alors on constate que le CO₂ c'est une matière première qu'on peut délaissée. En cherchant à valoriser ce composant, nous devons établir une étude de faisabilité d'une unité liquéfaction de CO₂ qui peut être accordé avec une station de remplissage de camion-citerne CO₂ liquéfié et il sera expédié vers les unités qu'il utilise comme matière première.

CHAPITRE III

Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂

- III.1. Introduction.
- III.2. Procédé de récupération propose
- III.3. Quantité du CO₂ produite par la section de décarbonatation
- III.4. Etude du cycle de liquéfaction du dioxyde de carbone.
- III.5. Définition des Points du Cycle

III.1 Introduction

Paris, 17 juillet 2024, Dans le cadre de l'accord signé avec Stockholm Exergi, Air Liquide fournira la technologie et les équipements de liquéfaction du CO₂ pour le projet BECCS qui sera construit dans une usine de production de chaleur et d'électricité à partir de biomasse (bio-cogénération) existante à Stockholm. L'unité de liquéfaction de CO₂ Cryocap™ LQ fournie par Air Liquide sera l'une des plus grandes au monde avec une capacité de 3,500 tonnes par jour. Après liquéfaction, le CO₂ sera transporté pour un stockage définitif. L'installation BECCS vise à liquéfier et séquestrer environ huit millions de tonnes de CO₂ biogénique au cours des dix premières années d'exploitation. Le projet BECCS est soutenu par le Fonds Européen pour l'Innovation, l'un des plus grands programmes au monde de promotion de technologies innovantes bas carbone [10].

Paris, 23 mai 2022 – TotalEnergies a signé un accord avec Sempra Infrastructure, Mitsui & Co., Ltd. et Mitsubishi Corporation pour le développement du projet Hackberry Carbon Sequestration (HCS) sur le site de Cameron GNL. Le projet HCS vise à capter, transporter et stocker le dioxyde de carbone (CO₂) issu principalement de Cameron GNL [11].

Avril 25, 2022, La société italienne Energy Dome construit et commercialise des systèmes de stockage par liquéfaction de CO₂. Lauréat du concours technologique Bloomberg New Energy Finance (BNEF) Pioneers 2022 dans la catégorie « fournir une énergie zéro émission 24 heures sur 24 », l'entreprise affirme que l'intégration de son dispositif sur des projets de stockage d'énergie permet de réduire les coûts en comparaison avec les installations qui utilisent des batteries lithium-ion [12].

En tant qu'entreprise leader dans le domaine des hydrocarbures, Sonatrach est en mesure d'adhérer à ce projet et d'exploiter tout le potentiel de cette technologie.

Après des études et des recherches, nous avons décidé d'adopter cette technologie. L'objectif de cette étude est d'optimiser, aussi de simuler une section de liquéfaction du dioxyde de carbone en utilisant les fluides frigorigènes déjà existants au niveau du méga train. Le simulateur utilisé est « Aspen HYSYS V.10 ».

III.2 Procédé de récupération proposé

Le procédé en cours de développement vise à capturer le dioxyde de carbone (CO₂) absorbé depuis le gaz naturel et qui a été tiré de la section de la régénération, puis à le liquéfier pour un stockage sécurisé.

La démarche comprend plusieurs opérations unitaires. Tout d'abord, le CO₂ est introduit dans un ballon de séparation pour éliminer toute trace d'eau. Ensuite, il est comprimé à l'aide d'un compresseur afin d'augmenter sa pression. Après chaque compression, le CO₂ est refroidi dans un aéro refroidisseur. Ce cycle de compression et de refroidissement est répété trois fois pour atteindre les conditions de pression et de température nécessaires à sa liquéfaction.

Ensuite, le CO₂ traverse un échangeur de chaleur de type tube et calandre, où il est refroidi à l'aide de propane comme fluide frigorigène.

Enfin, le CO₂ passe par une vanne de Joule-Thomson, où sa pression et sa température sont abaissées jusqu'à atteindre les conditions nécessaires à sa liquéfaction. Une fois liquéfié, il est acheminé vers des sphères de stockage spécifiquement conçues à cet effet.

III.3 Quantité du CO₂ produite par la section de décarbonatation

La quantité de CO₂ émise par cette section est estimée par la méthode suivante.

III.3.1 Bilan de matière de l'absorbeur

C'est l'application du principe de conservation de la masse lors de l'analyse d'un système pour ce qui est des flux de matière entrant et sortant.

Le bilan matière est montré sur le schéma suivant.

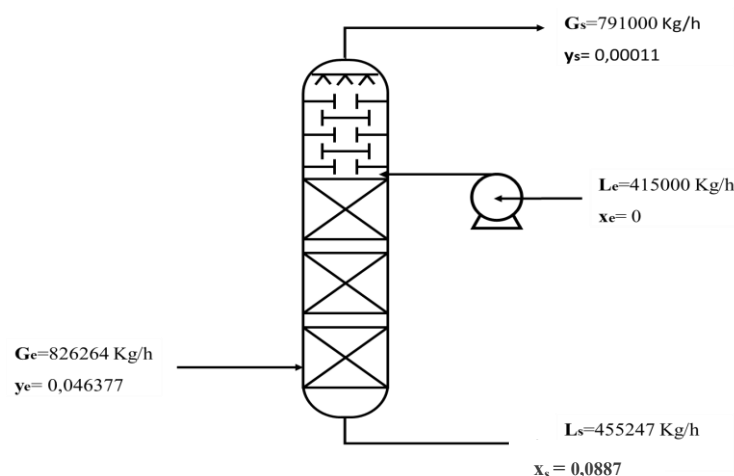


Figure 9: Schéma du procédé de séparation du CO₂.

**CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité
Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂**

- **Bilan global :**

$$G^e + L^e = G^s + L^s \dots\dots\dots (1)$$

- **Le bilan partiel sur le CO₂ est donné par la relation :**

$$(G^e \times Y_{CO_2}^e) + (L^e \times X_{CO_2}^e) = (G^s \times Y_{CO_2}^s) + (L^s \times X_{CO_2}^s) \dots\dots\dots (2)$$

La solution MDEA à l'entrée de l'absorbeur est considérée comme pure. La fraction molaire de CO₂ sera nulle ($X_{CO_2}^e = 0$).

Donc le débit molaire du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{absorbé} = (L^s \times X_{CO_2}^s) = (G^e \times Y_{CO_2}^e) - (G^s \times Y_{CO_2}^s) \dots\dots\dots (3)$$

Avec :

- L^e : Débit massique du MDEA à l'entrée de l'absorbeur ;
- G^e : Débit massique du GN à l'entrée de l'absorbeur ;
- $G_{CO_2}^{absorbé}$: Débit massique du CO₂ absorbé ;
- G^s : Débit massique du GN à la sortie de l'absorbeur ;
- L^s : Débit massique du MDEA à la sortie de l'absorbeur ;
- $Y_{CO_2}^e$: Fraction massique de CO₂ gazeux à l'entrée de l'absorbeur ;
- $Y_{CO_2}^s$: Fraction massique de CO₂ gazeux à la sortie de l'absorbeur ;
- $X_{CO_2}^e$: Fraction massique de CO₂ liquide à l'entrée de l'absorbeur ;
- $X_{CO_2}^s$: Fraction massique de CO₂ liquide à la sortie de l'absorbeur.

