

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي و البحث العلمي

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université de RELIZANE

Faculté des Sciences et de la Technologie

Département : Génie des procédés



MEMOIRE

En vue de l'obtention du diplôme de MASTER en :

Génie chimique

Intitulé

**Étude de la Liquéfaction du Gaz Naturel et Stratégies de
Gestion du CO₂ au Complexe GL3/Z**

Présenté par :

Mr : SEGHIER Saada Hocine

Devant les membres de jury :

Président : Mr BABA AHMED Abderrazzak

Professeur A (U. Relizane)

Encadreur : Mr ADEL Mokhtar

Maître de conférences (A) A (U. Relizane)

Examineur : Mr ZAHRAOUI Mehdi

Maître de conférences (A) A (U. Relizane)

Année universitaire : 2024/2025

Remerciements

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à l'ensemble de l'équipe de **GL3Z**, pour leur accueil chaleureux et leur soutien constant tout au long de mon stage. J'ai été particulièrement touché par l'esprit d'équipe et l'ambiance familiale qui règnent au sein de votre structure, ce qui a grandement facilité mon intégration et mon apprentissage.

Mes remerciements les plus sincères vont également à mon encadreur, **Mr. MOKHTAR Adel** pour sa disponibilité, ses précieux conseils et son accompagnement tout au long de ce travail.

Je remercie **Mr. HADIJI Marwan** ingénieur de quart au sein du **GL3/Z**, pour ses orientations.

Enfin, j'exprime ma profonde gratitude à la famille **BELBARI**, particulièrement à **Mr. Si Mohamed Harati** et à **Mr. Sofiane**, qui m'ont offert l'opportunité de découvrir le milieu industriel en me facilitant des stages pratiques au sein de SONATRACH. Leur confiance et leur soutien ont été déterminants dans la réussite de mon parcours professionnel.

Une pensée spéciale va à mon très cher ami et compagnon, **BELBARI Youcef Islam**, dont l'amitié et le soutien ont illuminé mon quotidien. Je lui souhaite une carrière brillante et pleine de succès.

Dédicace 1

Je remercie Dieu créateur qui m'a donné la force d'accomplir
ce modeste travail.

Je dédie ce travail à ma chère mère, et mon cher père, mes frères et sœurs, mes amis
et toute personne qui porte le nom SEGHIER et BELHADJ

Dédicace 2

Je dédie ce modeste travail

A celle qui m'a donné le sens de la vie et la

Tendresse ma très chère maman

A mon cher père pour son soutien

A mon frère mhamed et sa petite fille takwa

A ma Soeur hadjer et ses enfants, mhamed et ritaje et watin

A toute la famille et mes amis

Résumé :

Ce mémoire étudie la faisabilité technique d'intégrer une unité de liquéfaction de CO₂ au sein du Complexe GL3Z, afin de réduire les émissions de gaz à effet de serre issues du procédé de décarbonatation. L'approche repose sur des simulations numériques (Aspen HYSYS V.11) et des calculs théoriques pour dimensionner les équipements clés : séparateurs verticaux, compresseurs centrifuges et échangeurs de chaleur. Les résultats confirment la viabilité du procédé, avec des écarts mineurs entre théorie et simulation. Les séparateurs traitent efficacement le CO₂, les compresseurs atteignent les pressions requises, et l'échangeur optimisé (tube-calandre) utilise le propane disponible pour refroidir le CO₂. Bien qu'une analyse économique ne soit pas incluse, cette étude prouve la faisabilité technique et ouvre des perspectives pour une future optimisation et valorisation du CO₂ capturé.

Abstract :

This thesis explores the technical feasibility of integrating a CO₂ liquefaction unit within the GL3Z Complex to reduce greenhouse gas emissions from the decarbonation process. The methodology combines numerical simulations (Aspen HYSYS V11) and theoretical calculations to design key equipment: vertical separators, centrifugal compressors, and shell-and-tube heat exchangers. The results confirm the process's viability, with minor discrepancies between theory and simulation. The separators efficiently treat CO₂, the compressors achieve the required pressures, and the optimized exchanger uses available propane for CO₂ cooling. While no economic analysis is included, this study demonstrates technical feasibility and suggests future optimization and CO₂ utilization opportunities.

ملخص:

تهدف هذه الدراسة إلى تقييم الجدوى الفنية لدمج وحدة لإزالة ثاني أكسيد الكربون (CO₂) في مجمع GL3Z ، بهدف تقليل انبعاثات الغازات الدفيئة الناتجة عن عملية إزالة الكربون. اعتمد البحث على محاكاة رقمية (Aspen HYSYS V11) وحسابات نظرية لتحديد أبعاد المعدات الرئيسية: فواصل رأسية، ضواغط طرد مركزي، ومبادلات حرارية (نوع أنبوب و غلاف). أكدت النتائج جدوى العملية، مع وجود فوارق طفيفة بين الحسابات النظرية والمحاكاة. تعالج الفواصل CO₂ بكفاءة، وتحقق الضواغط الضغوط المطلوبة، بينما يستخدم المبادل الحراري البروبان المتاح لتبريد CO. ورغم عدم تضمين تحليل اقتصادي، تثبتت هذه الدراسة الجدوى الفنية وتفتح آفاقاً لتحسين العملية مستقبلاً واستغلال CO₂ المُسأل.

Sommaire

INTRODUCTION GENERALE	10
CHAPITRE 1.....	11
1. DESCRIPTION DU COMPLEXE GL3Z.....	12
1.1. Gaz naturel liquéfié.....	13
1.2. Historique du GNL.....	13
1.3. Description du procédé.....	14
1.4. Emplacement de l'Usine.....	15
1.5. Disposition de l'Usine.....	16
1.6. Principes de Conception et de Fonctionnement	18
2. DESCRIPTION DE L'UNITE DE DECARBONATATION.....	21
2.1. PRINCIPE.....	21
2.1. Description du procédé.....	23
2.1.1. Section d'absorption CO ₂	23
2.1.2. Circuit Régénération d'Amine.....	25
CHAPITRE 2.....	28
1. DIOXYDE DE CARBONE.....	29
1.1. Propriétés Physiques du CO ₂ et son utilisation.....	29
1.1.1. Propriétés Physiques du CO ₂	30
1.1.2. Utilisation du CO ₂	31
2. L'EFFET DE SERRE :.....	32
2.1 Gaz à effet de serre.....	32
2.2 Histoire de la notion d'effet de serre	33
2.3 Définition de l'effet de serre.....	33
2.4 Mécanisme de l'effet de serre	35

2.4.	Conséquences de l'effet de serre	37
2.4.1.	Conséquences pour l'environnement :	37
2.4.2.	Conséquences pour les humains :	37
2.5.	Emission des gaz à effet de serre	37
2.6.	Impact économique de l'effet de serre	38
CHAPITRE 3.....		39
1.	PROBLEMATIQUE.....	40
2.	CHOIX DES EQUIPEMENTS.....	42
2.1.	Tuyauterie	42
2.2.	Echangeur de chaleur.....	42
2.3.	Ballon de séparation	42
2.4.	Compresseur.....	43
3.	DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS	44
3.1	Dimensionnement des séparateurs gaz-liquide verticaux	44
3.1.1	Dimensionnement du 1er ballon	46
3.1.2	Dimensionnement du 2ème et 3ème ballon	55
3.1.3	Comparaison des résultats obtenus par calcul et avec Aspen HYSYS.	57
3.2	Dimensionnement des compresseurs centrifuges	58
3.2.1	Dimensionnement de 1er compresseur	59
3.2.2	Dimensionnement du 2ème et 3ème compresseur.....	65
3.2.3	Comparaison des résultats obtenus par calcul et avec Aspen HYSYS	66
3.3.	Dimensionnement de l'échangeur de chaleur	67
3.3.1.	Introduction.....	67
3.3.2.	Aspen EDR (Exchanger Design and Rating).....	67
3.3.3.	Étude de notre cas	67
CONCLUSION GENERAL		70
BIBLIOGRAPHIE.....		71

Liste des figures :

<i>Figure 1-1 : Chaîne d'Approvisionnement en Gaz du Projet GNL-3Z</i>	12
<i>Figure 1-2 : Comparaison des volumes gaz naturel vs gaz naturel liquéfié.</i>	13
<i>Figure 1-3 : Emplacement de l'Usine GL3Z.</i>	15
<i>Figure 1-4 : Maquette 3D de la Vue d'Ensemble de l'Usine.</i>	16
<i>Figure 1-5 : Organigramme principal du Complexe GL3Z.</i>	17
<i>Figure 1-6 : Schéma fonctionnel global.</i>	18
<i>Figure 2-1 : Schéma de procédé unité 12.</i>	22
<i>Figure 2-2 : Section absorption du CO₂.</i>	24
<i>Figure 2-3 : Section régénération de l'aMDEA riche</i>	26
<i>Figure 1-1 : Représentation du dioxyde de carbone</i>	29
<i>Figure 2-2-1 : REPRESENTATION DES PRINCIPAUX GAZ A EFFET DE SERRE.</i>	32
<i>Figure 2-2-2 : Atmosphère et l'effet de serre</i>	34
<i>Figure 2-2-3 : MECANISME DE L'EFFET DE SERRE.</i>	36
<i>Figure 2-1 : Procédé de récupération propose</i>	41
<i>Figure 2-1 : Schéma d'un échangeur de chaleur tube calandre.</i>	42
<i>Figure 2-2 : Ballon séparateur vertical avec Demister vertical.</i>	43
<i>Figure 2-3 : Plages de fonctionnement des diverses catégories de compresseurs</i>	43
<i>Figure 3-1 : Schéma du 1er ballon réalisé par HYSYS</i>	46
<i>Figure 3-2 : Schéma illustrant la disposition des diamètres D et D_{VD}.</i>	48
<i>Figure 3-3 : Schéma illustrant les différentes hauteurs du ballon de séparation vertical.</i>	49
<i>Figure 3-4: Schéma du 2^{ème} et 3^{ème} ballon réalisé par HYSYS.</i>	55
<i>Figure 3-5 : Schéma d'un compresseur mono étagé</i>	58
<i>Figure 3-6 : Schéma du 1^{er} compresseur réalisé par HYSYS</i>	59
<i>Figure 3-7 : Diagramme du facteur de compressibilité (Z).</i>	61
<i>Figure 3-8 : Schéma du 2^{ème} et 3^{ème} compresseur réalisé par HYSYS.</i>	65
<i>Figure 3-9 : Estimation du coût de l'échangeur tube calandre réalisée par Aspen EDR.</i>	68
<i>Figure 3-10 : Géométrie de l'échangeur tube calandre réalisée par Aspen EDR.</i>	68

Liste des tables :

<i>Tableau 1 : Propriétés générales, physiques et thermochimiques du CO₂</i>	<i>Error! Bookmark not defined.</i>
<i>Tableau 1 : Valeurs de K utilisées pour les séparateurs [21]</i>	45
<i>Tableau 2 : Données opérationnelles du premier ballon</i>	46
<i>Tableau 3 : Recommandations pour la sélection du Hold up time et du Surge time en fonction</i>	50
<i>Tableau 4 : de calcul des hauteurs de niveau de liquide (HLLL)</i>	51
<i>Tableau 5 : Tableau de calcul du diamètre dN de la tubulure d'entrée [20]</i>	53
<i>Tableau 6 : Données opérationnelles du 2^{ème} et 3^{ème} ballon</i>	55
<i>Tableau 7 : dimensionnements pour le 2^{ème} et le 3^{ème} ballon de séparation</i>	56
<i>Tableau 8 : Comparaison entre le dimensionnement manuel des ballons et celui du Hysys</i>	57
<i>Tableau 9 : Données opérationnelles du 1er compresseur</i>	58
<i>Tableau 10 : Tableau des propriétés physiques des composés chimiques</i>	60
<i>Tableau 11 : Caractéristiques et vitesses d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe</i>	62
<i>Tableau 12 : Données opérationnelles du 2^{ème} et 3^{ème} compresseur</i>	65
<i>Tableau 13 : Tableau de dimensionnement pour le 2^{ème} et 3^{ème} compresseur centrifuge</i>	66
<i>Tableau 14 : Comparaison du dimensionnement du compresseur</i>	66
<i>Tableau 15 : Caractéristiques de l'échangeur</i>	67

Introduction Générale

Le réchauffement climatique est l'un des défis les plus pressants de notre époque, principalement dû à l'augmentation des émissions de gaz à effet de serre (GES), dont le dioxyde de carbone (CO_2) est l'un des principaux contributeurs. Dans ce contexte, les industries énergétiques, en particulier celles impliquées dans la production et la transformation du gaz naturel, jouent un rôle crucial dans la réduction de ces émissions. Le Complexe GL3Z, situé en Algérie et opéré par SONATRACH, est un acteur majeur dans ce domaine, avec une production annuelle de gaz naturel liquéfié (GNL) et d'autres produits dérivés. Cependant, comme toute installation industrielle de cette envergure, elle génère des émissions de CO_2 , notamment lors du processus de décarbonatation du gaz naturel.

Ce mémoire s'inscrit dans une démarche à la fois environnementale et technologique, visant à étudier la faisabilité d'une unité de liquéfaction de CO_2 au sein du Complexe GL3Z. L'objectif est de capter et de liquéfier le CO_2 émis lors de la régénération de l'amine utilisée pour éliminer les gaz acides, afin de le stocker ou de le valoriser, réduisant ainsi son impact sur l'environnement. Cette étude s'appuie sur des simulations avancées réalisées avec le logiciel Aspen HYSYS V.11, permettant de modéliser et d'optimiser les procédés de séparation, de compression et de liquéfaction du CO_2 .

