



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre :M2/IP/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

**Etude des causes de la surconsommation de la solution MEA et
leurs remèdes au niveau complexe GL2/Z**

Présenté par :

1-M^r. MHIDI Ahmed

2-M^r. BACHIR MOKHTAR Hakim

Soutenu le 13/07/ 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	BESSAHA Fatiha	M.C.A	Université de Mostaganem
Examinatrice:	BELHOUARI Houria	M.A.A	Université de Mostaganem
Encadrante :	TOUMI Imene	M.C.A	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

Table des matières

INTRODUCTION GENERALE	1
I. GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL :	3
I.1. COMPOSITION DU GAZ NATUREL :	3
I.2. CARACTERISTIQUES DU GAZ NATUREL :	4
I.2.1. Pouvoir calorifique	4
I.2.2. Densité :	4
I.3. LES TYPES DE GAZ NATUREL :	4
I.4. UTILISATION DU GAZ NATUREL.....	5
I.4.1. Le marché résidentiel	5
I.4.2. Le secteur industriel	5
I.4.3. La production d'électricité	5
I.4.4. Le transport	5
I.5. LE GAZ NATUREL EN ALGERIE :	5
I.5.1. La production de gaz en Algérie :	5
I.5.2. La consommation de gaz en Algérie :	7
II. PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z :	7
II.1. PRESENTATION :	7
II.2. OBJECTIF DU COMPLEXE :	8
II.3. PRINCIPALES ZONES DU COMPLEXE :	8
II.3.1. Zone d'utilités :	8
• Production d'air instrument	9
II.3.2. Zone de Process :	10
II.3.3 Zone de stockage et chargement :	11
III. Description de la section de la décarbonatation	12

III.1. DESCRIPTION DETAILLE DE LA SECTION :	12
III.1.1. Système de décarbonatation.....	12
III.1.3. Rebouilleur du régénérateur :	14
III.1.4. Filtration de MEA pauvre et riche :	14
III.1.5. Vaporisateur de MEA :	15
III.1.6. Système de stockage et puisard de MEA :	16
III.1.7. Système de lavage à l'eau :	18
III.1.8. Système d'injection anti-mousse :	18
III.2. NOTIONS GENERALES SUR L'ABSORPTION :	19
III.2.1. Principe de L'absorption :	19
III.3. CHOIX DU SOLVANT :	19
III.3.1 Choix de la solution de la MEA :	20
III.3.2. Mécanisme d'interaction entre le CO ₂ et la MEA :	21
III.4. LES PROBLEMES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION.....	21
III.4.1. Problème de corrosion	21
III.4.2. Problème de dégradation de MEA :	22
III.4.3. Moussage et contamination de la solution de MEA :	22
III.4.4. Problème de perte de la solution de MEA :	22
I. SUIVI DE LA SOLUTION MEA :	24
I.1. PRESENTATION DU PROBLEME :	24
I.2. ANALYSE DE LA SOLUTION MEA :	24
I.2.1. Suivi de la consommation de la solution MEA :	24
La consommation mensuelle de la solution MEA est indiquée dans le tableau suivant :	24
I.2.2. Suivi de la concentration de la solution MEA :	25
II. ANALYSES DES CAUSES PROBABLES DU PERTES MEA :	27
II.1. ETUDE DE L'INFLUENCE DU MOUSSAGE SUR LES PERTES DE MEA :	28
II.1.1. Etude des causes du moussage	28
II.2. L'EFFET DE L'ABSENCE DE DIFFERENTES INSTALLATIONS SUR LES PERTES DE LA SOLUTION MEA :	34

II.2.1. L'eau de lavage :	34
II.2.2. Le vaporisateur X36C :	34
II.2.3. Le circuit anti-mousse :	34
III. SIMULATION DE L'UNITE DE DECARBONATATION :	34
III.1. PRESENTATION DU HYSYS :	34
III.1.1. Définition de HYSYS	34
III.1.2. Le choix du modèle thermodynamique :	35
III.2. Simulation de la section décarbonatation :	35
III.2.1. Méthodologie de travail	36
CONCLUSION GENERALE	40
RECOMMANDATIONS	41
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	42

Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail à mes très chers parents qui m'ont aidé
et encouragé tout au long de mes études qu'ils trouvent ici le
témoignage devant l'immense sacrifice et l'affection qu'ils m'ont
toujours apportée.*

À mes frères et mes sœurs

*À mes amis (Abdellah Bensaloua Amine, Belamine
Abderrahmane, Achour Mostapha et Ali ghila*

Remerciements

Ce projet n'aurait pas abouti sans la bénédiction du Bon Dieu, Qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail.