Le GN à la sortie, contient des traces de CO₂. La différence entre les quantités à l'entrée et celles de la sortie représente la quantité de CO₂ absorbé par la solution de MDEA c'est-à-dire, celle rejetée vers l'atmosphère. Cette quantité représente le rejet de CO₂ au niveau de la section de la décarbonatation.

Donc :

$$G_{CO_2}^{absorbé} = (826264 \times 0.046377) - (791000 \times 0.00011)$$

$$G_{CO_2}^{absorbé} = \mathbf{38232.63 \text{ kg/h}}$$

III.4 Etude du cycle de liquéfaction du dioxyde de carbone.

III.4.1 Description du Cycle

Le cycle de liquéfaction du dioxyde de carbone repose sur une série de transformations thermodynamiques impliquant plusieurs composants essentiels.

Tout d'abord, le CO₂ gazeux est comprimé en plusieurs étapes à l'aide de compresseurs, ce qui augmente sa pression et sa température. Le flux est comprimé de 15 bars jusqu'à une haute pression de 72 bars à l'aide de trois étages de compression. Après chaque compresseur, le gaz est refroidi à 30°C à l'aide d'aéro réfrigérant. La pression entre le premier et le deuxième compresseur P₂ et la pression entre le deuxième et le troisième compresseur P₃ sont inconnues.

Le gaz est ensuite refroidi dans un échangeur de chaleur pour abaisser la température jusqu'à -13 °C (Température minimale atteinte par l'échangeur de chaleur), qui fait le transfère la chaleur du flux de CO₂ à haute pression au flux de propane pour passer de l'état gazeux à l'état liquide.

Enfin, le gaz est détendu à la pression de transport 15 bar. Il passe par une vanne de détente, où une expansion rapide entraîne une chute de pression et de température, facilitant ainsi la condensation du CO₂ en phase liquide. Ce liquide peut ensuite être stocké ou utilisé selon les besoins industriels [13].

La figure suivante montre un schéma de processus.

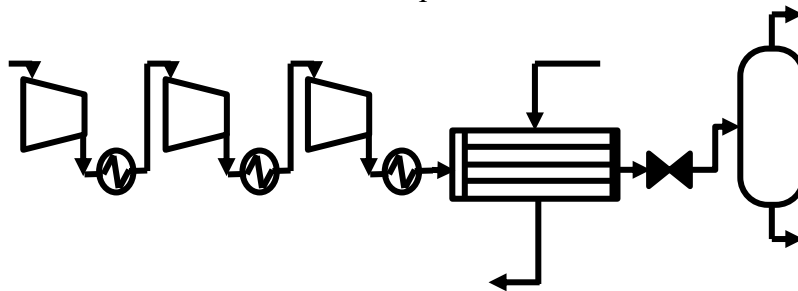


Figure 10: Schéma de cycle de liquéfaction.

III.4.2 Modélisation Thermodynamique

L'objectif est de déterminer l'expression du travail des compresseurs en fonction des paramètres thermodynamiques du cycle de liquéfaction du CO₂.

- **Hypothèses et Modèle Théorique**

On considère un processus de compression isentropique, où l'enthalpie du gaz évolue sans échange de chaleur ($\delta Q=0$). La première loi de la thermodynamique pour une transformation isentropique donne :

$$dU = \delta Q + \delta W$$

$$dU = \delta W$$

$$\delta W = C_v \times dT$$

On intégrant entre l'état initial (T_1) et l'état final (T_2) :

$$W = \int_{T_1}^{T_2} C_v \times dT = C_v \times (T_2 - T_1)$$

Sachant que pour un gaz parfait :

$$C_v = C_p - R$$

Et on utilisant la relation isentropique :

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}}$$

On obtient :

$$W = (C_p - R) T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right]$$

Une approximation souvent utilisée en thermodynamique pour des gaz réels comme le CO₂ est d'écrire directement :

$$W = C_p \times T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right]$$

• **Travail total sur un cycle à trois étages**

Si la compression se fait en trois étapes, le travail total est la somme des travaux des trois compresseurs :

$$W_{tot} = W_1 + W_2 + W_3$$

$$W_{tot} = C_p \times T \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left(\frac{P_3}{P_2}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left(\frac{P_4}{P_3}\right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 3 \right]$$

Où :

- ✓ C_p : la chaleur spécifique,
- ✓ k : exposant isentropique,
- ✓ P_1, P_2, P_3, P_4 : sont les pressions aux différentes étapes de compression,
- ✓ T : la température initiale.

III.4.3 Optimisation thermodynamique

L'optimisation du cycle de liquéfaction vise à minimiser le travail total des compresseurs en déterminant les pressions intermédiaires optimales P_2 et P_3 . Pour ce faire, nous utilisons Excel solver, un outil de résolution d'équations non linéaires.

a) Formulation du problème

Le travail isentropique total des compresseurs est donné par :

$$W_{tot} = Cp \times T \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} + \left(\frac{P_4}{P_3} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 3 \right]$$

Où :

- ✓ $Cp = 0.8268$ [kJ / (kg K)] [14],
- ✓ $k = 1.3$ [14],
- ✓ $P_1 = 15$ bar,
- ✓ $P_4 = 72$ bar,
- ✓ $T = 303$ K

b) Utilisation d'Excel solver

1) Définir les variables Cp , T , k , P_1 et P_4 dans des cellules (voir la figure 11).

	A	B	C	D	E
1	Cp	0,8268			
2	T	298			
3	P1	15			
4	P2				
5	P3				
6	P4	72			
7	α	0,230769231			
8	k	1,3			
9	w	#DIV/0!			
10					
11					

Figure 11: Définir les variables sur Excel.

CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂

2) Implémenter l'équation du travail W dans une cellule cible (voir la figure 12).

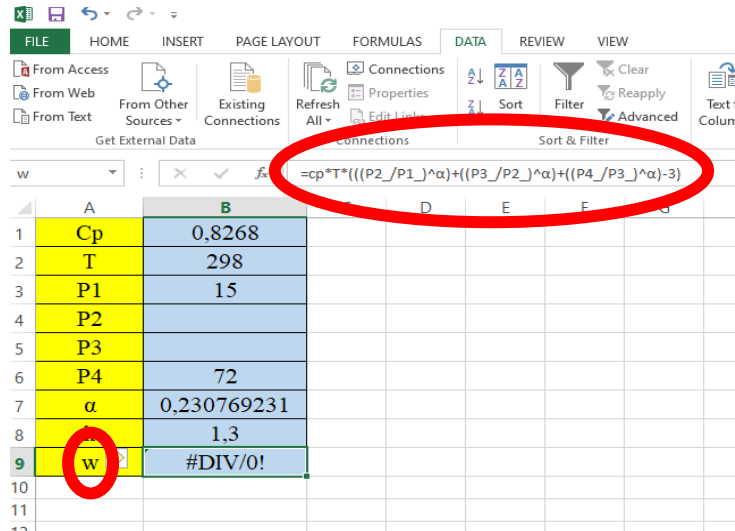


Figure 12 : Implémenter l'équation du travail W sur Excel.