Le travail est structuré en trois chapitres principaux :

1. Présentation du Complexe GL3Z et de l'Unité de décarbonatation
2. Le dioxyde de carbone et l'effet de serre
3. Étude d'une unité de liquéfaction de CO_2

Les résultats obtenus pourront servir de base pour des projets similaires dans d'autres installations industrielles, alignés sur les objectifs de développement durable et de transition énergétique.

Chapitre 1

Présentation de Complexe GL3Z et de l'Unité de décarbonatation

1. Description du Complexe GL3Z

Le Projet GNL-3Z fait partie d'une série de projets de gaz intégrés de plus grande envergure, créés par SONATRACH en Algérie, impliquant le développement des réserves de champs de gaz dans le Bassin de Berkine (Algérie centre-orientale), la construction d'un système de gazoduc et d'une nouvelle unité d'Usine GNL dans la zone industrielle portuaire El-Djedid à Arzew.

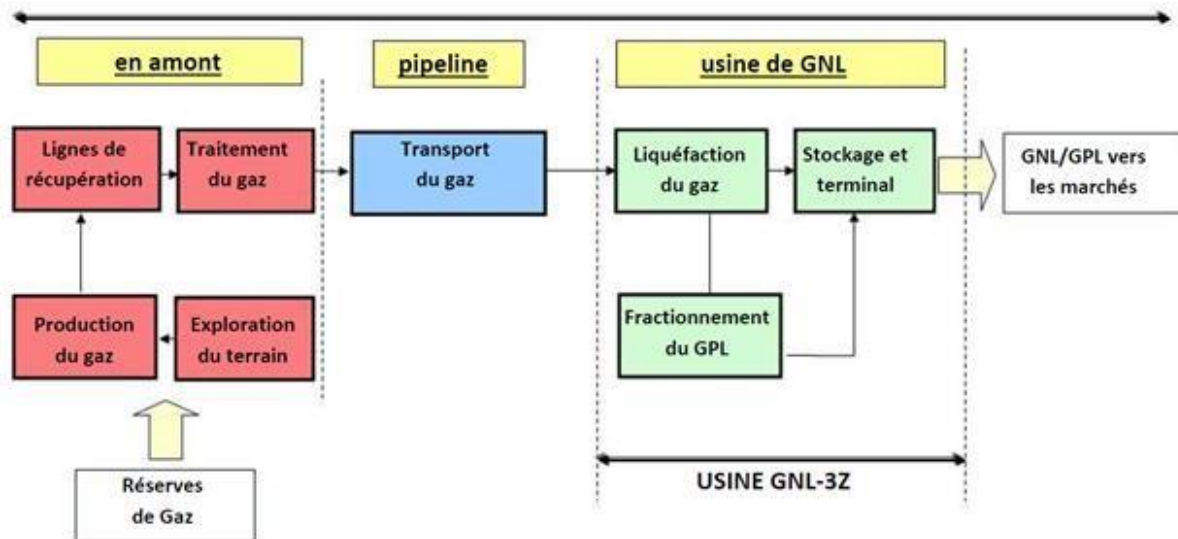


Figure 1-1 : Chaîne d'Approvisionnement en Gaz du Projet GNL-3Z

L'Usine GL3Z, 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 GL3Z produit du GNL, mais aussi de l'Éthane, du Propane, du Butane, de la Gazoline et un courant d'Hélium brut.

La 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 est disponible à une interconnexion qui alimente une usine d'extraction d'Hélium.

1.1. Gaz naturel liquéfié

Le gaz naturel liquéfié (GNL) est un combustible fossile composé principalement de méthane, qui est refroidi à une température d'environ -161°C pour le condenser à l'état liquide. Ce processus réduit son volume d'environ 600 fois, permettant ainsi son transport maritime sur de longues distances. Le GNL est un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique, environ deux fois plus léger que l'eau.

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

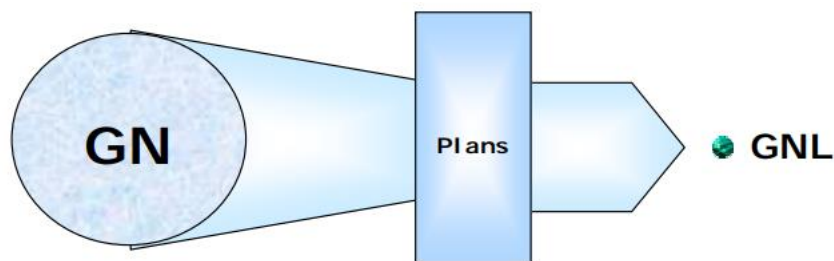


Figure 1-2 : Comparaison des volumes gaz naturel vs gaz naturel liquéfié.

1.2. Historique du GNL

L'histoire du GNL débute en 1940 aux États-Unis à Cornwell avec la réalisation d'une station expérimentale équipée d'une unité de liquéfaction de 17 m^3 par jour associé à un stockage de 40 m^3 . Une installation industrielle est ensuite construite à Cleveland (Ohio) ; elle est destinée à l'écrêtement des pointes de consommation de gaz et se caractérise par une capacité de liquéfaction de 200 m^3 par jour et une regazéification de $115\text{ m}^3/\text{h}$, elle comporte trois réservoirs de $2\,400\text{ m}^3$ et un de $4\,500\text{ m}^3$. Dès la fin des années 50, Gaz de France décide de développer des technologies pour la mise en œuvre des chaînes de transport par voie maritime. Une station « Méthane Liquide » est créée à cet effet à La Roche Maurice (près de Nantes). Un réservoir cryogénique de 500 m^3 est construit en 1959 ; une unité pilote de liquéfaction de $1\,000\text{ m}^3$ par heure y est mise en service en 1964 pour éprouver le cycle à cascade incorporée préconisé par l'air liquide.

1.3. Description du procédé

Le Complexe GL3Z est approvisionné par gaz naturel d'alimentation provenant des gisements de gaz du sud à une pression de 44 bars. Il passe dans la section de traitement afin d'éliminer le mercure, le CO₂ et l'eau.

Le gaz naturel est ensuite pré-refroidi au propane à -32°C, puis détendu à l'aide d'un turbo-expander ou une vanne Joule-Thomson (en cas de marche à charge réduite) avant d'être séparé des hydrocarbures lourds dans la colonne de déméthanisation. Le courant de gaz riche en méthane est comprimé à 74 bars et pré-refroidi à - 35 °C avant d'être liquéfié à -148 °C et à une pression de 59 bars dans l'échangeur cryogénique principal par le réfrigérant mixte MR. Après, le GNL est détendu et sous refroidi successivement par une turbine hydraulique ou une vanne Joule-Thomson, suivi par deux ballons l'un pour la récupération de l'Hélium et l'autre pour la récupération de l'Azote. Le produit final est envoyé par des pompes de transfert de GNL vers les bacs de stockage à une température de -162 °C et à la pression atmosphérique.

Les produits du fond de la colonne de déméthanisation sont séparés dans des colonnes de distillation de la section de fractionnement.

Les produits Propane et Butane sont envoyés vers leurs bacs de stockage pour les commercialiser via la jetée du Complexe de séparation de GPL, GPIZ.

La Gazoline produite au niveau de la colonne de débutanisation est expédiée vers la sphère de stockage en vue de la commercialiser via le Complexe de GNL, GL2Z.

1.4. Emplacement de l'Usine

Le Site de l'Usine se trouve sur la Côte Méditerranéenne à Bethioua, à l'Est d'Arzew, dans la zone du port industriel d'Arzew El Djedid ; son étendue est de 54,6 ha.

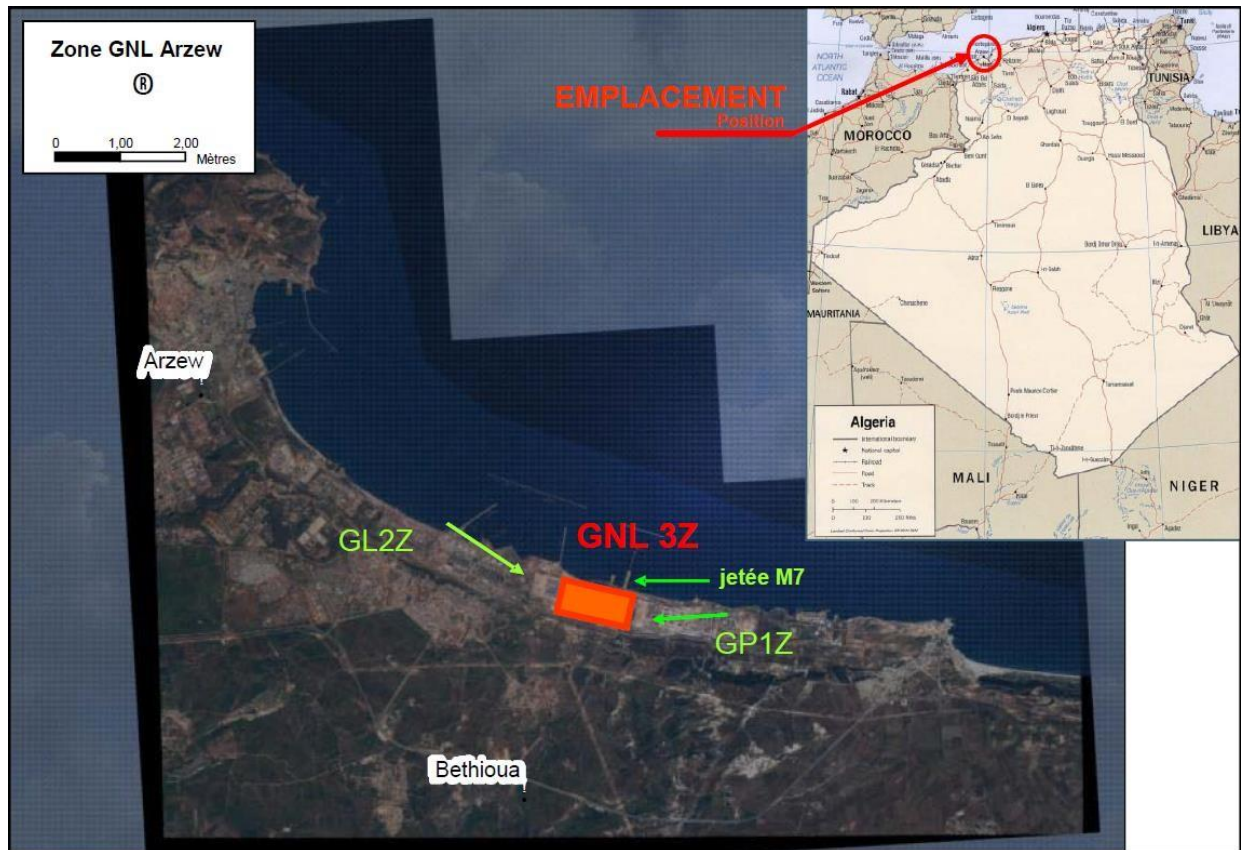


Figure 1-3 : Emplacement de l'Usine GL3Z.

L'usine de GPL 'GP1Z' se trouve à la limite Est du site, tandis que l'usine de dessalement (KHARAMA) et l'usine GL2Z existante se trouvent à la limite Ouest. 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. Le site est accessible par une route de terre existante ; des Installations Marines existantes sont disponibles pour l'Usine GL3Z.

1.5. Disposition de l'Usine

Les Installations de l'Usine GL3Z comprennent le Train de Procédé, toutes les 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 existant, tous les bâtiments et les infrastructures nécessaires.

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 GL3Z.

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 et 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



Figure 1-4 : Maquette 3D de la Vue d'Ensemble de l'Usine.

- Le corps organisationnel :

Sur le plan organisationnel du Complexe GL3Z, on distingue cinq corps principaux afin d’assurer la continuité de production du GNL en toute sécurité en respectant la qualité contractuelle :

- Corps de l’administration et logistique ;
- Corps de la sécurité ;
- Corps de l’exploitation ;
- Corps d’étude et techniques ;
- Corps de la maintenance.

La collaboration et la communication entre ces corps s’effectue en respectant les différentes voies hiérarchies que présente la *Figure 1-5*.

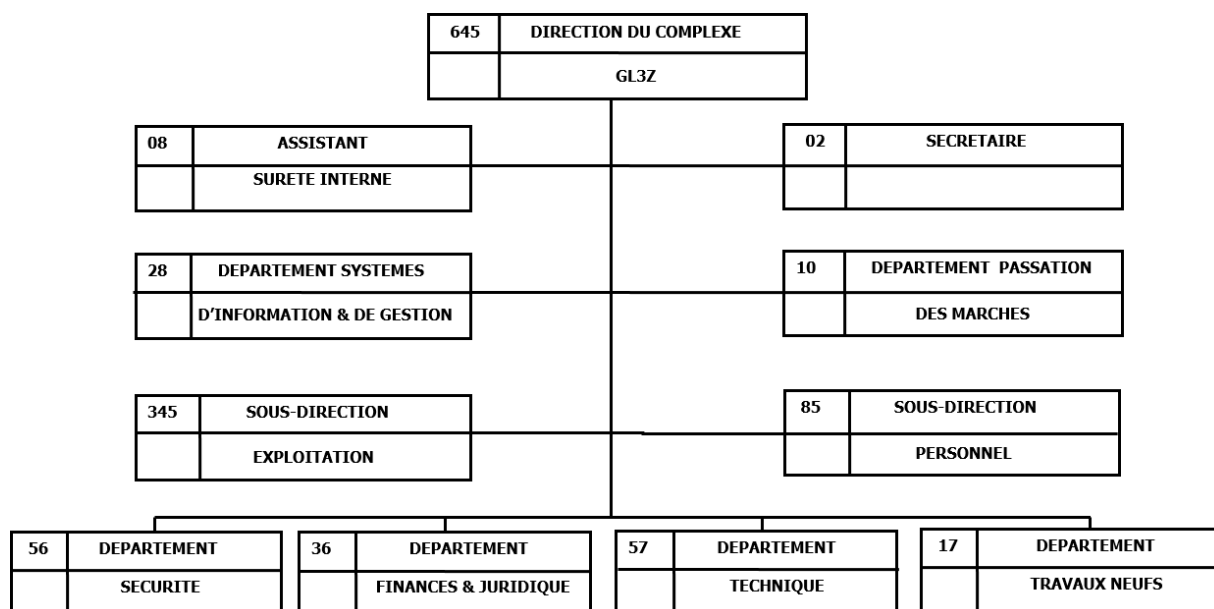


Figure 1-5 : Organigramme principal du Complexe GL3Z.