Notre première pensée va tout naturellement à notre encadreur Mme. TOUMI Imene qui nous a aidé, conseillé et guidé afin de finaliser ce modeste travail dans les bonnes conditions.

Nos sincères remerciements vont également aux personnels du complexe GL2/Z pour leur assistance.

Nos vifs remerciements aux membres de jury Dr BESSAHA Fatiha maître de conférences à l'université de Mostaganem d'avoir présidé ce jury et Mme BELHOUARI Houria maître-assistant à l'université de Mostaganem d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous tenons aussi à remercier tous nos enseignants pour leur aides continues ainsi que le Département de génie des procédés pour l'opportunité qu'il nous a offerte pour travailler sur ce projet.

Résumé

Cette étude porte sur la recherche des causes les plus importantes liées au problème de la surconsommation de solution MEA dans la section décarbonation au niveau du complexe GL2/Z et leurs remèdes,

Après les analyses effectuées et les résultats obtenus nous avons trouvé que le phénomène de moussage cause ces pertes du solvant MEA et l'étude de simulation par le logiciel ASPEN HYSYS à nous confirmer l'importance des équipements hors fonctionnement pour minimiser ces pertes.

Abstract

This study focuses on the search for the most important causes related to the problem of overconsumption of MEA solution in the decarbonation section at the level of the GL2/Z complex and their remedies,

After the analyzes carried out and the results obtained, we found that the phenomenon of foaming causes these losses of the MEA solvent and the simulation study by the ASPEN HYSYS software confirmed the importance of equipment out of operation to minimize these losses.

ملخص

تركز هذه الدراسة على البحث عن أهم الأسباب المتعلقة بمشكلة الاستهلاك

GL2 / Z في قسم إزالة الكربون على مستوى مجمع MEA المفرط لحل

وعلاجاتها ، بعد التحليلات التي تم إجراؤها والنتائج التي تم الحصول عليها ،

وجدنا أن ظاهرة الرغوة تسبب هذه الخسائر في مذيب الشرق الأوسط وأفريقيا

أهمية المعدات ASPEN HYSYS وأكدت دراسة المحاكاة بواسطة برنامج

.خارج التشغيل لتقليل هذه الخسائر

Liste des tableaux

PARTIE THEORIQUE

Tableau01 : Composition du gaz Naturel.....	3
Tableau02 : Propriétés physiques de MEA.....	20

PARTIE EXPERIMENTALE

Tableau01 : Consommation mensuelle de la solution MEA.....	24
Tableau02 : Consommation mensuelle moyenne de trois dernières années.....	24
Tableau03 : Analyses de concentration de MEA.....	25
Tableau 04 : Résultats de concentration de fer dans la solution MEA pauvre et riche (TRN100 et TRN200).....	29
Tableau 05 : Influence de l'excès d'anti-mousse sur le volume de la mousse.....	32
Tableau 06 : Paramètres de fonctionnement de la section décarbonatation (cas design).....	36
Tableau 07 : Données d'entrée du simulateur de la section décarbonatation (cas réel).....	37
Tableau 08 : comparaison entre les résultats obtenus par simulation dans le cas design et le cas réel.....	38
Tableau 09 : Comparaison des quantités de MEA entraînée obtenus par simulation dans les deux cas.....	39

Liste des figures

PARTIE THEORIQUE

Figure 01: Répartition des réserves gazières en Algérie	6
Figure 02: Photo de la zone d'utilité.....	10
Figure 03 : Zone des procédés.	11
Figure 04: Zone de stockage et de chargement de GNL.....	12

PARTIE EXPERIMENTALE

Figure 01: Estimation théorique des quantités de MEA entraînée par le gaz.....	27
Figure 02: annalyses de moussage dans le TRN 200 du 01/11/2021 au 01/05/2022.....	28
Figure 03: Appareille de mesure de moussage.....	32
Figure 04: la variation du volume de la mousse en fonction de la concentration d'anti mousse.....	33
Figure 05 : Schéma de la section décarbonatation établi au moyen du logiciel HYSYS.....	37

PARTIE THEORIQUE

INTRODUCTION GENERALE

L'Algérie est le troisième pays producteur du GNL. Son économie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures. De ce fait le complexe GNL2 /Z situé au nord-est Béthioua à l'est d'Oran conçu par la société SONATRACH joue un rôle important dans la production du GNL. Actuellement le complexe GNL2/Z traité 10.5 milliards de m³/an avec une capacité de production de 17.8 milliards m³/an de GNL, 410 000 tonnes/an de propane, 327 000 tonnes/an de Butane et 196 000 tonnes/an de gazoline, cette capacité de production place l'Algérie au 10ème rang mondial avec 2,4% du total mondial, et au 2ème rang en Afrique derrière le Nigeria, et développe depuis 15 ans un important programme d'exportation.