3) Proposition des valeurs de P_2 et P_3 (voir la figure 13).

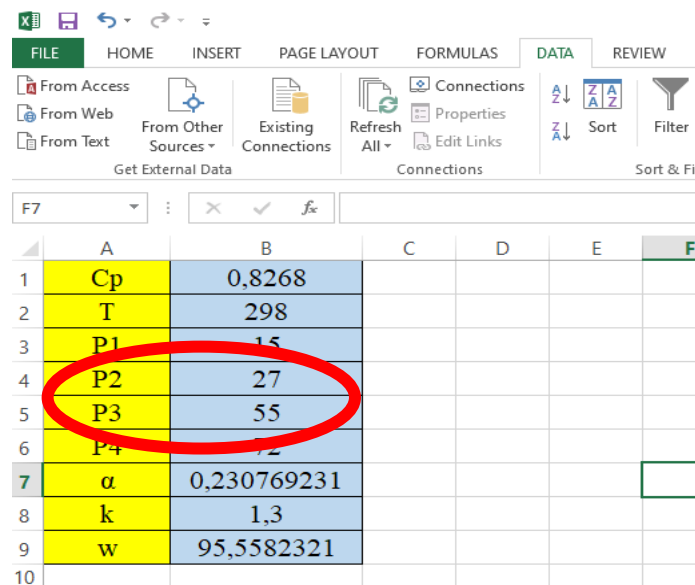


Figure 13: Proposition des valeurs de P_2 et P_3 sur Excel.

4) Dans Solver

- Définir la cellule cible comme la fonction W à minimiser ;
- Sélectionner P_2 et P_3 comme variables ;
- P_2, P_3 doivent être strictement positifs ;
- Choisir la méthode de résolution GRG Non Linéaire

CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂

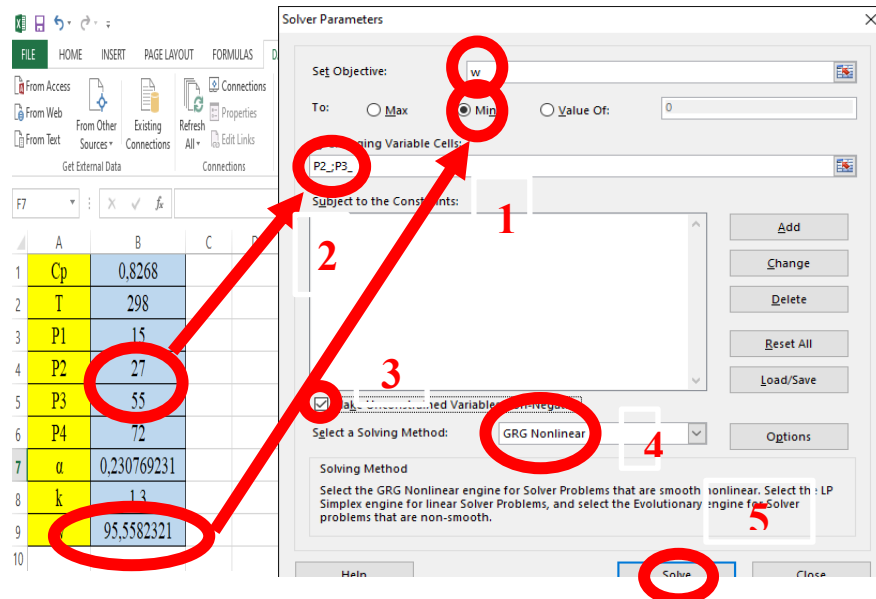


Figure 14: Utilisation la méthode de solveur sur Excel.

- Cliquez sur résoudre et lancer la résolution et obtenir les valeurs optimales

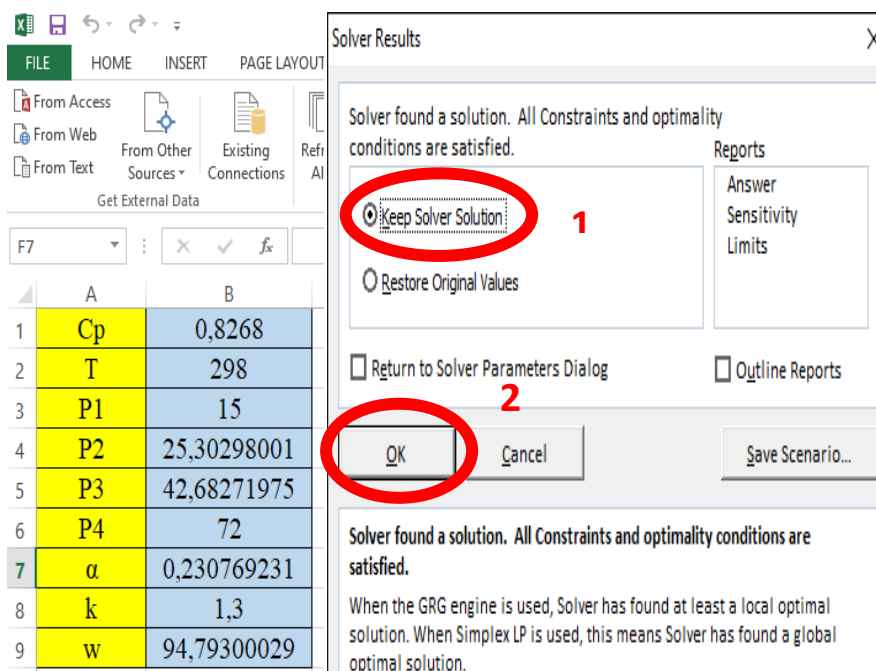


Figure 15: Résultats de l'optimisation avec solveur sous Excel.

- **Résultats**

Après exécution de Solver, les pressions optimales obtenues sont :

**CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité
Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂**

- $P_2=25.30$ bar
- $P_3=42.68$ bar
- Travail minimal : $W=94.79$ kJ/kg

Ces valeurs permettent de réduire au maximum l'énergie nécessaire au processus de compression, améliorant ainsi l'efficacité énergétique du cycle de liquéfaction.

III.5 Définition des Points du Cycle

Nous définissons les différents points du cycle avec leurs pressions, températures et enthalpies.

Point 1 :

$$\begin{cases} P_1 = 15 \text{ bar} \\ T_1 = 25^\circ\text{C} \end{cases}$$

Tout d'abord, il faut déterminer la phase physique de l'entrée de compresseur 1, pour cela on a 2 méthodes :

- ❖ Soit on prend la température donnée de 25°C et on cherche la Pression de saturation correspondante à partir des tables thermodynamiques (annexe 3), qui est de 6.435 kPa. Cette pression est > 1500 kPa donnée, donc le CO₂ se trouve sous la forme vapeur surchauffé.
- ❖ Soit on prend dans ce cas la pression donnée de 1500 kPa et on cherche la température de saturation correspondante dans les tables thermodynamiques (annexe 3), qui est de $-28^\circ\text{C} < 25^\circ\text{C}$ (température donnée), donc le CO₂ est sous la forme vapeur surchauffé.