1.6. Principes de Conception et de Fonctionnement

Les unités de procédé principal de l'Usine GL3Z sont représentées dans le schéma fonctionnel global. L'illustration ci-dessous présente les courants principaux et les connexions clés entre les différentes unités de l'usine.

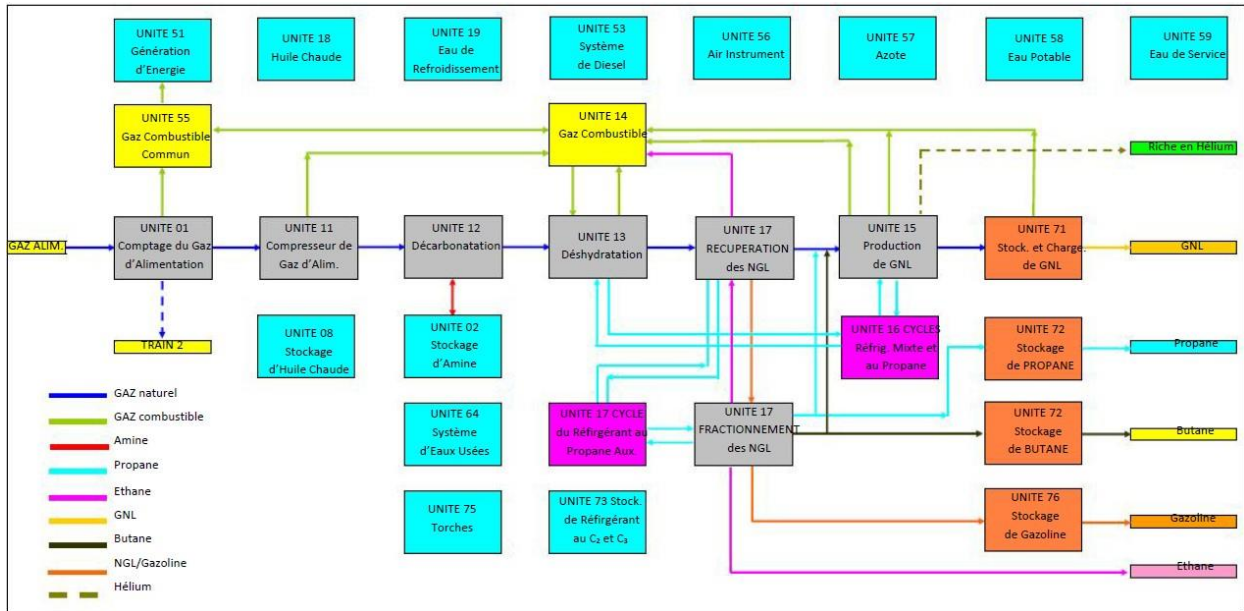


Figure 1-6 : Schéma fonctionnel global.

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 et 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 le système de génération d'énergie, le stockage et le chargement sur les cargos du GNL et du GPL, l'huile chaude, l'eau de refroidissement, l'air service/instrument, l'azote, le gaz combustible, les torches, le traitement des eaux usées, l'eau de service/potable, le diesel, le stockage du réfrigérant et de la gazoline.

A. Le Train de Procédé comprend les unités suivantes :

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

B. La 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.

C. Les Off-site, la Torche et la 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.

D. La Zone Anti-incendie comprend les unités suivantes :

- UNITE 63 Système d'Eau Anti-incendie ;
- UNITE 77 Lutte Anti-incendie par l'eau de mer.

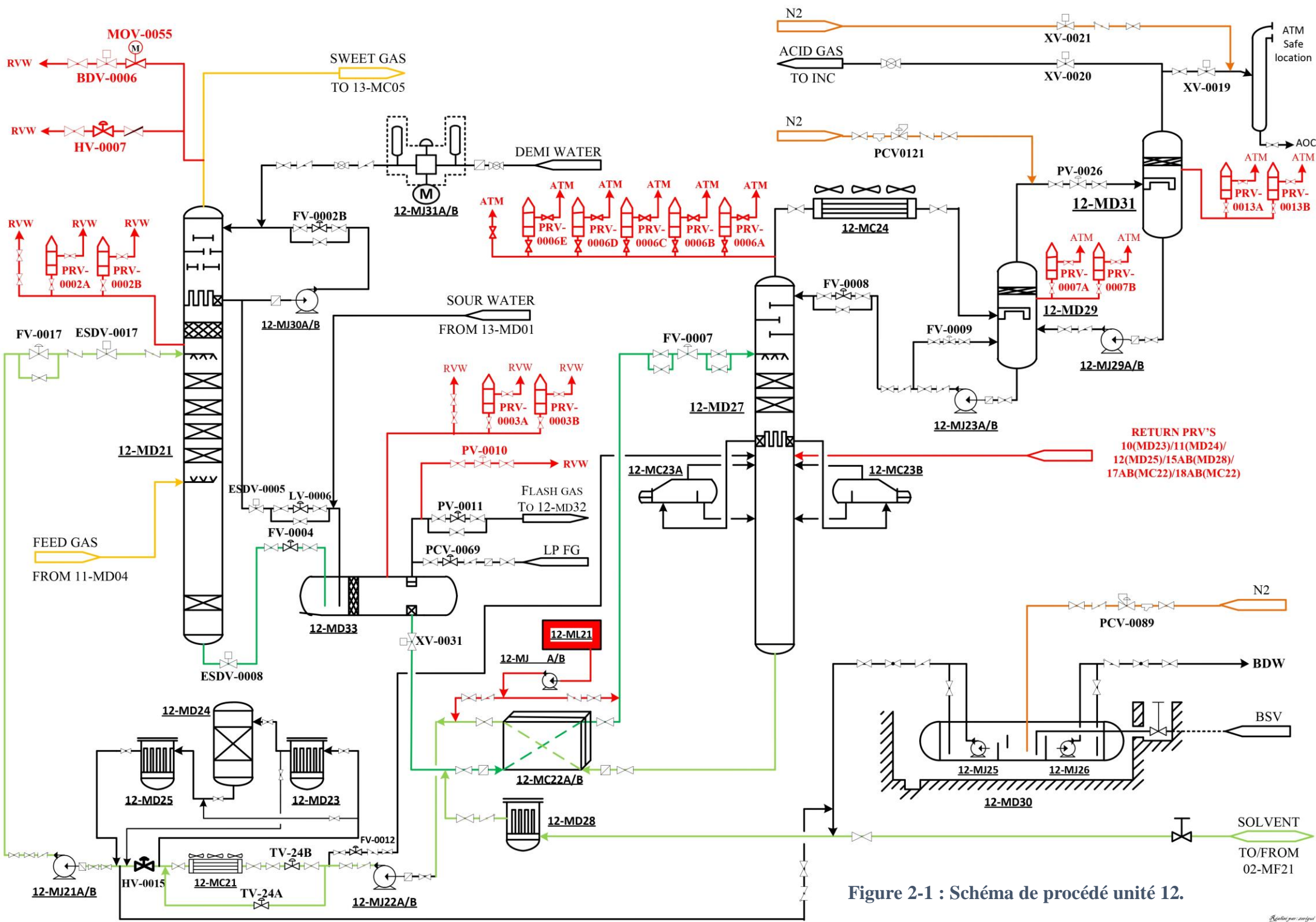


Figure 2-1 : Schéma de procédé unité 12.

2.1. Description du procédé

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

- Absorption du CO₂ au moyen de l'aMDEA ;
- Régénération de l'aMDEA riche.

Les paragraphes qui suivent fournissent une description de ces différentes sections, offrant ainsi une vue d'ensemble plus claire de l'Unité.

2.1.1. Section d'absorption CO₂

Le gaz provenant du filtre de gaz traité de l'Unité 11 est dirigé vers l'Absorbeur de Gaz CO₂ (Unité 12). Le gaz entre généralement dans l'Unité 12 à une pression de 65,6 barg, mesurée par un transmetteur, et à une température de 35 °C mesurée par un élément de température. En cas d'arrêt du Compresseur de Gaz d'Alimentation (Unité 11), le gaz naturel by-passera le compresseur et entrera dans l'Absorbeur de Gaz CO₂ à une pression d'environ 36 barg. Etant donné que le détenteur de licence BASF requiert que la température du gaz d'alimentation soit supérieure à 15 °C, un Préchauffeur de Gaz d'Alimentation (Unité 11) permet de réchauffer le gaz à cette température dans le cas où elle est inférieure.

L'Absorbeur de Gaz CO₂ (Unité 12) a pour fonction d'éliminer la majeure partie du CO₂ du gaz d'alimentation. Cette opération est effectuée en mettant le gaz en contact avec une solution aqueuse d'aMDEA.

La colonne est divisée en deux parties :

- 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.

Le gaz entre dans la colonne par le fond, tandis que la solution d'aMDEA entre par le sommet de la section de garnissage. Les lits de garnissage maximisent l'efficacité du contact entre le gaz et l'aMDEA. Le solvant aMDEA réagit avec le CO₂ contenu dans le gaz. L'aMDEA, 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 pour réagir rapidement avec le CO₂, formant un carbamate. L'aMDEA réagit ensuite avec le carbamate, ce qui permet le transfert du CO₂.

La réaction d'absorption est exothermique, la température le long de la colonne doit donc être surveillée par des thermocouples installés en amont et en aval de chaque lit de garnissage. La solution d'aMDEA riche est récupérée dans le fond de l'absorbeur, puis envoyée vers la section de régénération (Unité 12). Le gaz décarbonaté circule 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 d'aMDEA par le gaz. Le gaz décarbonaté est saturé d'eau et acheminé à 61 °C et à 65,2 barg depuis le sommet de l'Absorbeur de Gaz CO₂ (Unité 12) vers l'Unité de Déshydratation du Gaz (Unité 13), où il est soumis à un traitement supplémentaire. La ligne de gaz de tête est équipée d'un analyseur de teneur en CO₂ et d'une prise d'échantillon, tous deux situés à distance minimale de l'Absorbeur.

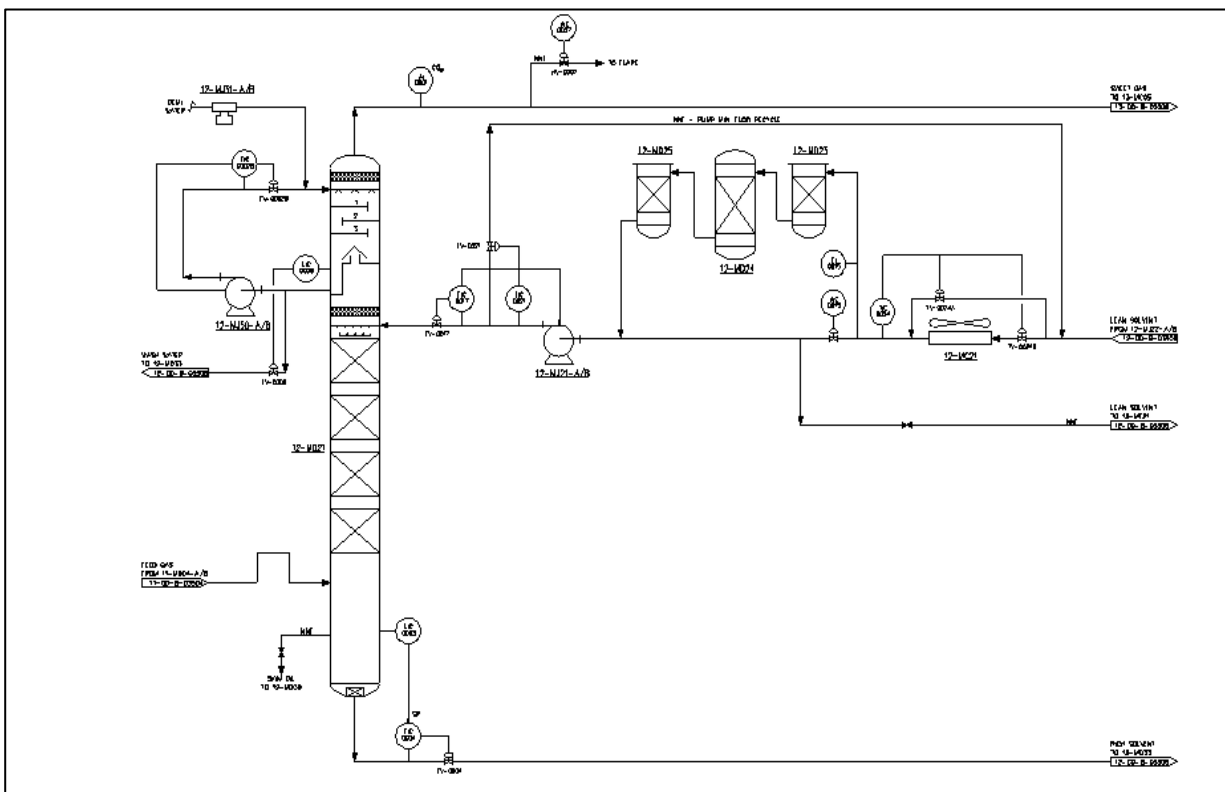


Figure 2-2 : Section absorption du CO₂.