Pour déterminer l'enthalpie on fait une interpolation. D'après les tables thermodynamiques (annexe 3), de la vapeur surchauffée, la pression 1500 kPa est entre 1400 kPa et 2000 kPa donc il faut déterminer par interpolation l'enthalpie à 1400 kPa et à 2000 kPa. Ces paramètres sont donnés sur le tableau 3

Tableau 3: Les paramètres du point 1 à la pression 1400 et 2000 kPa

P= 1400 kPa			P=2000 kPa		
T (°C)	h (kJ/kg.k)	s (kJ/kg.k)	T (°C)	h (kJ/kg.k)	s (kJ/kg.k)
20	488.21	2.1939	20	481.32	2.1095
25	h	S	25	h	S
40	507.33	2.2570	40	501.65	2.1766

CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité
Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂

On a à partir d'interpolation à P=1400 kPa,

$$\frac{T-T_1}{T_2-T_1} = \frac{h-h_1}{h_2-h_1} \Rightarrow \frac{25-20}{40-20} = \frac{h-488.21}{507.33-488.21}$$

$$\frac{T-T_1}{T_2-T_1} = \frac{s-s_1}{s_2-s_1} \Rightarrow \frac{25-20}{40-20} = \frac{s-2.1939}{2.257-2.1939}$$

$$\text{à } P = 1400 \text{ kPa} \begin{cases} h = 492.99 \text{ kJ/kg.k} \\ s = 2.2096 \text{ kJ/kg.k} \end{cases}$$

$$\text{à } P = 2000 \text{ kPa} \begin{cases} h = 486.402 \text{ kJ/kg.k} \\ s = 2.1263 \text{ kJ/kg.k} \end{cases}$$

À partir d'interpolation à P₁= 1500 kPa

$$\text{à } P_1 = 1500 \text{ kPa} \begin{cases} h_1 = 491.89 \text{ kJ/kg} \\ s_1 = 2.1957 \text{ kJ/kg} \end{cases}$$

Point 2 : La transformation est isentropique $s_1 = s_2$, à la sortie de compresseur P₂=2530 kPa et $s_2=s_1=2.1957 \text{ kJ/kg.K}$, la vapeur se trouve sous forme vapeur surchauffée et l'enthalpie correspondante (après calcul par interpolation).

Tableau 4: Les paramètres des points du cycle.

	Pression (bar)	Température (°C)	La phase	Enthalpie (kJ/kg.k)	Entropie (kJ/kg.k)
Compresseur 1	$P_1 = 15$	$T_1 = 25$	Surchauffé	491.89	2.1957
	$P_{2 \text{ int}} = 25.30$	/	Surchauffé	520.25	2.1957
Compresseur 2	$P_{2 \text{ int}} = 25.30$	$T_3 = 30$	Surchauffé	485.36	2.0884
	$P_{3 \text{ int}} = 42.68$	/	Surchauffé	511.68	2.0884
Compresseur 3	$P_{3 \text{ int}} = 42.68$	$T_5 = 30$	Surchauffé	474.67	1.9194
	$P_4 = 72$	/	Surchauffé	482.804	1.9194
Echangeur de chaleur	$P_5 = 72$	$T_7 = 30$	Surchauffé	374.50	/
	$P_6 = 72$	$T_8 = -13$	Liquide comprimé	169.7	/
Vanne de détente	$P_7 = 72$	$T_9 = -13$	Liquide comprimé	169.7	/
	$P_8 = 15$	/	Mélange	169.7	/

CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂

Le diagramme sur la figure 16 montre les points du cycle avec leurs pressions, températures, enthalpies et entropies.

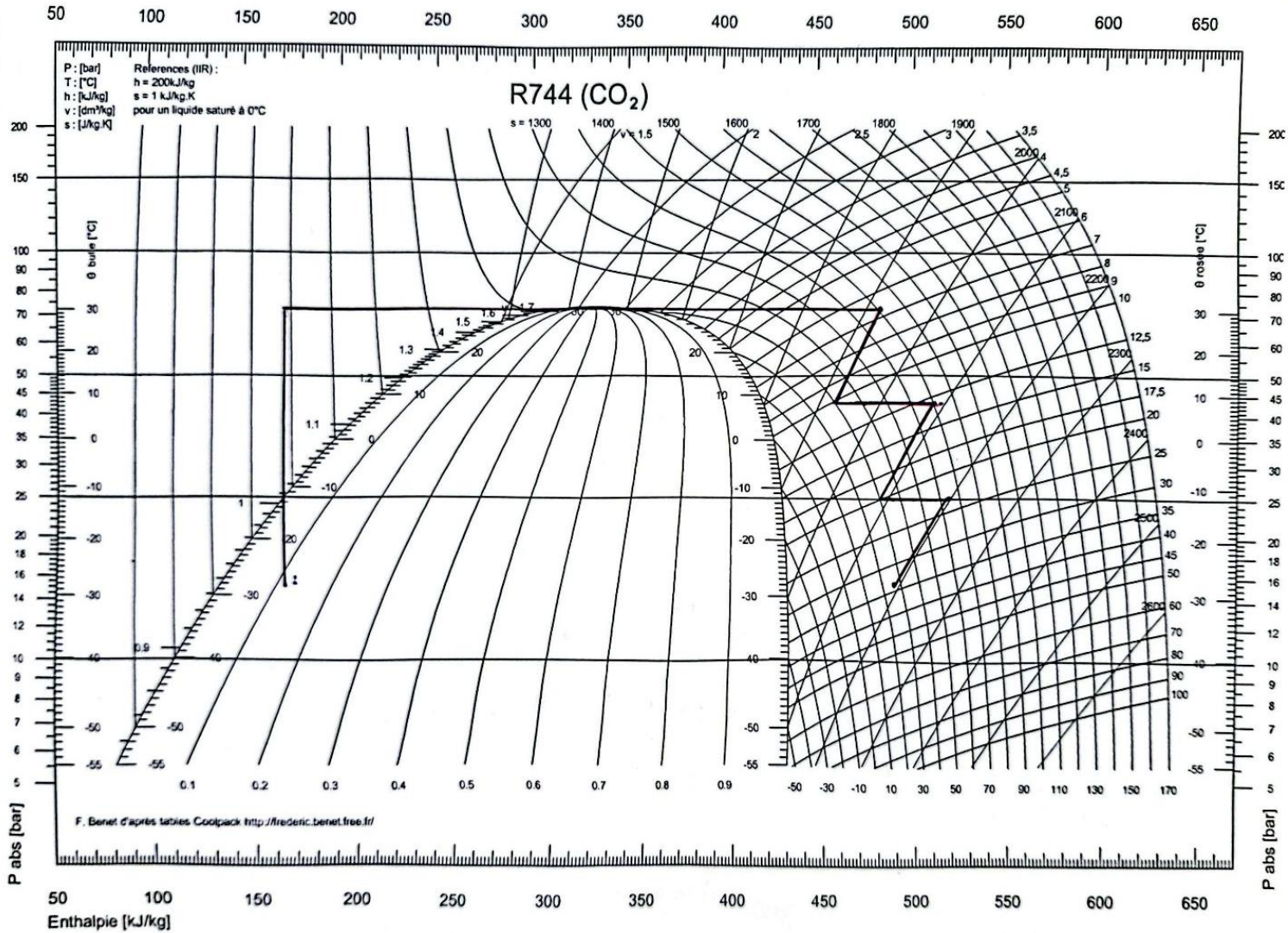


Figure 16: Diagramme P-H du CO₂ dans le processus de liquéfaction à cycle ouvert.

III.6 Conception du procédé proposé assistée par Aspen HYSYS

On a réalisé le plan figuré ci-dessous.

III.7 Rentabilité du projet de liquéfaction de CO₂

III.7.1 Introduction

La valorisation d'un projet passe avant tout par une étude de rentabilité économique, une étape essentielle lors de la phase de conception. Cette analyse permet d'évaluer non seulement la rentabilité du projet, mais également la durée nécessaire pour amortir l'investissement engagé.

III.7.2 Choix d'équipements

Ce paragraphe présente une vue d'ensemble des différents types d'équipements principaux requis pour la mise en œuvre du procédé proposé

❖ Tuyauterie

En raison de la nature corrosive du CO₂, une tuyauterie en acier inoxydable est privilégiée.

❖ Echangeur de chaleur

Echangeur à faisceau tubulaire, aussi appelé échangeur multitubulaire ou échangeur tubes et calandre, est présenté ci-dessous. L'appareil est constitué d'un faisceau de tubes, disposés à l'intérieur d'une enveloppe dénommée calandre. L'un des fluides circule à l'intérieur des tubes et l'autre à l'intérieur de la calandre, autour des tubes. Le nombre de chicanes ainsi que leurs formes sont optimisés afin d'améliorer le transfert de chaleur. À chaque extrémité du faisceau sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur des tubes. Leur configuration peut être à une seule ou à plusieurs passes. La calandre est elle aussi munie de tubulures d'entrée et de sortie (connexions) pour le fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes. Le choix du diamètre des tubes est aussi optimisé en fonction de la nature du fluide qui y circule [15] (voir la figure 18).

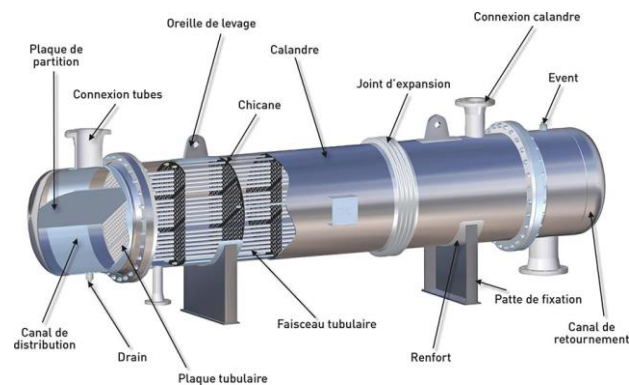


Figure 18: Echangeur faisceau tubulaire.

Dans notre travail on utilise le propane comme un réfrigérant il passe dans la calandre et le CO₂ dans les tubes

❖ **Ballon de séparation vertical avec demister et de défecteur**

Le fonctionnement d'un ballon de séparation vertical (figure 19) repose sur les principes de gravité et d'inertie. Lorsqu'un mélange entre dans le ballon, il se dilate, ce qui permet aux différentes phases de se séparer en fonction de leur densité

Le demister, ou coalesceur, est installé dans la section supérieure du ballon. Il a pour fonction de capturer les gouttelettes de liquide qui pourraient être entraînées par le gaz sortant. En provoquant la coalescence des petites gouttelettes en plus grosses, il permet une meilleure séparation et empêche la sortie de liquide avec le gaz

Le défecteur à l'entrée joue un rôle crucial en créant des turbulences qui favorisent la séparation des phases [16].

Le but d'après l'utilisation ce ballon de séparation c'est pour la protection et sécurité pour le compresseur car il est très cher

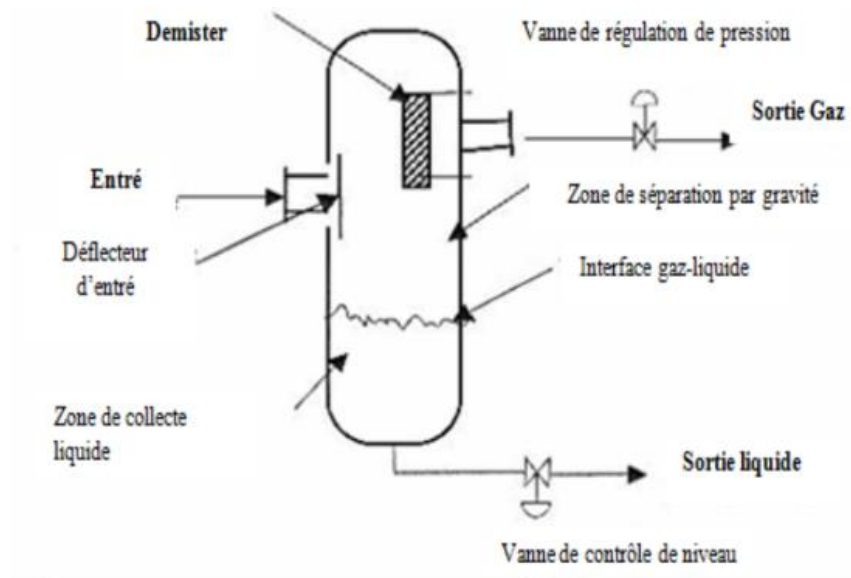


Figure 19: Ballon séparateur vertical avec Demister vertical.

❖ **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).

❖ **Vanne Joule Thomson**

La vanne de régulation Fisher Joule-Thomson utilise la perte de charge pour refroidir les liquides, les gaz ou les fluides multi phases [17]. Voir la figure ci-dessous.



Figure 20: vanne Joule Thomson.

III.7.3 Coûts d'investissement

Pour évaluer le budget de financement de ce projet, nous avons considéré les équipements et les tuyauteries principaux listés dans le tableau, ainsi que les estimations financières liées à sa mise en œuvre. Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau ci-dessous. Il est important de souligner qu'il s'agit d'une estimation indicative.

Tableau 5: Les estimations financières pour les équipements.