2.1.2. Circuit Régénération d'Amine

L'Absorbeur de Gaz CO₂ (12-MD21) est conçu pour traiter un débit allant de 60% à 110% du cas de calcul de façon à réduire la teneur en CO₂ du gaz décarbonaté à moins de 50 ppm en vol. La colonne est divisée en deux parties :

- La première est la section à garnissage constituée de 4 lits de garnissage en vrac de 6 000 mm de hauteur chacun (Garnissage en vrac en Métal de 2") où la solution d'amDEA absorbe le CO₂ du gaz naturel ;
- La deuxième consiste en une section à plateaux de lavage (3 plateaux de type vanne) où le gaz décarbonaté est lavé des résidus de solvant.

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

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

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

Les rebouilleurs, au nombre de deux, traitent chacun 50 % de la capacité totale. Ils sont de type « kettle » (12-MC23-A/B) et sont disposés symétriquement. Leur fonction est de fournir la chaleur sensible, la chaleur latente et la chaleur de réaction nécessaires à la régénération du solvant d'amine. La chaleur est fournie par l'huile chaude provenant de l'Unité 18 à 160 °C et circulant côté tube dans les rebouilleurs.

L'amDEA riche qui sort de la colonne de décarbonatation est acheminée au ballon de flash d'amine riche, l'amDEA sortante ainsi du ballon de flash entre dans des échangeurs **Amine pauvre / Amine riche** avant de passer à travers la vanne de contrôle de niveau du ballon de flash d'amine riche.

L'amine riche entre alors dans le régénérateur de l'amDEA à 118 °C, l'amine riche est détendue par la vanne de régulation à une pression aval de 0.6 bar et entre dans le régénérateur.

Le courant de gaz de tête de la colonne, composé en majeure partie de CO₂ et d'eau, quitte le régénérateur à 94 °C et 0,6 barg, Il traverse le Condenseur du Régénérateur. Il s'agit d'un aéroréfrigérant qui abaisse la température de l'off-gaz à 50 °C en condensant la majeure partie de l'eau contenue dans les gaz de tête. Le débit biphasé entre dans le Ballon de Reflux du Régénérateur

d'Amine où les condensats et le gaz sont séparés.

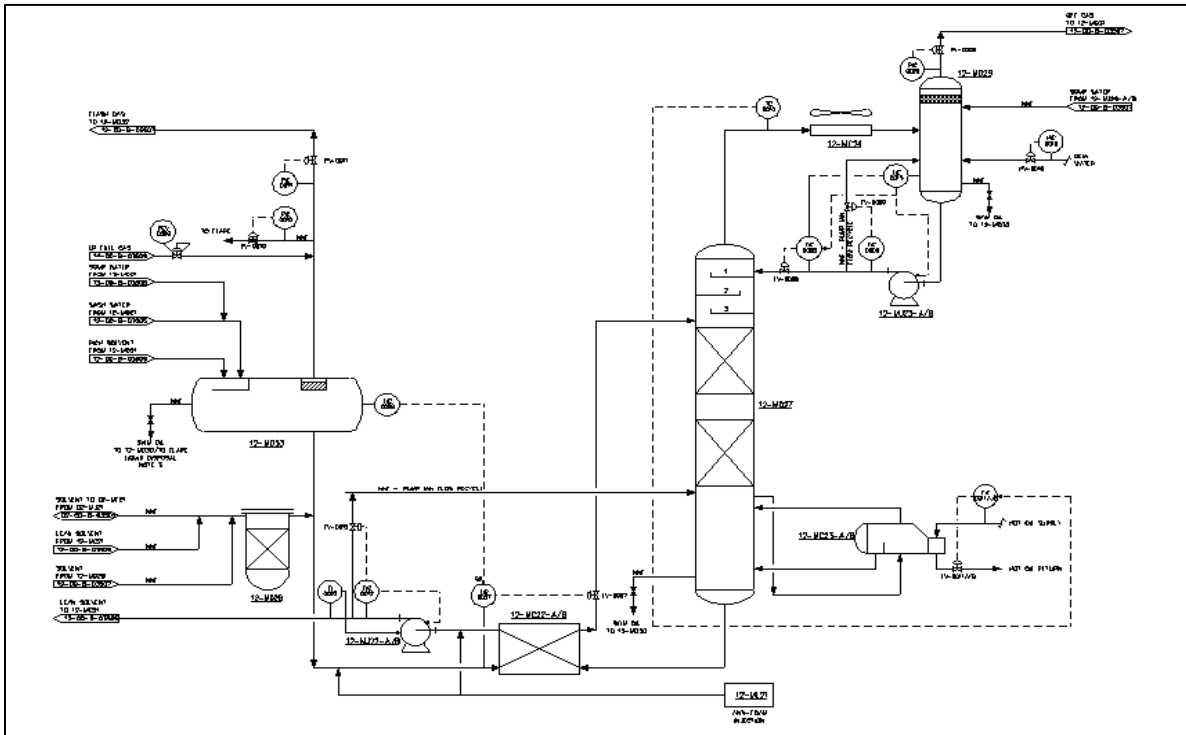


Figure 2-3 : Section régénération de l'amDEA riche.

2.1.2.1. Circuit Amine Riche

Après avoir capté le CO_2 dans l'absorbeur de gaz CO_2 (12-MD21), l'amine riche est détendue à travers la vanne 12-FV-0004 et entre dans le ballon de détente du solvant riche (12-MD33) à une pression de **5,5 barg** régulée par le contrôleur 12-PIC-0011. Le gaz flash séparé est ensuite dirigé vers le ballon de gaz combustible (12-MD32), tandis que l'amine riche en CO_2 est envoyée vers l'échangeur d'amine pauvre/riche (12-MC22-A/B) où elle est préchauffée de **37°C à 98°C** grâce à la chaleur récupérée de l'amine pauvre chaude sortant du régénérateur. Une fois préchauffée, l'amine riche est détendue à travers la vanne 12-FV-0007 avant d'entrer dans le régénérateur d'amine (12-MD27), où elle subit la désorption du CO_2 sous une pression d'environ **0,6 barg** et une température atteignant **118°C** au fond de la colonne. Le CO_2 libéré est ensuite dirigé vers le ballon de reflux du régénérateur (12-MD29), où il est refroidi de **94°C à 50°C** avant d'être évacué vers l'incinérateur de gaz acide (12-ML22). Ces paramètres garantissent une séparation efficace du CO_2 et un fonctionnement optimal du processus de régénération de l'amine.

2.1.2.2. Circuit Amine Pauvre

L'amine pauvre, après régénération dans le régénérateur, est extraite sous contrôle du régulateur de niveau du fond de la colonne. Afin d'éliminer les hydrocarbures accumulés, une ligne de connexion manuelle permet de refouler l'huile écumée, surveillée visuellement par la jauge.

L'amine pauvre est ensuite refroidie de 118 °C à 47 °C dans l'échangeur d'amine pauvre/riche (12-MC22-A/B), et une injection d'agent anti-mousse est prévue en aval.

Les pompes booster du solvant pauvre refoulent l'amine à une pression de 6,7 barg. Le débit minimum est régulé par le contrôleur, avec un recyclage vers le régénérateur.

L'amine pauvre est ensuite refroidie à 45 °C dans l'aéroréfrigérant 12-MC21, avec une ligne de by-pass et une régulation de température par contrôleur.

Une partie de l'amine (18 %) est filtrée par le préfiltre, le filtre à charbon actif et le post-filtre, avec surveillance des pertes de charge par les transmetteurs.

Après filtration, l'amine est rejointe par le courant principal et pompée à 73 barg par les pompes du solvant pauvre. Le débit minimum est régulé par 12-FIC-0021, avec un recyclage vers le régénérateur, et le débit vers l'absorbeur est régulé par (445 m³/h).

Chapitre 2

Le dioxyde de carbone et l'effet de serre

1. Dioxyde de carbone

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

1.1. Propriétés Physiques du CO₂ et son utilisation

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

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

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

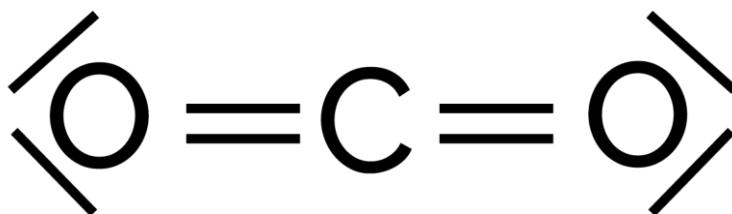


Figure 1-1 : Représentation du dioxyde de carbone [9]

1.1.1. Propriétés Physiques du CO₂

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

Tableau 1 : Propriétés générales, physiques et thermochimiques du CO₂ [11]

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

1.1.2. Utilisation du CO₂

Le CO₂ est utilisé sous plusieurs formes :

a) **Forme gazeuse** : le CO₂ est utilisé pour :

- Carbonater des boissons (soda ou eau) ;
- Créer une couche isolante dans l'industrie alimentaire ou pour la soudure ;
- Stimuler la croissance des plantes ;
- Dans le domaine sanitaire, le CO₂ produit une atmosphère proche des conditions physiologiques lors de la manipulation d'organes artificiels.
- Il est utilisé en mélange avec l'air ou l'oxygène pour doper la respiration.
- Il est aussi utilisé pour la dilatation chirurgicale pour insufflations intra abdominale.

b) **Forme liquide** : le CO₂ est utilisé comme :

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

a) **Forme solide** :

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

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

2. L'effet de serre :

2.1 Gaz à effet de serre

Les gaz à effet de serre (GES) sont définis comme des constituants gazeux de l'atmosphère terrestre qui présentent des propriétés physiques spécifiques leur permettant de contribuer à l'effet de serre à la surface de la planète. Les principaux GES d'origine naturelle comprennent la vapeur d'eau (H₂O), le dioxyde de carbone (CO₂), le méthane (CH₄), l'oxyde nitreux (N₂O) et l'ozone (O₃).

Les activités anthropiques ont également introduit des GES industriels dans l'atmosphère, notamment les halocarbures lourds tels que les chlorofluorocarbones (CFC), l'hydrochlorofluorocarbone-22 (HCFC-22, communément appelé Fréon), le perfluorométhane (CF₄) et l'hexafluorure de soufre (SF₆).

Ces gaz possèdent des capacités de forçage radiatif qui influencent le bilan énergétique de la Terre.

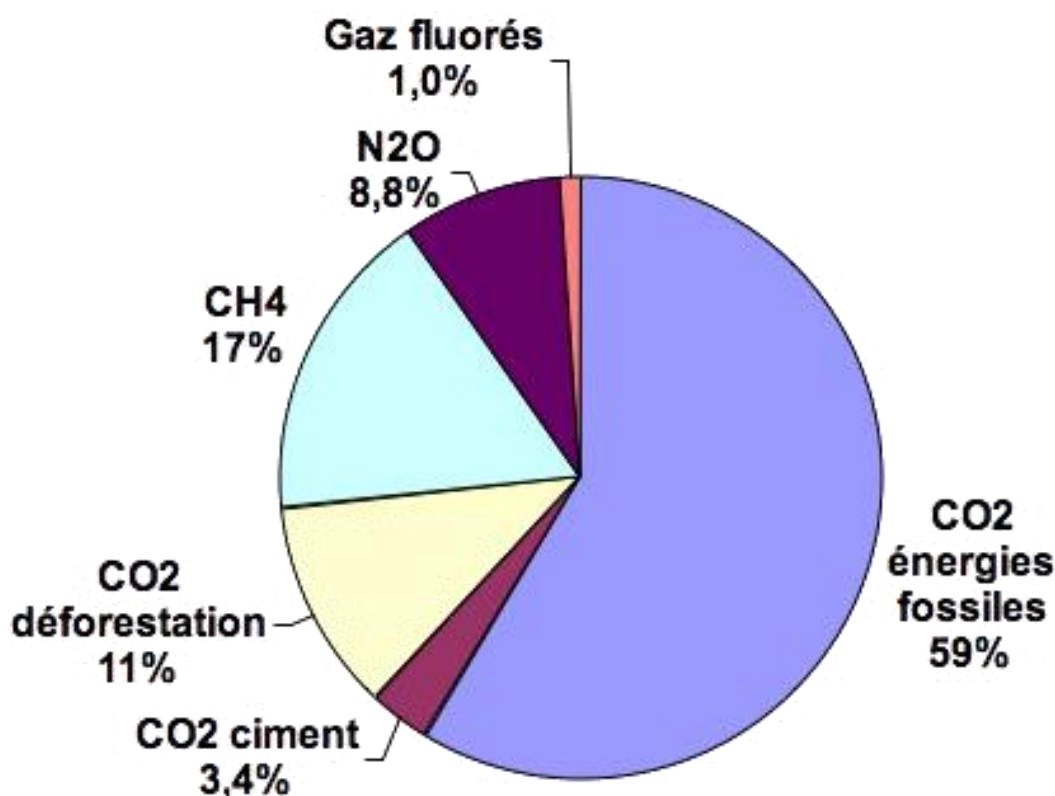


Figure 2-1 : Représentation des principaux gaz à effet de serre [16]

2.2 Histoire de la notion d'effet de serre

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

En 1824, Joseph Fourier publie des remarques générales sur les températures du globe terrestre et des espaces planétaires dans lesquelles il affirme l'analyse des expériences de Horace-Bénédict de Saussure en concluant « la température de sol est augmentée par l'interposition de l'atmosphère, parce que la chaleur solaire trouve moins d'obstacle pour pénétrer l'air, étant de lumière, qu'elle n'en trouve pour repasser dans l'air lorsqu'elle est convertie en chaleur obscure ».

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

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

Le géologue américain Thomas Chamberlin arrivera indépendamment aux mêmes conclusions.

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

2.3 Définition de l'effet de serre

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

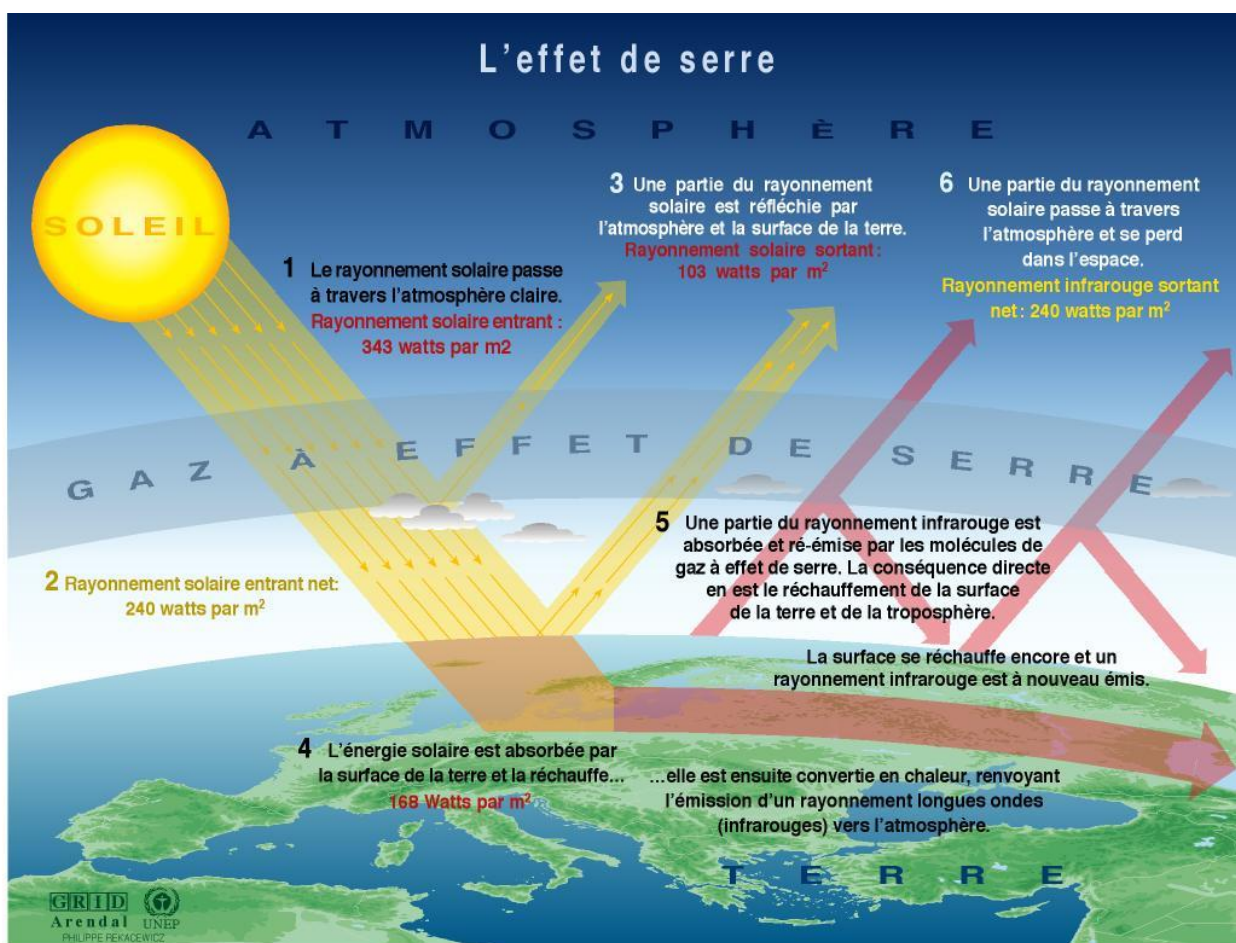
Cet effet a été nommé ainsi par analogie avec la pratique en culture et jardinerie de construire des serres, espaces clos dont une ou plusieurs faces sont transparentes, laissant passer le rayonnement du soleil et le retenant prisonnier à l'intérieur. C'est le piégeage des infrarouges qui entraîne une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

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

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

Le troisième tiers résulte de l'interaction d'un certain nombre de gaz dits

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



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

Figure 2-2 : Atmosphère et l'effet de serre [16]

2.4 Mécanisme de l'effet de serre

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

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

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

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

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

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

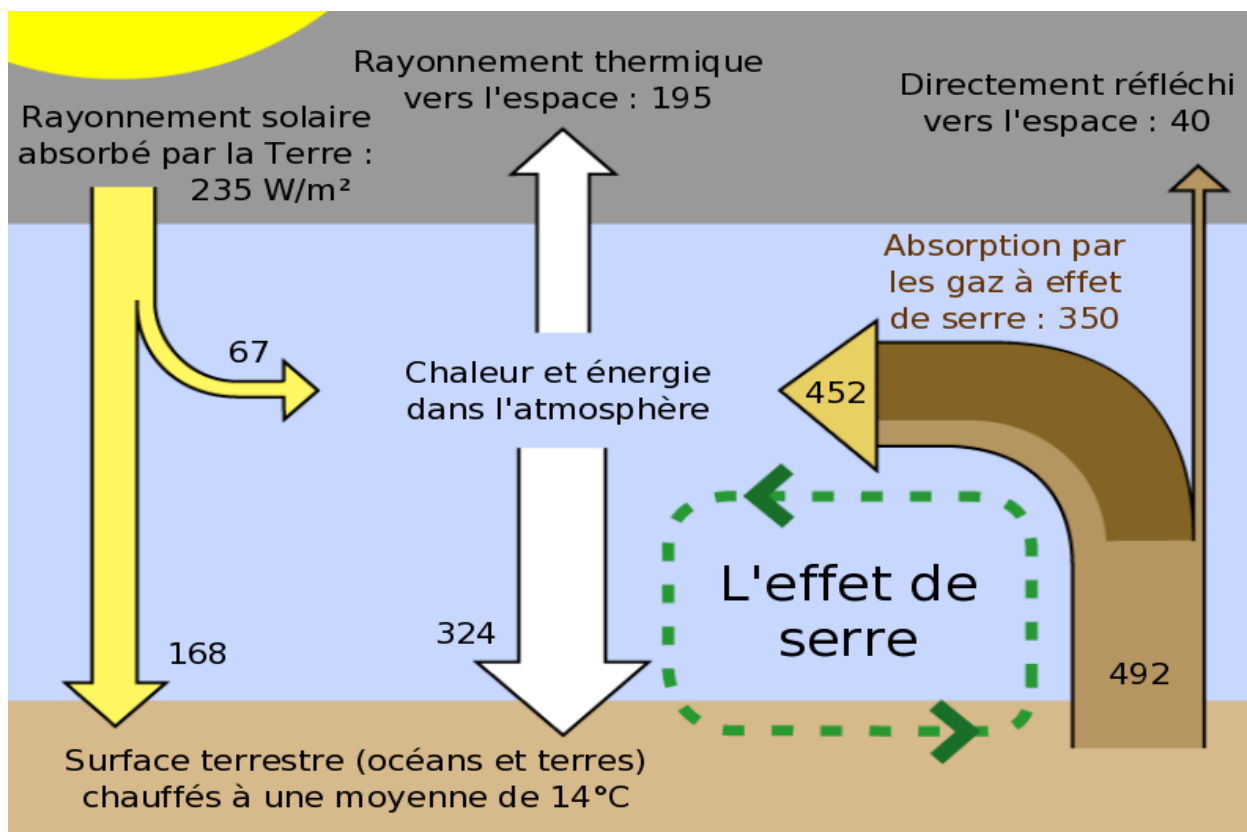


Figure 2-2 : Mécanisme de l'effet de serre. [16]

2.4. Conséquences de l'effet de serre

2.4.1. Conséquences pour l'environnement :

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

Un réchauffement global provoquerait d'abord une augmentation mécanique du volume d'eau de mer par dilatation et par la fonte des calottes polaires, qui engloutirait les terres basses, mettant en péril de nombreuses espèces dont peut être par acidification des océans, le phytoplancton qui produit 80 % du dioxygène que nous respirons et qui absorbe l'essentiel du dioxyde de carbone dissous dans l'eau de mer, le CO_2 est 60 fois plus présent dans la mer que dans l'air (1.8 % au lieu de 0.03 %) pour un volume grossièrement estimé à 1370 millions de Km^3 .

2.4.2. Conséquences pour les humains :

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

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

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

2.5. Emission des gaz à effet de serre

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

- Utilisation de combustibles fossiles, ce qui augmente les concentrations en dioxyde de carbone.
- Elevage de bovins et d'ovins, ce qui augmente la production du méthane.
- Utilisation des CFC dans les systèmes de réfrigération et climatisation.
- Le dioxyde de carbone est le sujet du protocole de Kyoto.
- Le protoxyde d'azote et le méthane sont également pris en compte dans les accords internationaux, mais pas l'ozone.

- L'ozone stratosphérique a un rôle complexe, elle filtre les ultraviolets. La diminution d'ozone jouerait un rôle mineur par rapport à son importance en tant que filtre.

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

2.6. Impact économique de l'effet de serre

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

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

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

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

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

Chapitre 3

Etude d'une unité de liquéfaction de dioxyde de carbone au sein du complexe GL3/z

1. Problématique

La problématique centrale de cette étude réside dans la nécessité de développer des stratégies efficaces pour la réduction des émissions de gaz à effet de serre (GES) issues des procédés industriels, tout en assurant leur rentabilité et leur conformité aux normes environnementales croissantes. Dans ce contexte, 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 V11.

Le procédé en développement a pour objectif de capturer le dioxyde de carbone (CO₂) 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 CO₂ est refroidi par un échangeur avant d'être introduit dans un premier séparateur afin de séparer l'eau et ainsi augmenter la pureté du CO₂. Ensuite, le CO₂ purifié est dirigé vers un compresseur où sa pression est accrue, puis passe par un refroidisseur pour abaisser sa température. Après ce refroidissement, il entre dans un deuxième séparateur pour une purification ou séparation supplémentaire. Cette séquence de compression et refroidissement est répétée une dernière fois afin d'atteindre les valeurs de pression et de température requises.

Enfin, le CO₂ 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 CO₂ est stocké dans des sphères de stockage dédiées.

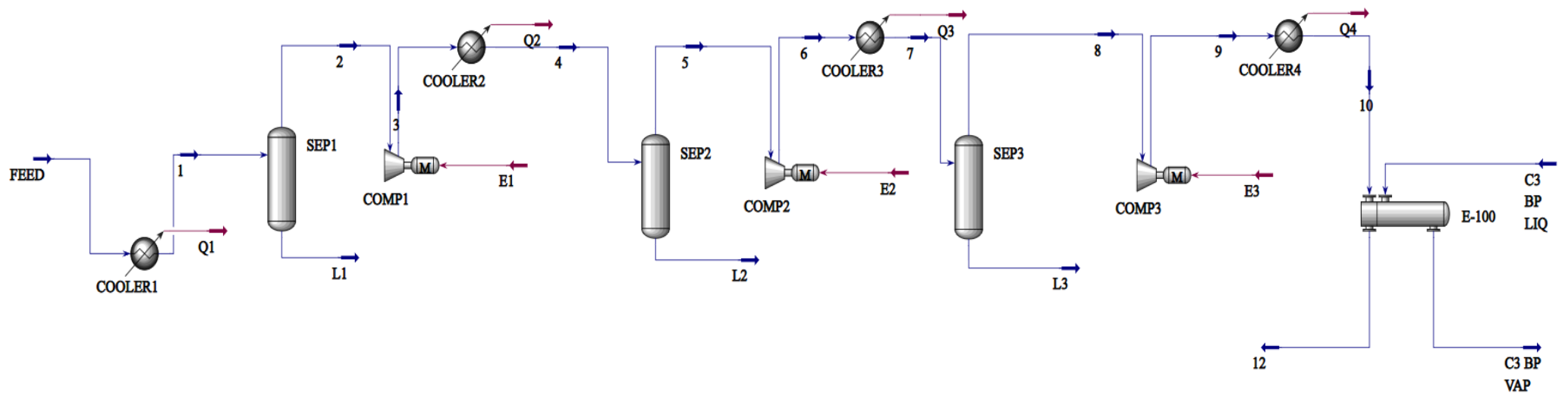


Figure 1-1 : Procédé de récupération proposé

2. Choix des équipements

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

2.1. Tuyauterie

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

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 ».