Équipement	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Ballons de séparation	4	405017,5	1620070
Compresseur	3	72324500	216973500
Aéroréfrigérant	3	40941,04	122823,12
Echangeur de chaleur	1	4111297,94	4111297,94
Vanne détente	1	53490163	53490163
Tuyauteries (m)	5000	/	133910000,9
Sphère	2	3655450	7310900
Montant des équipements			417538754,9
Montage		45%	187892439,7
Transport		6%	25052325,3
Montant total d'investissement			630483520

III.7.4 Bénéfices estimés

Pour évaluer les bénéfices financiers potentiels de ce projet, il est nécessaire de se référer au prix actuel de vente du dioxyde de carbone. En règle générale, ce prix se situe autour de 100 dinars par kilogramme (100 DA/kg)

**CHAPITRE III Conception, Analyse Thermodynamique, Simulation et Viabilité
Économique du Processus de Récupération et Liquéfaction du CO₂**

III.7.4.1. Calcul du prix de vente à 100 dinars le kg

Nous avons évalué le prix de vente à 100 dinars par kilogramme de CO₂.

Nous avons deux sphères de stockage, chacune avec un débit de 17236.13 kg/h. Le débit total est donc : $Q_{TOT} = Q_1 + Q_2 = 34472.26$ kg/h, soit 301976997.6 kg/an.

Tableau 6: Estimation des gains de ventes de CO₂ par an.

Taux de production (%)	Quantité de CO ₂ (kg/an)	Prix de vente (DA /kg)	Prix de revient (DA /an)
100%	301976997.6	100	30197699760

Le bénéfice total est donc d'environ 30 milliards 197 millions 699 mille DA par an.

❖ **Interprétation :**

D'après ces chiffres il est clair que ce bénéfice couvre le prix d'achat des équipements de ce procédé ainsi son installation.

Il est remarqué que le gain de réalisation de ce processus est considérable.

CONCLUSION

GENERALE

Conclusion et recommandations

Au terme de ce stage, nous avons acquis une expérience précieuse en ingénierie des procédés, en particulier dans la conception et l'optimisation du cycle de liquéfaction du CO₂. Ce projet nous a permis de mettre en pratique nos connaissances théoriques et de mieux comprendre les phénomènes thermodynamiques et mécaniques impliqués dans la transformation du dioxyde de carbone de l'état gazeux à l'état liquide.

Grâce à cette immersion professionnelle, nous avons :

- Renforcé nos compétences techniques, notamment en modélisation, simulation et analyse des cycles thermodynamiques.
- Appris à optimiser un processus industriel en étudiant les performances des équipements (compresseurs, échangeurs de chaleur, ballons de séparation, etc.).
- Compris l'importance de la gestion énergétique et de la réduction des coûts dans les procédés industriels

Ce stage nous a offert une opportunité unique de développement personnel et professionnel, en nous préparant à relever des défis techniques réels et en nous familiarisant avec le monde industriel et ses exigences.

Le dioxyde de carbone (CO₂) est un composant indésirable dans la production et la liquéfaction du gaz naturel liquéfié (GNL) en raison de ses effets négatifs sur l'efficacité du processus et la qualité du produit final. Sa présence dans le gaz naturel peut entraîner des problèmes tels que le givrage lors de la liquéfaction et la corrosion des équipements sous haute pression.

L'élimination du CO₂ avant la liquéfaction est une étape essentielle pour garantir la pureté du GNL et améliorer la productivité du processus. Le CO₂ est éliminé par absorption chimique.

Le dioxyde de carbone éliminé est rejeté dans l'atmosphère et nous revient avec des problèmes environnementaux. Nous avons donc proposé un processus de liquéfaction du dioxyde de carbone et de réutilisation du gaz dans d'autres domaines, notamment l'industrie alimentaire, la réfrigération, etc.

Conclusion générale

Le cycle de liquéfaction du dioxyde de carbone est une étape clé pour son stockage et son transport sous forme liquide, en particulier dans les industries de captage et valorisation du CO₂. Ce processus repose sur plusieurs étapes successives : la compression du gaz à haute pression, son refroidissement progressif à travers des échangeurs de chaleur et son expansion finale pour atteindre la phase liquide.

L'utilisation de ballons de séparation avant chaque compresseur permet d'éliminer toute présence de phase liquide dans le gaz, garantissant ainsi un fonctionnement optimal des compresseurs et évitant d'éventuels dommages mécaniques. De plus, les aéro-réfrigérant sont intégrés après chaque compression pour dissiper la chaleur générée, améliorant ainsi l'efficacité énergétique du cycle et réduisant la consommation globale d'énergie.

L'optimisation du processus passe par une bonne gestion des conditions thermodynamiques et une adaptation aux exigences industrielles, permettant d'améliorer le rendement et de réduire les coûts d'exploitation. En maîtrisant les paramètres influents du cycle de liquéfaction, il est possible d'assurer une transformation efficace du CO₂ tout en minimisant son impact environnemental.

D'un point de vue économique, le coût total de réalisation de ce projet s'élève à environ 63 048 3520 millions de dinars algériens. Toutefois, les bénéfices financiers potentiels sont considérables, estimés à 30 197 699 760DA par an. Cela montre que l'investissement initial pourrait être rapidement amorti, générant ainsi une valeur économique substantielle pour le complexe GL3/Z.

Nous recommandons d'installer une ligne de recyclage pour le courant de CO₂ non liquéfié (sous forme de vapeur), récupéré en sortie du procédé de liquéfaction. Par ailleurs, une étude approfondie est suggérée afin d'éliminer les impuretés présentes dans le courant de CO₂ en sortie de la section de décarbonatation ou de séparation du dioxyde de carbone, afin de garantir une meilleure qualité du gaz traité et de préserver l'intégrité des équipements en aval.

Annexes

✚ Les tables thermodynamique de CO₂



Home Read Sign



in

Want to create or adapt books like this? [Learn more](#) about how Pressbooks supports open publishing practices. ©