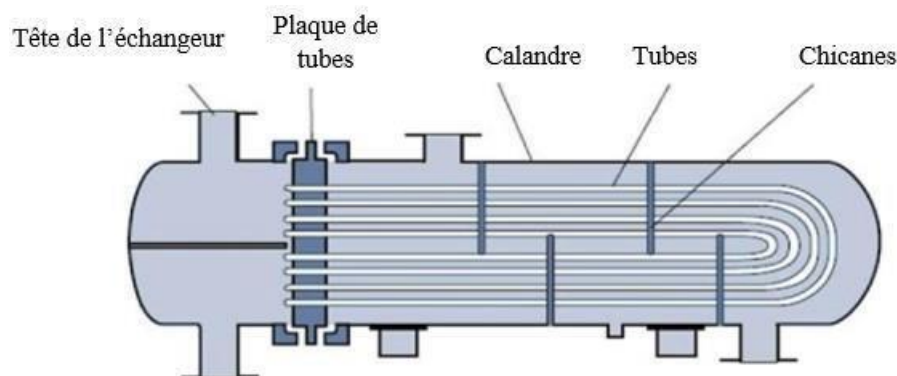


Figure 2-1 : Schéma d'un échangeur de chaleur tube calandre. [7]

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

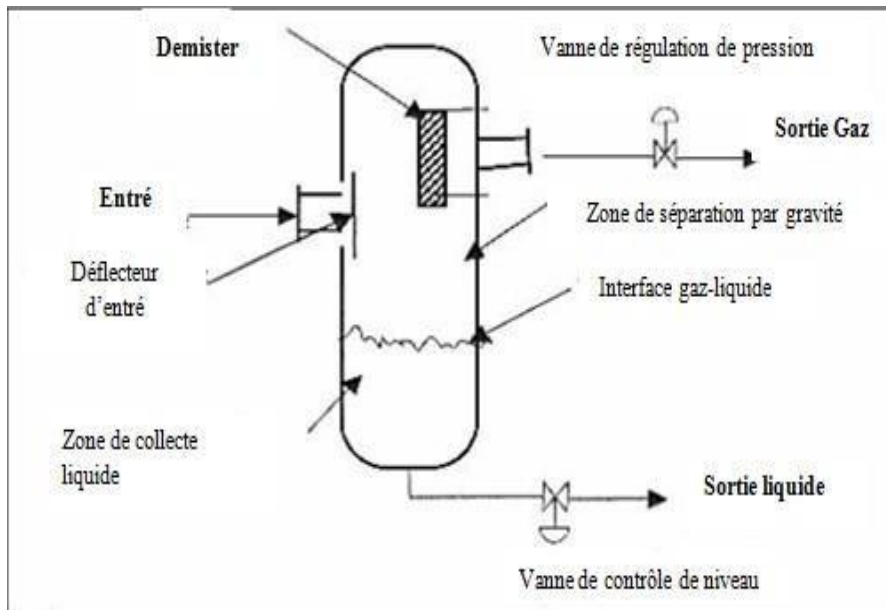


Figure 2-2 : Ballon séparateur vertical avec Demister vertical. [6]

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.

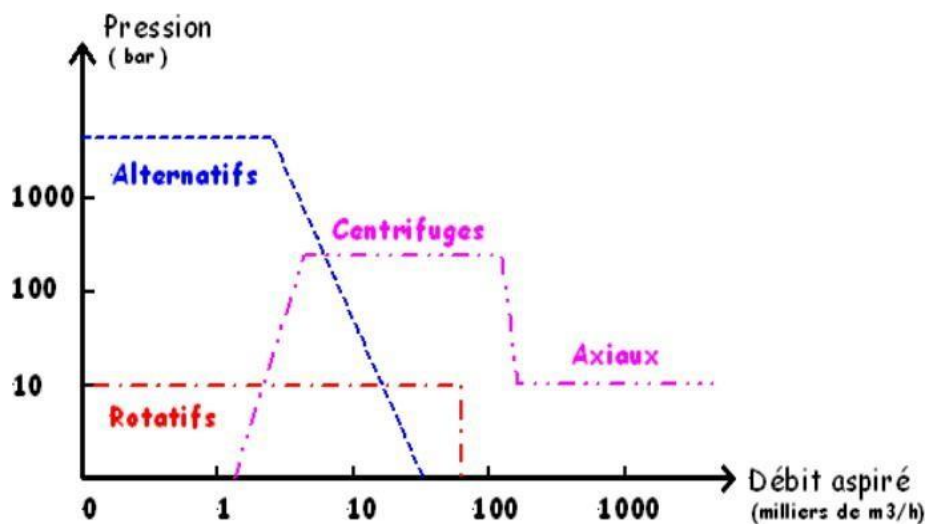


Figure 2-3 : Plages de fonctionnement des diverses catégories de compresseurs [1]

3. Dimensionnement des équipements

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 **UT**

$$UT = \sqrt{\frac{4 g Dp (\rho L - \rho V)}{3 CD \rho V}} \quad (3-1)$$

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

Typiquement, la vitesse admissible, **UV** est comprise entre **0,75 UT** et **UT**.

L'équation (3-1) peut être réarrangée sous la forme de l'équation de Sauders-Brown.

$$UT = K \sqrt{\frac{(\rho L - \rho V)}{\rho V}} \quad (3-1-1) \quad \text{Ou} \quad K = \sqrt{\frac{4 g Dp}{3 CD}} \quad (3-1-2)$$

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

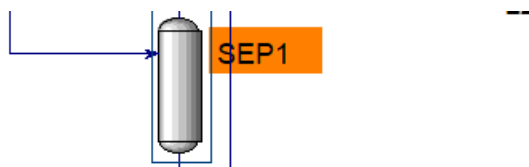
Les valeurs de **K** données par GPSA (Gaz Processing Suppliers Association) sont portées dans le tableau suivant :

Tableau 2 : Valeurs de *K* utilisées pour les séparateurs [12].

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

Etude de notre cas :

3.1.1 Dimensionnement du 1er ballon



SEP1		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	30,00	C
Vessel Pressure	115,0	kPa
Liquid Molar Flow	26,88	kgmole/h
Duty	0,0000	kJ/h

Figure 3-1 : Schéma du 1er ballon réalisé par HYSYS

Tableau 3 : Données opérationnelles du premier ballon

Pression (bar) - (Psia)	1,15	16,68
Masse volumique du liquide (Kg/m ³) - (lb/ft ³)	1004	62,66
Masse volumique du vapeur (Kg/m ³) - (lb/ft ³)	1,975	0,1233
Débit massique du vapeur (Kg/h) - (lb/h)	2,152*10 ⁴	4,755*10 ⁴
Débit massique du liquide (Kg/h) - (lb/h)	484,6	1068
Température d'entrée (°C) - (°F)	30	86

Application numérique :

$$K = 0,43 - 0,023 \ln P = 0,36 \tag{3-2}$$

$$U_T = 8,108 \text{ (ft/s)}$$

$$U_V = 0,75 U_T = 6,081 \text{ (ft/s)}$$

- Calcul du débit volumique de la vapeur Q_V :

$$3 \quad (3-3)$$

W_V : Débit massique de la phase vapeur = $4,755 * 10^4$ (lb/h)

ρ_V : Masse volumique de la phase vapeur = $0,1233$ (lb/ft³)

$$Q_V = 107,123 \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

- Calcul du débit volumique du liquide Q_L :

$$3Q_L = \frac{W_L}{60\rho_L} \quad (3-4)$$

W_L : Débit massique de la phase liquide = 1068 (lb/h)

ρ_L : Masse volumique de la phase liquide = $62,66$ (lb/ft³)

$$Q_L = 4,734 * 10^{-3} \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

$$= 0,284 \text{ (ft}^3\text{/min)}$$

- Calcul du diamètre du séparateur D_{VD} :

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4Q_V}{\pi U_V}} \quad (3-5)$$

$$Q_V = 107,123 \text{ (ft}^3\text{/s)}$$

$$U_V = 6,081 \text{ (ft/s)}$$

$$D_{VD} = 4,735 \text{ (ft)}$$

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

$$D = D_{VD} + 0,5 = 5,23(\text{ft}) = 1,6(\text{m})$$

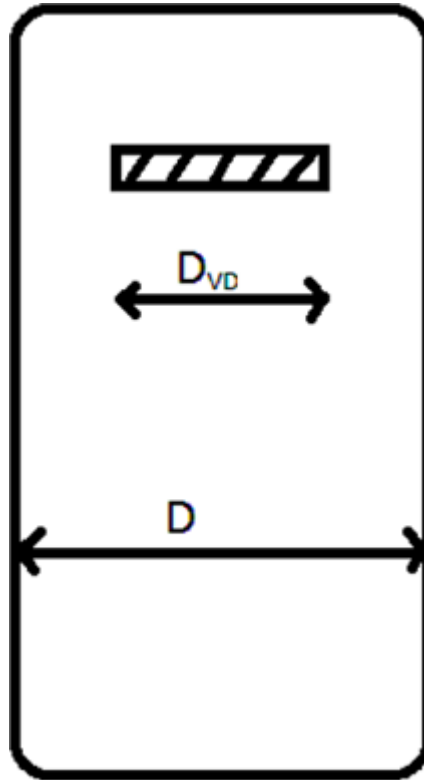


Figure 3-2 : Schéma illustrant la disposition des diamètres D et D_{VD} [15].

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

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} \quad 3-6)$$

H_{LLL} : high liquid level (niveau de liquide élevé).

N_{LL} : normal liquid level (niveau de liquide normal)

L_{LL} : low liquid level (niveau de liquide faible).

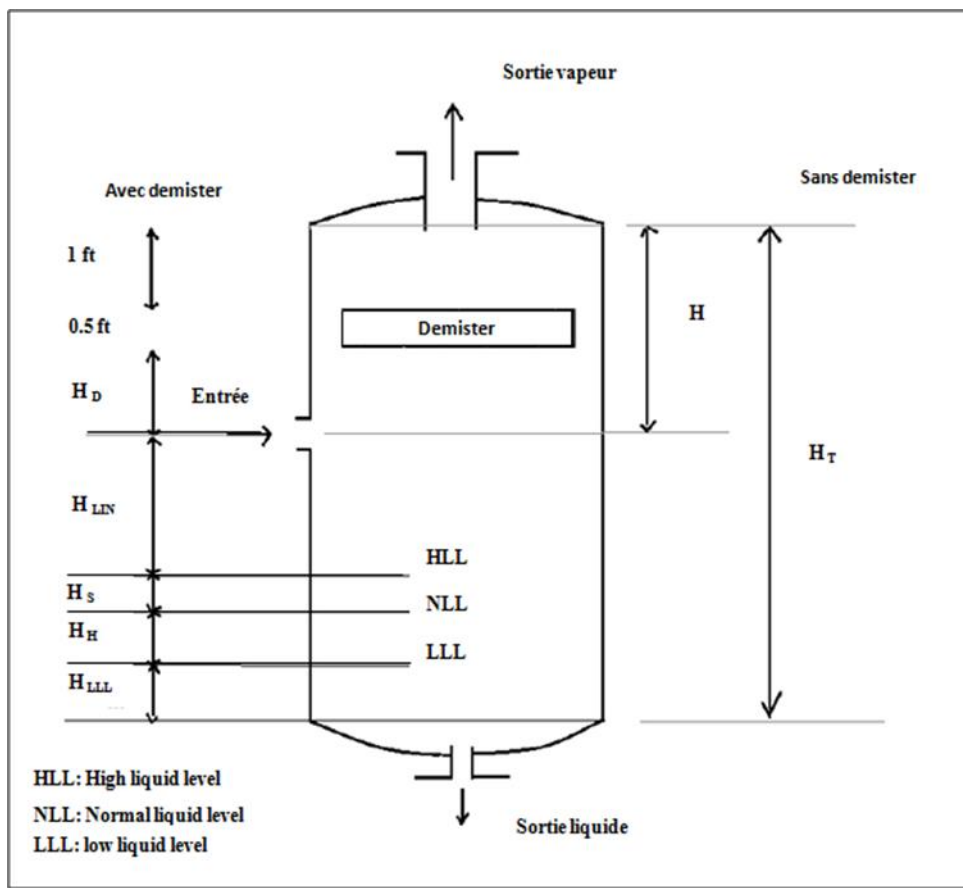


Figure 3-3 : Schéma illustrant les différentes hauteurs du ballon de séparation vertical. [15]

- 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 $T_H/2$

Tableau 4 : Recommandations pour la sélection du Hold up time et du Surge time en fonction [4]

Sélection du ballon	Hold up time (min)	Surge time (min)
	NLL-LLL	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 approprié pour le produit de tête voir B)		
D). Fond de colonne		
1-alimentation d'une autre colonne	5	2
2-alimentation d'une autre colonne		
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 :

$$V_H = T_H \times Q_L \text{ (ft}^3\text{)} \quad 3-7)$$

Où:

$$Q_L = 0,284 \text{ (ft}^3 \text{ /min)}$$

$$T_H = 3 \text{ (min)}$$

$$V_H = 0,852 \text{ (ft}^3\text{)}$$

- Calcul de volume du Surge V_S :

$$V_S = T_S \times Q_L \text{ (ft}^3\text{)} \quad 3-8)$$

Où:

$$T_S = T_H/2 = 1,5 \text{ (min)}$$

$$Q_L = 0,284 \text{ (ft}^3 \text{ /min)}$$

$$V_S = 0,426 \text{ (ft}^3\text{)}$$

- Calcul de la hauteur minimale du liquide H_{LLL} :

Les hauteurs H_{LLL} sont déterminées à partir du tableau ci-dessous.

Tableau 5 : de calcul des hauteurs de niveau de liquide (H_{LLL}). [4]

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 d'environ 6 ft, ce qui correspond à

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

- Calcul de la hauteur H_H du hold up :

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \frac{D^2}{4}} \quad 3-9)$$

$$V_H = 0,852 \text{ (ft}^3 \text{)}$$

$$D = 5,23 \text{ (ft)}$$

$$H_H = 0,039 \text{ (ft)}$$

- Calcul de la hauteur H_S du surge :

$$H_S = \frac{V_S}{\pi \frac{D^2}{4}} \quad 3-10)$$

Où :

$$V_S = 0,426 \text{ (ft}^3 \text{)}$$

$$D = 5,23 \text{ (ft)}$$

$$H_S = 0,0198 \text{ (ft)}$$

Calcul de la hauteur H_{LIN} :

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

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

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 6 : Tableau de calcul du diamètre d_N de la tubulure d'entrée [4]

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

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

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

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

$$Q_m = 107,127734 \text{ (ft}^3/\text{s)}$$

$$\lambda = 4,419 * 10^{-5}$$

$$\rho_m = 0,126 \text{ (lb/ft}^3)$$

$$d_N \geq 0,75 \text{ On prendra dans la suite des calculs : } d_N = 2,53 \text{ (ft)} = 30,35 \text{ (inch).}$$

D'où

$$H_{LIN} = 42,35 \text{ (inch)} = 3,529 \text{ (ft)}$$

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

$$H_D \text{ (avec Demister)} = (0,5 D, (24 + 0,5d_N)) \text{ en inch}$$

$$0,5 D = 2,615 \text{ (ft)}$$

$$\text{Donc on } H_D = 2,615 \text{ (ft)}$$

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 :

$$H_{ME} = 0 \text{ (ft) sans Demister}$$

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

- Calcul de la hauteur totale du ballon séparateur H_T :

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

$$H_T = 1,25 + 0,039 + 0,0198 + 3,529 + 2,61 + 1,5$$

$$H_T = 8,94 \text{ (ft)} = 2,72 \text{ (m)}$$

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%.

$$H_{TC1} = H_{T1} \times 115\% \quad (3-11)$$

$$= 3,128 \text{ (m)}$$

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

$$\frac{H_T}{D} = \frac{8,94}{5,23} = 1,7$$

$$\frac{H_T}{D} > 1,5 \text{ vérifié.}$$

Interprétation :

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

3.1.2 Dimensionnement du 2^{ème} et 3^{ème} ballon

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

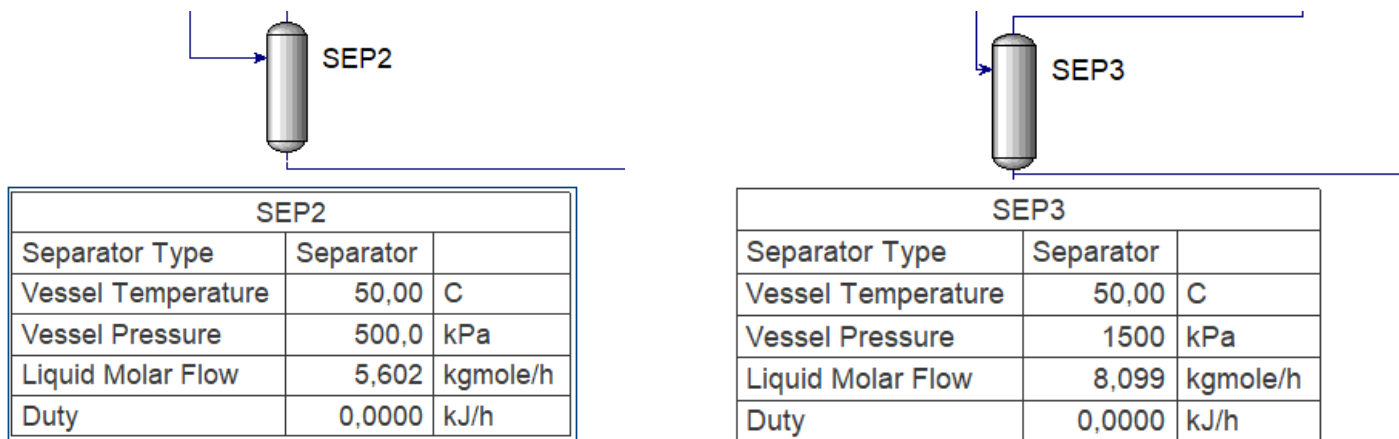


Figure 3-4: Schéma du 2^{ème} et 3^{ème} ballon réalisé par HYSYS.

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

Tableau 7 : Données opérationnelles du 2^{ème} et 3^{ème} ballon

Paramètres	2eme Ballon	3eme Ballon
Pression (Bar)	5	15
Masse volumique du liquide (kg/m ³)	988,9	990,2
Masse volumique du vapeur(kg/m ³)	8,242	26,15
Débit massique du vapeur (kg/h)	21 410	21 270
Débit massique du liquide (kg/h)	101,1	146,8
Température d'entrée (°C)	50	50

Tableau 8 : dimensionnements pour le 2^{ème} et le 3^{ème} ballon de séparation.

Paramètre (ft)	2 ^{ème} Ballon	3 ^{ème} Ballon
D	5,77	6,6
H _{LLL}	1,25	1,25
H _H	0,087	0,08
H _S	0,02	0,05
H _{LIN}	4,1	5
H _D	2,89	3,4
H _{ME}	1,5	1,5
H _T	9,847	11,28
H _{T/D}	1,68	1,70

$$H_{TC1} = H_{T1} \times 115\% \quad (3-12)$$

$$= 3 \times 115\%$$

$$= 3,45(m)$$

$$H_{TC1} = H_{T1} \times 115\% \quad (3-12)$$

$$= 3,44 \times 115\%$$

$$= 4 (m)$$

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.11

Tableau 9 : Comparaison entre le dimensionnement manuel des ballons et celui du Hysys.

Ballon	Paramètres (m)	Calcul théorique	Aspen Hysys
1 ^{er} Ballon	Diamètre	1,6	1,22
	Hauteur	3,12	4,00
2 ^{ème} Ballon	Diamètre	1,75	1,1
	Hauteur	2,53	5,6
3 ^{ème} Ballon	Diamètre	2,00	1,6
	Hauteur	4,00	5,8

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

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.

Le compresseur de notre installation, également appelé moto-soufflante pour les faibles pressions, permet d'augmenter la pression de CO₂ de 1,15 à 5 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.

Analyse détaillée de notre situation :

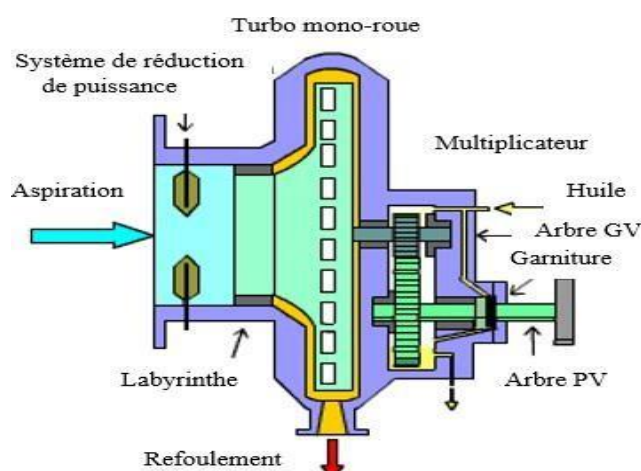


Figure 3-5 : Schéma d'un compresseur mono étagé.

Tableau 10 : Données opérationnelles du 1er compresseur.

Pression d'aspiration (Bar) - (Psia)	1,15	16,68
Pression de refoulement (Bar) - (Psia)	5	72,52
Température d'aspiration (°C) - (°F)	30	86
Débit massique (kg/h) - (lb/h)	21 520	47 430
Masse volumique (kg/m ³) - (lb/ft ³)	1,975	0,1233

3.2.1 Dimensionnement de 1er compresseur

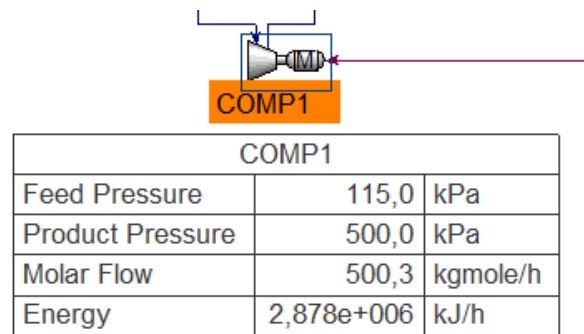


Figure 3-6 : Schéma du 1^{er} compresseur réalisé par HYSYS

- 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.

$$S = 1,43 \log \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad (3-14)$$

D'où:

$$P_1 = 1,15 \text{ (bar)} \text{ et } P_2 = 5 \text{ (bar)}$$

Donc:

$$S = 1,43 \log \left(\frac{5}{1,15} \right)$$

$$= 0,91$$

$$\approx 1 \text{ étage}$$

Donc : S = 1 étage

- Calcul pression et température réduite :

$$P_1 = 1,15 \text{ (bar)}$$

$$T_1 = 30 \text{ (}^\circ\text{C)} = 303,15 \text{ (}^\circ\text{K)}$$

Selon les données de l'encyclopédie des gaz, les valeurs de **T_C** et **P_C** sont les suivantes :

$$T_C = 304,66 \text{ (}^\circ\text{K)} ; P_C = 74 \text{ (bar)}, \text{ d'après le tableau ci-dessous.}$$

Tableau 11 : Tableau des propriétés physiques des composés chimiques. [13]

Composé	Formule chimique	T _c (K)	P _c (Bar)	Point d'ébullition (K)	Point de fusion (K)	Densité (g/cm ³)
Eau	H ₂ O	647.1	220.6	373.15	273.15	1.00
Dioxyde de carbone	CO ₂	304.66	73.8	194.7	216.6	1.56 (à -56.6°C)
Méthane	CH ₄	190.56	45.99	111.65	90.67	0.42
Éthanol	C ₂ H ₅ OH	513.9	61.4	351.44	159.05	0.789
Ammoniac	NH ₃	405.4	113.5	239.82	195.41	0.73
Benzène	C ₆ H ₆	562.2	48.9	353.23	278.68	0.879
Acétone	C ₃ H ₆ O	508.2	47.0	329.45	178.5	0.791

Donc :

$$P_r = \frac{P_1}{P_c} \quad (3-15)$$

$$= \frac{16,68}{1069,5}$$

$$= 0,015$$

$$T_r = \frac{T_1}{T_c} \quad (3-16)$$

$$= \frac{541,91}{547,39}$$

$$= 0,993$$

$$P_r = 0,015 ; T_r = 0,99$$

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

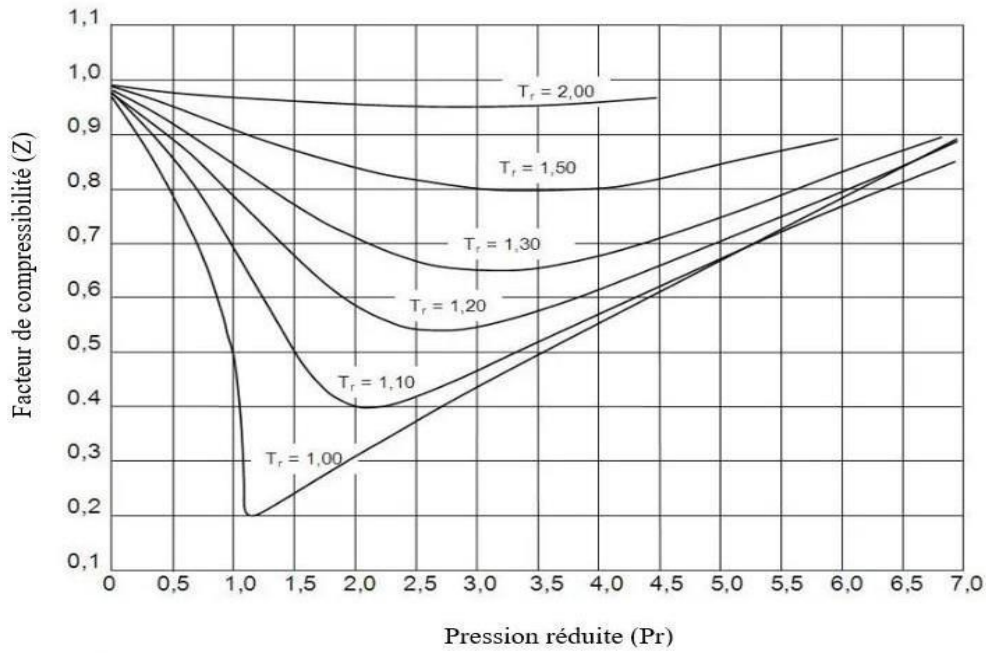


Figure 3-7 : Diagramme du facteur de compressibilité (Z). [13]

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

On a:

$$m = 21\,520 \text{ (kg/h)}$$

$$m = 47\,550 \text{ (lb/h)}$$

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

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

$$V = \frac{m}{\rho} \quad (3-17)$$

$$V = \frac{47\,550}{0,1233}$$

$$V = 3,85 * 10^5 \text{ (ft}^3\text{/h)}$$

$$V = 10\,925,74 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

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 :

$$\eta_{ad} = 0,73$$

Tableau 12 : Caractéristiques et vitesses d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe.

Gamme nominale (admission m ³ /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**)

$$K = \frac{C_p}{C_p - R} \quad \text{3-18)}$$

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

$$= 1,277$$

- Calcul de l'exposant poly tropique (γ) :

$$\gamma = \frac{K - 1}{K} \quad (3-19)$$

$$\begin{aligned} \gamma &= \frac{1,277 - 1}{1,277} \\ &= 0,217 \end{aligned}$$

- Calcul de rapport de compression (r) :

$$r = \frac{P_2}{P_1} \quad (3-20)$$

$$\begin{aligned} r &= \frac{5}{1,15} \\ r &= 4,35 \end{aligned}$$

- Estimation de la température de refoulement initiale :

$$T_2 = T_1 + \frac{T_1}{\eta_{ad}} [r^{\gamma-1}] \quad (3-21)$$

$$\begin{aligned} T_2 &= 303,15 + \frac{303,15}{0,73} [4,35^{0,217-1}] \\ T_2 &= 434,49 \text{ K} = 161,49 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

3. Calcul le travail de compression

- Calcul travail poly tropique :

$$W_p = \frac{Z_a R T}{M \frac{n-1}{n}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (3-22)$$

$$W_P = \frac{0,996 * 8,314 * 303,15}{43,06 \frac{1,277-1}{1,277}} \left[\left(\frac{5}{1,15} \right)^{\frac{1,277-1}{1,277}} - 1 \right]$$

$$W_P = 100,91 \text{ (KJ/kg)}$$

$$W_P = 43,41 \text{ (btu/lb)}$$

- Calcul le travail isentropique :

$$W_{ad} = \frac{\eta_{ad}}{\eta_P} W_P \quad (3-23)$$

$$W_{ad} = \frac{0,73}{0,77} 100,91$$

$$W_{ad} = 95,67 \text{ (KJ/kg)}$$

4. Calcul de la hauteur de charge :

$$H_P = \frac{W_P}{g} \quad (3-24)$$

$$H_P = \frac{100\,910}{9,81}$$

$$H_P = 10\,286,44 \text{ (m)}$$

- Calcul de la hauteur adiabatique

$$H_{ad} = \frac{W_{ad}}{g} \quad (3-25)$$

$$H_{ad} = \frac{95\,670}{9,81}$$

$$H_{ad} = 9752,29 \text{ (m)}$$

5. Calcul de la puissance de compression :

$$P = \frac{m \left(\frac{kg}{s} \right) W_{ad} \left(\frac{N.m}{kg} \right)}{1000\eta_{ad}} \tag{3-26}$$

$$P = \frac{5,977 * 95\ 670}{1\ 000 * 0,73}$$

$$P = 783,314 \text{ (KW)}$$

$$P = 2\ 819\ 930,4 \text{ (KJ/h)}$$

3.2.2 Dimensionnement du 2^{ème} et 3^{ème} compresseur

Nous allons procéder de la même manière pour le deuxième et le troisième compresseur. Les résultats obtenus seront répertoriés dans le tableau 13.