INTRODUCTION TO ENGINEERING THERMODYNAMICS

CONTENTS ▼

Appendix D: Thermodynamic Properties of Carbon Dioxide



Table D1: Saturated CO₂

T (°C)	P (MPa)	Specific Volume m ³ /kg		Specific Internal Energy kJ/kg		Specific Enthalpy kJ/kg		Specific Entropy kJ/kgK	
		<i>v_f</i>	<i>v_g</i>	<i>u_f</i>	<i>u_g</i>	<i>h_f</i>	<i>h_g</i>	<i>s_f</i>	<i>s_g</i>
-50	0.68234	0.000866	0.055789	92.35	394.61	92.94	432.68	0.5794	2.1018
-48	0.73949	0.000872	0.051618	96.26	395.12	96.90	433.29	0.5968	2.0909
-46	0.80015	0.000878	0.047819	100.18	395.60	100.88	433.86	0.6142	2.0801
-44	0.86445	0.000883	0.044352	104.11	396.05	104.87	434.39	0.6314	2.0694
-42	0.93252	0.000889	0.041184	108.05	396.47	108.88	434.88	0.6486	2.0589
-40	1.00450	0.000896	0.038284	112.00	396.87	112.90	435.32	0.6656	2.0485
-38	1.08051	0.000902	0.035624	115.97	397.23	116.95	435.72	0.6826	2.0382
-36	1.16071	0.000909	0.033181	119.96	397.56	121.01	436.07	0.6995	2.0281
-34	1.24522	0.000915	0.030935	123.96	397.85	125.10	436.37	0.7163	2.0180
-32	1.33419	0.000922	0.028865	127.97	398.11	129.20	436.62	0.7331	2.0079
-30	1.42776	0.000930	0.026956	132.01	398.33	133.34	436.82	0.7498	1.9980
-28	1.52607	0.000937	0.025192	136.07	398.52	137.50	436.96	0.7665	1.9880
-26	1.62926	0.000945	0.023560	140.15	398.65	141.69	437.04	0.7831	1.9781
-24	1.73749	0.000953	0.022048	144.25	398.75	145.91	437.06	0.7997	1.9683
-22	1.85089	0.000961	0.020645	148.38	398.80	150.16	437.01	0.8163	1.9584
-20	1.96963	0.000969	0.019343	152.54	398.79	154.45	436.89	0.8328	1.9485
-18	2.09384	0.000978	0.018131	156.73	398.74	158.78	436.70	0.8494	1.9387
-16	2.22370	0.000987	0.017002	160.95	398.63	163.14	436.44	0.8659	1.9287
-14	2.35935	0.000997	0.015950	165.20	398.46	167.55	436.09	0.8825	1.9187
-12	2.50095	0.001007	0.014967	169.49	398.23	172.01	435.66	0.8991	1.9087
-10	2.64868	0.001017	0.014048	173.83	397.93	176.52	435.14	0.9157	1.8985
-8	2.80269	0.001028	0.013188	178.20	397.55	181.09	434.51	0.9324	1.8882
-6	2.96316	0.001040	0.012381	182.63	397.10	185.71	433.79	0.9491	1.8778

Annexes 3

-4	3.13027	0.001052	0.011624	187.11	396.57	190.40	432.95	0.9660	1.8672
-2	3.30420	0.001065	0.010912	191.64	395.93	195.16	431.99	0.9829	1.8564
0	3.48514	0.001078	0.010241	196.24	395.20	200.00	430.89	1.0000	1.8453
2	3.67329	0.001093	0.009609	200.91	394.36	204.93	429.65	1.0172	1.8340
4	3.86884	0.001108	0.009011	205.66	393.39	209.95	428.25	1.0346	1.8223
6	4.07202	0.001124	0.008445	210.50	392.28	215.08	426.67	1.0523	1.8103
8	4.28306	0.001142	0.007909	215.44	391.02	220.34	424.89	1.0702	1.7977
10	4.50218	0.001161	0.007399	220.50	389.57	225.73	422.88	1.0884	1.7847
12	4.72966	0.001182	0.006912	225.69	387.92	231.29	420.62	1.1070	1.7710
14	4.96577	0.001205	0.006447	231.05	386.03	237.03	418.05	1.1261	1.7565
16	5.21080	0.001231	0.006000	236.59	383.86	243.01	415.12	1.1458	1.7411
18	5.46511	0.001260	0.005569	242.38	381.33	249.26	411.77	1.1663	1.7244
20	5.72905	0.001293	0.005149	248.46	378.37	255.87	407.87	1.1877	1.7062
22	6.00308	0.001332	0.004737	254.93	374.83	262.93	403.27	1.2105	1.6860
24	6.28773	0.001379	0.004327	261.94	370.50	270.61	397.70	1.2352	1.6629
26	6.58368	0.001440	0.003908	269.78	364.98	279.26	390.71	1.2628	1.6353
28	6.89182	0.001526	0.003459	279.11	357.36	289.62	381.20	1.2958	1.5999
30	7.21369	0.001685	0.002898	292.40	344.23	304.55	365.13	1.3435	1.5433
30.9782	7.37730	0.002139	0.002139	316.47	316.47	332.25	332.25	1.4336	1.4336

Table D2: Superheated CO₂

T (°C)	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK
	P = 400 kPa				P = 800 kPa (Sat. T = -46.00 °C)			
Sat	-	-	-	-	0.046807	395.73	434.01	2.0771
-40	0.10499	405.37	447.36	2.2603	0.049662	399.96	439.69	2.1054
-20	0.11538	418.21	464.36	2.3302	0.055455	414.03	458.40	2.1825
0	0.12552	431.21	481.42	2.3951	0.060937	427.82	476.57	2.2516
20	0.13551	444.47	498.67	2.4561	0.066231	441.64	494.62	2.3153
40	0.14538	458.04	516.19	2.5139	0.071401	455.61	512.73	2.3751
60	0.15518	471.93	534.00	2.5690	0.076484	469.81	530.99	2.4316
80	0.16491	486.15	552.12	2.6218	0.081503	484.27	549.47	2.4855
100	0.17460	500.70	570.54	2.6725	0.086474	499.02	568.20	2.5371
120	0.18425	515.57	589.28	2.7214	0.091408	514.05	587.18	2.5866
140	0.19388	530.76	608.31	2.7687	0.096313	529.37	606.42	2.6343
160	0.20348	546.25	627.64	2.8143	0.101194	544.97	625.93	2.6805
180	0.21307	562.04	647.26	2.8586	0.106056	560.86	645.70	2.7251
200	0.22264	578.11	667.16	2.9016	0.110902	577.01	665.73	2.7683
220	0.23219	594.45	687.33	2.9433	0.115734	593.43	686.01	2.8103
240	0.24174	611.06	707.75	2.9839	0.120555	610.10	706.55	2.8511
260	0.25127	627.92	728.43	3.0235	0.125367	627.02	727.32	2.8908

T (°C)	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK
	P = 1000 kPa (Sat. T = -40.12 °C)				P = 1400 kPa (Sat. T = -30.58 °C)			
Sat	0.03779	396.93	435.40	2.0467	0.027145	398.31	436.80	1.9990
-20	0.04342	411.80	455.21	2.1312	0.029569	406.95	448.34	2.0476

Annexes 3

0	0.04799	426.05	474.04	2.2028	0.033153	422.32	468.73	2.1251
20	0.05236	440.17	492.53	2.2681	0.036483	437.13	488.21	2.1939
40	0.05660	454.36	510.96	2.3289	0.039661	451.80	507.33	2.2570
60	0.06074	468.73	529.47	2.3862	0.042739	466.52	526.35	2.3159
80	0.06482	483.32	548.14	2.4406	0.045746	481.38	545.43	2.3715
100	0.06885	498.17	567.01	2.4926	0.048700	496.44	564.62	2.4244
120	0.07284	513.28	586.12	2.5425	0.051615	511.73	583.99	2.4750
140	0.07680	528.67	605.47	2.5905	0.054499	527.26	603.56	2.5235
160	0.08074	544.33	625.07	2.6368	0.057358	543.04	623.34	2.5703
180	0.08465	560.26	644.92	2.6816	0.060197	559.07	643.35	2.6154
200	0.08856	576.46	665.02	2.7250	0.063019	575.36	663.58	2.6591
220	0.09244	592.91	685.36	2.7671	0.065828	591.89	684.05	2.7015
240	0.09632	609.62	705.94	2.8080	0.068625	608.66	704.73	2.7426
260	0.10019	626.57	726.76	2.8478	0.071413	625.67	725.65	2.7826
280	0.10405	643.76	747.81	2.8866	0.074192	642.91	746.78	2.8215