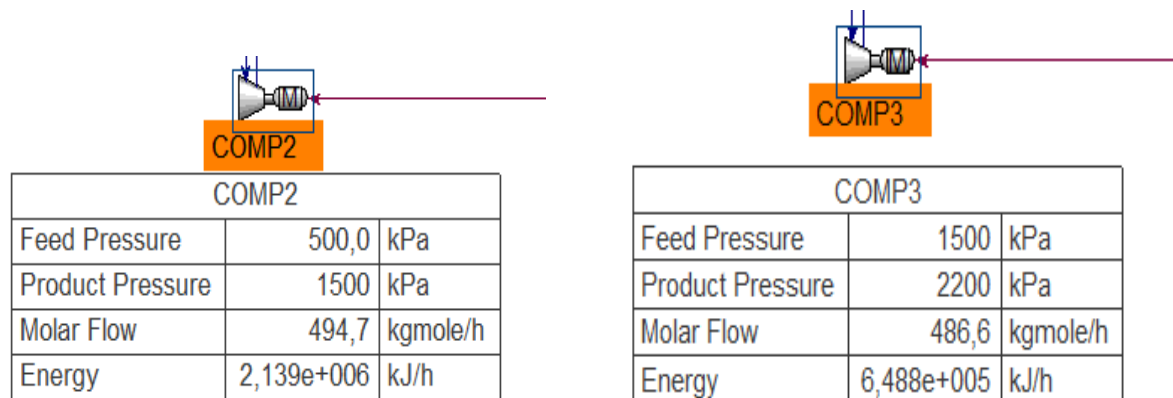


Figure 3-8 : Schéma du 2^{ème} et 3^{ème} compresseur réalisé par HYSYS.

Tableau 13 : Données opérationnelles du 2^{ème} et 3^{ème} compresseur.

Paramètres	2 ^{ème} Compresseur	3 ^{ème} Compresseur
Pression d'aspiration (Bar)	5	15
Pression de refoulement (Bar)	15	22
Température d'aspiration (°C)	50	50
Débit massique (kg/h)	21 410	21 270
Masse volumique (kg/m ³)	8,242	26,15

$$P_c = 1069,5 \text{ Psia} \quad T_c = 547,39 \text{ }^\circ\text{K}$$

Tableau 14 : Tableau de dimensionnement pour le 2^{ème} et 3^{ème} compresseur centrifuge

Paramètres	2 ^{ème} compresseur	3 ^{ème} compresseur
P_r	0,01	0,14
T_r	0,993	0,993
Z	0,9	0,99
η_P	0,74	0,74
η_{ad}	0,70	0,70
W_P (kJ/kg)	95,96	40,86
W_{ad} (kJ/kg)	90,36	34,36
H_P (m)	9 781,85	4 165,13
H_{ad} (m)	9 211	3502,54
P (kJ/h)	2 650 136,4	1 000 734,4

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.11

Tableau 15 : Comparaison du dimensionnement du compresseur.

Compresseur	Puissance de compression (kJ/h)	
	Calcul théorique	Aspen Hysys
1 ^{er} Compresseur	2 819 930,4	3 145 000
2 ^{ème} Compresseur	2 650 136,4	2 863 923
3 ^{ème} Compresseur	1 000 734,2	1 262 000

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.

3.3. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur

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 CO₂, 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 CO₂ 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.

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.

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

3.3.3. Étude de notre cas

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

Tableau 16 : Caractéristiques de l'échangeur.

Fluide	Tube (CO ₂)	Calandre (C ₃ H ₈)
Débit massique (kg/h)	2,127*10 ⁴	1,630*10 ⁴
Température (°C)	T ₁ = 20 T ₂ = -15,85	T ₁ = -32 T ₂ = -30
Pression (bar)	P ₁ = 22 P ₂ = 22	P ₁ = 1,5 P ₂ = 1,5

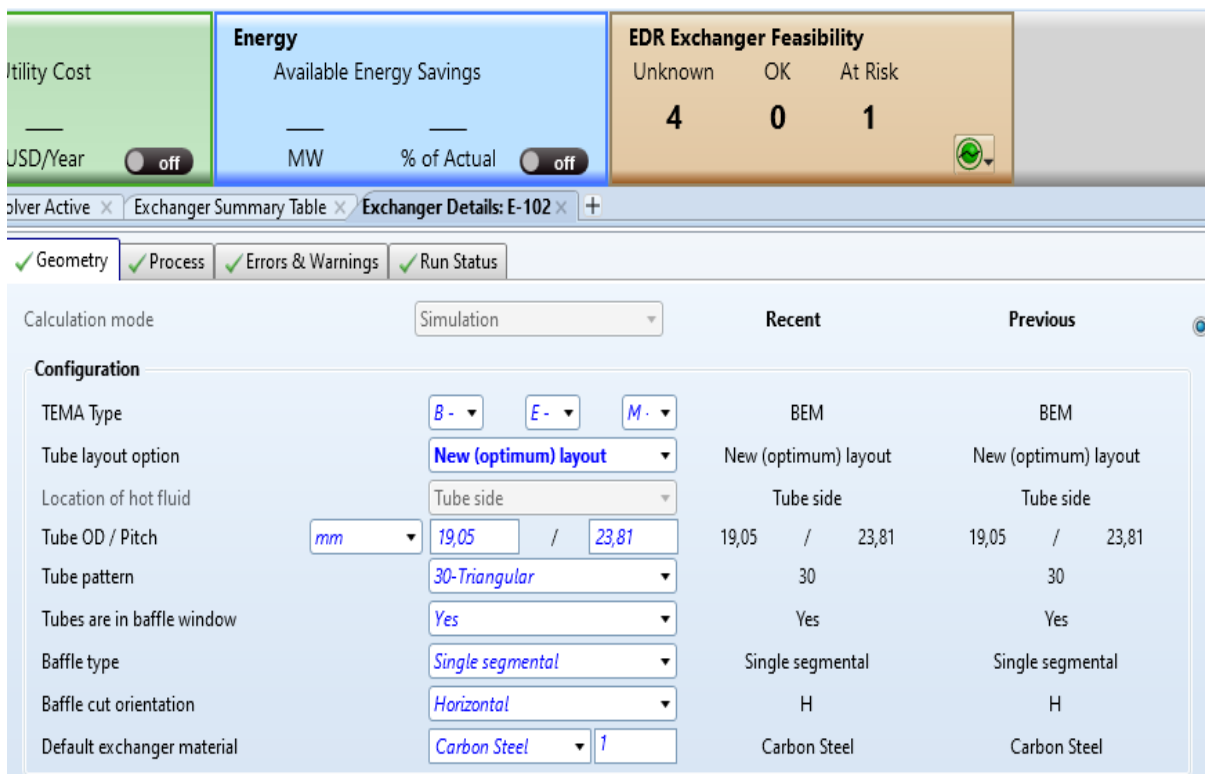


Figure 3-10 : Géométrie de l'échangeur tube calandre réalisée par Aspen EDR.



Figure 3-9 : Estimation du coût de l'échangeur tube calandre réalisée par Aspen EDR.

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 19,05mm. 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.

Conclusion Général

Ce mémoire a étudié la faisabilité technique d'intégrer une unité de liquéfaction de CO₂ au sein du Complexe GL3Z, dans le but de réduire les émissions de gaz à effet de serre liées au procédé de décarbonatation. Grâce à des simulations numériques (Aspen HYSYS V.11) et des calculs théoriques, cette étude a permis de dimensionner et d'évaluer les performances des principaux équipements du procédé : séparateurs verticaux, compresseurs centrifuges et échangeurs de chaleur tubulaires.

Les résultats montrent que le procédé proposé est techniquement réalisable. Les écarts entre les calculs manuels et les simulations, bien que présents, restent dans des marges acceptables et s'expliquent par la modélisation plus fine d'Aspen HYSYS, qui prend en compte des paramètres thermodynamiques avancés. Par exemple :

- **Séparateurs gaz-liquide** ont été dimensionnés pour traiter efficacement le CO₂, avec des hauteurs et diamètres cohérents entre la théorie et la simulation.
- **Compresseurs centrifuges** permettent d'atteindre les pressions nécessaires à la liquéfaction, avec des puissances calculées conformes aux résultats HYSYS.
- **L'échangeur de chaleur** (type tube-calandre), optimisé via Aspen EDR, confirme la possibilité de refroidir le CO₂ en utilisant le propane déjà disponible sur le site.

D'un point de vue environnemental, ce projet s'inscrit dans une logique d'économie circulaire en captant un gaz à effet de serre pour le stocker ou le réutiliser, réduisant ainsi l'impact climatique du complexe. Bien qu'une analyse économique détaillée n'ait pas été menée ici, les choix technologiques (comme l'utilisation d'équipements standards et de fluides existants) suggèrent une intégration pragmatique avec les infrastructures actuelles.

En conclusion, cette recherche démontre qu'une unité de liquéfaction de CO₂ est techniquement viable au sein du Complexe GL3Z. Elle représente une solution concrète pour concilier production énergétique et réduction des émissions, ouvrant la voie à des applications similaires dans d'autres installations industrielles. La prochaine étape consisterait à approfondir les aspects économiques et réglementaires pour confirmer la rentabilité et la conformité du projet.

Bibliographie

- [1] A. Said, «Les équipements : Les compresseurs.,» *Manuel de formation. TOTAL Cours EXP-PR-EQ130*, vol. 3, p. 9, 2007.
- [2] «Décarbonatation du gaz naturel. Techniques de l'Ingénieur,» [En ligne]. Available: <https://www.techniques-ingenieur.fr/glossaire/decarbonatation-du-gaz-naturel>.
- [3] «Manuel L'Unité 12 GL3/Z (SONATRACH de Arzew)».
- [4] D. A. NACER, «DIMENSIONNEMENT DES BALLONS DE SEPARATION,» ECOLE D'INGENIEURS DE BOUMERDE, 2005.
- [5] J.P.WAUQUIER, «MATERIALS ET EQUIPEMENT,» EDITION TECHNIP-PARIS.
- [6] J. Wauquier, «Procédé de séparation,» Paris , Technip, 1998.
- [7] D. J. R. J. L. A. L. G. R. IVAN, «Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering,» Berlin : Springer,, 2016., p. 145p.
- [8] S. Shukla, «CO2 Utilization in Various Forms, In Comprehensive Energy Systems,» 2020, p. 95–121.
- [9] C. Bouallou, «Le Captage du CO2,» chez *Presses de l'école des Mines*, Paris, 2021.
- [10] A. D. C. C. J. S. V. M. Rojey, «Le Gaz Naturel. Paris : Technip,» p. 1, 1994.
- [11] F. B. P. L. Lecomte, «E. Le Captage du CO2. Paris : Technip,» pp. 36-37, 2010.
- [12] H. V. Smith, «"Oil and Gas Separators.",» *Petroleum Engineering Handbook. Richardson: Society of Petroleum Engineers*, vol. 12, 2006.
- [13] R. G. D. Perry, «Perry's Chemical Engineers' Handbook» 1997.
- [14] P. K. Thakur, «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.*

- [15] «Design two-phase separators with in the right limits», *chez pdf, Chemical Engineering Progress*, 1993.
- [16] WWW.ENVERONNEMENT.CCIP.FR/AIR/GES/EFFET DE SERRE.htm.
- [17] J. PADET, «« ECHANGEURS THERMIQUES »,» *Editions MASSON*, 1994.
- [18] R. E. SONNTAG, «« FUNDAMENTALS THERMODYNAMICS»,» *EDITION, JOHN WILEY*, 1998.
- [19] F.KREITEH, « «TRANSMISSION DE LA CHALEUR ET THERMODYNAMIQUE»».
- [20] J. CRABOL, « « TRANSFERTS DE CHALEUR » (Tome 2),» *EDITIONS MASSON*, 1990.
- [21] J. C. B. N. D.] J. Banks, « “Nicol Discrete-Event System Simulation”,» *Prentice Hall. ISBN 0- 13-088702-1*, p. 3, 2001.
- [22] R. C.L, « “The Process Simulation Revolution: Thermophysical Property Needs and Concerns”,» *J.Chem.Eng.Data*, pp. 41, 947-950, 1996.
- [23] S. R. U. M. S. M. J. P. Mondal, «HYSYS simulation ofchemicalprocess equipement Sukanta Kumar Monda.,» *University of Science and Technology (SUST): Bangladesh*, p. 1, 2015.
- [24] Z. H. a. A. H. M. B. Niaz Bahar Chowdhury, «“HYSYS Simulation of a Sulfuric Acid Plant and Optimization Approach of Annual Profit”,» *Journal of Science (JOS)*, vol. 2, p. 4, 2012.
- [25] P. Le Cloirec, «CO2 (Dioxyde De Carbone),» *Techniques de l'Ingénieur*, p. 2, 2022.