T (°C)	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK
	P = 2000 kPa (Sat. T = -19.50 °C)				P = 3000 kPa (Sat. T = -5.55 °C)			
Sat	0.01885	398.78	436.83	1.9446	0.012124	396.93	433.52	1.8743
0	0.02193	416.15	460.00	2.0341	0.012931	403.43	442.22	1.9073
20	0.02453	432.27	481.32	2.1095	0.015116	423.12	468.46	2.0001
40	0.02693	447.78	501.65	2.1766	0.016980	440.52	491.46	2.0760
60	0.02922	463.09	521.54	2.2381	0.018683	457.04	513.09	2.1430
80	0.03143	478.40	541.27	2.2956	0.020287	473.21	534.07	2.2041
100	0.03359	493.80	560.97	2.3499	0.021824	489.25	554.73	2.2610

120	0.03570	509.36	580.76	2.4016	0.023313	505.32	575.26	2.3146
140	0.03777	525.12	600.67	2.4509	0.024766	521.48	595.77	2.3655
160	0.03982	541.09	620.73	2.4984	0.026191	537.77	616.35	2.4142
180	0.04186	557.27	640.99	2.5441	0.027594	554.24	637.02	2.4608
200	0.04387	573.69	661.43	2.5882	0.028979	570.89	657.83	2.5058
220	0.04587	590.34	682.08	2.6310	0.030350	587.74	678.79	2.5491
240	0.04786	607.21	702.92	2.6724	0.031708	604.79	699.91	2.5911
260	0.04983	624.31	723.98	2.7127	0.033057	622.04	721.21	2.6318
280	0.05180	641.63	745.24	2.7518	0.034396	639.49	742.68	2.6714
300	0.05377	659.17	766.70	2.7899	0.035729	657.15	764.34	2.7098

Annexes 3

T (°C)	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kgK
	P = 6000 kPa (Sat. T = 21.97 °C)				P = 10000 kPa			
Sat	0.00474	374.87	403.32	1.6862	–	–	–	–
20	–	–	–	–	0.001168	231.02	242.70	1.1251
40	0.00670	411.53	451.72	1.8462	0.001591	297.13	313.04	1.3563
60	0.00801	435.41	483.45	1.9445	0.003449	390.53	425.02	1.7045
80	0.00908	455.64	510.12	2.0223	0.004513	425.72	470.85	1.8384
100	0.01004	474.37	534.60	2.0898	0.005303	451.11	504.14	1.9302
120	0.01092	492.37	557.92	2.1507	0.005977	473.09	532.86	2.0052
140	0.01176	510.00	580.59	2.2069	0.006584	493.44	559.28	2.0708
160	0.01257	527.46	602.88	2.2596	0.007147	512.90	584.37	2.1301
180	0.01335	544.87	624.96	2.3094	0.007679	531.85	608.64	2.1849
200	0.01411	562.31	646.95	2.3569	0.008188	550.51	632.39	2.2362
220	0.01485	579.81	668.91	2.4024	0.008679	569.03	655.82	2.2847

240	0.01558	597.43	690.90	2.4461	0.009156	587.48	679.04	2.3308
260	0.01630	615.17	712.95	2.4882	0.009622	605.94	702.16	2.3750
280	0.01701	633.05	735.09	2.5290	0.010078	624.44	725.22	2.4175
300	0.01771	651.09	757.34	2.5685	0.010527	643.01	748.28	2.4584
320	0.01840	669.28	779.70	2.6069	0.010969	661.67	771.36	2.4980

Reference States, IIR Convention

- Enthalpy H = 200 kJ/kg at 0°C for saturated liquid.
- Entropy S = 1 kJ/kg-K at 0°C for saturated liquid.

Source: Eric W. Lemmon, Mark O. McLinden and Daniel G. Friend, "Thermophysical Properties of Fluid Systems" in **NIST Chemistry WebBook**, NIST Standard Reference Database Number 69, Eds. P.J. Linstrom and W.G. Mallard, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg MD, 20899, <https://doi.org/10.18434/T4D303>, (retrieved May 2021).

Bibliographie

Bibliographies

- [1] Varloteaux, C. (2012). Modélisation multi-échelles des mécanismes de transport réactif. Impact sur les propriétés pétro physiques des roches lors du stockage du CO₂ (Doctoral dissertation, Université Pierre et Marie Curie-Paris VI).
- [2] GORINE.Y. Et BOUKASARA.M. (Promotion : 2019-2024). Amélioration des performances opérationnelles de la section décarbonation au sein du Complexe GL3/Z, Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme de master, Université de Mostaganem, faculté science et technologie
- [3] Cours IAP, description du complexe GL3/Z.
- [4] Manuel opératoire 318800-GNL3Z-MO-PR-00-04000-A
- [5] Gomes, C. (2013). Une approche diagonale pour la transformation catalytique du dioxyde de Carbone (Doctoral dissertation, Université Paris Sud-Paris XI).
- [6] Technique d'ingénieur, Valorisation du CO₂ - Partie 1 : voies directes et voies avec transformation biologique
- [7] <https://www.geo.fr/environnement/co2-quest-ce-que-le-dioxyde-de-carbone-193560>
- [8] M.-T. Brondeau, M. Falcy, D. Jargot, F. Marc, S. Miraval, O. Schneider, S. Robert. Dioxyde de carbone - Edition : Juin 2020
- [9] Projet GNL-3Z Arzew. Manuel Opératoire, Volume 4 – Unité 12.
- [10] La technologie innovante de liquéfaction du CO₂ d'Air Liquide sélectionnée par Stockholm Exergi pour un projet de CCS d'échelle mondiale. Air Liquide. (17 juillet 2024). www.airliquide.com
- [11] Lancement d'un projet de captage du CO₂ pour décarboner la production de gaz naturel liquéfié de Cameron LNG. TotalEnergies. (23 mai 2022). <https://totalenergies.com/>
- [12] Beyer, M. (Avril 25, 2022). Une technologie de stockage par liquéfaction de CO₂ pour les systèmes EnR raccordés. PV magazine. <https://www.pv-magazine.fr/>
- [13] Gong, W., Remiezowicz, E., Fosbol, P. L., & von Solms, N. (2022). Design and Analysis of Novel CO₂ Conditioning Process in Ship-Based CCS. Energies, 15(16), Article 5928. <https://doi.org/10.3390/en15165928>
- [14] https://www.peacesoftware.de/einigewerte/co2_e.html
- [15] <https://thermofin.net/fr/produits/caleos-echangeurs-faisceau-tubulaire/>
- [16] <https://www.tidjma.tn/fr/art/les-separateurs/>

Bibliographie

[17] <https://www.emerson.com/fr-fr/automation/valves/controlvalves/joule-thomson-control-valvesolutions#:~:text=La%20vanne%20de%20r%C3%A9gulation%20Fisher,gaz%20ou%20les%20fluides%20multiphasés.&text=Assure%20un%20d%C3%A9bit%20constant%20de,so us%20des%20pressions%20diff%C3%A9rentielles%20importantes.>