La liquéfaction du gaz naturel est un impératif lié au transport du gaz naturel. Cette liquéfaction ne peut s'effectuer qu'à la suite d'un certain nombre de traitements préliminaires destinés à purifier le gaz naturel de composants qui peuvent être source de graves problèmes dans le train de liquéfaction, tels que le dioxyde de carbone, l'eau et le mercure. Ces traitements qui représentent un enjeu technique et économique important comportent un ensemble d'opérations unitaires qui dépendent de la nature des impuretés contenues dans le gaz naturel.

Le passage des températures ambiantes aux températures cryogéniques (-162°C) pour la liquéfaction du gaz naturel impose la nécessité d'éliminer le CO₂ jusqu'à des teneurs acceptables afin d'éviter la formation de glace carbonique dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation. L'unité de décarbonatation est l'une des installations de traitements conçue pour l'élimination du dioxyde de carbone CO₂ contenu.

Pour cela, une solution chimique appelé Monoéthanolamine (MEA) à 15% en poids est introduite dans une colonne d'absorption pour absorber le gaz carbonique dans le gaz d'alimentation. Actuellement l'unité de décarbonatation est confrontée un problème de pertes excessives de solution MEA ce qui coûte beaucoup d'argent à l'entreprise et qui reste jusqu'à présent un phénomène incontrôlable due aux différents facteurs qui lui influe.

L'objectif principal de ce travail consiste à effectuer spéciales analyses expérimentales et faire simuler l'unité de décarbonatation à l'aide du simulateur ASPEN HYSYS afin d'estimer ces pertes et étudier les principales causes provoquent. Ce mémoire est structuré en deux parties :

La partie théorique : comporte des généralités sur le gaz naturel, une présentation du complexe GL2/Z et une description détaillée de l'unité de décarbonatation du gaz naturel au niveau du complexe

La partie expérimentale : comporte un diagnostic réalisé sur la section de décarbonatation de GNL2 afin de localiser et identifier les causes qui peuvent provoquer et augmenter le

phénomène de perte de MEA accompagné des résultats d'analyses effectuées au niveau du laboratoire du complexe.

Enfin on termine cette étude par une conclusion générale et des perspectives.

I. GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL :

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final. Il est connu surtout pour son usage domestique, le chauffage, cuisson et il est comme matière première dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage. Il sert à La production d'électricité et le transport.

I.1. COMPOSITION DU GAZ NATUREL :

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (CH₄) en grande proportion ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane (C₂H₆), propane (CH₈), butane (C₄H₁₀), pentane (C₅H₁₂) en proportions décroissantes. Sa composition révèle en outre, suivant les cas, la présence d'hélium (He), d'azote (N₂), de gaz carbonique (CO₂), d'hydrogène sulfuré (H₂S) et de vapeur d'eau. À titre d'exemple, la composition du gaz provenant du gisement de Hassi R'mel est approximativement la suivante :

TABLEAU 01 : Composition du gaz Naturel

Composants	Proportion en %	Température d'ébullition en °c	Observation
Hélium He	0.19	-269	Non combustible
Azote N ₂	5.8	-196	Non combustible
Méthane CH ₄	83	-162	Non combustible
éthane C ₂ H ₆	7.1	-90	Non combustible
PROPANE C ₃ H ₈	2.25	-42	Eventuellement commercialisé à part
BUTANE IC ₄ H ₁₀	0.6	-01	Eventuellement commercialisé à part
nC ₄ H ₁₀	0.4		
PENTANE IC ₅ H ₁₂	0.15	+28	Eventuellement commercialisé à part
nC ₅ H ₁₂	0.12	+36	
Gaz carbonique	0.21	-78	à éliminer

EAU	50 ppm	100	à éliminer
MERCURE	Traces		Corrosif, teneur à contrôler

I.2. CARACTERISTIQUES DU GAZ NATUREL :

I.2.1. Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur exprimée en KWh ou MJ, qui serait dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz sec dans l'air à une pression absolue constante égale à 1,01325 bar, le gaz et l'air étant à une température initiale de 0°C, tous les produits de combustion étant ramenés à 0°C et une pression de 1,01325 bar. On distingue deux pouvoirs calorifiques : [1]

1) Pouvoir calorifique supérieur PCS

C'est la quantité de chaleur (KWh ou MJ) qui serait dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz, l'eau formée pendant la combustion restant à l'état liquide, et les autres produits étant à l'état gazeux.

2) Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz dont la quelle l'eau formée se transformerai en vapeur. Le PCI se calcule en déduisant du PCS la chaleur latente de vaporisation (2511 KJ/Kg) de l'eau au cours de la combustion.

$$PCS = PCI + \text{chaleur latente de vaporisation.}$$

I.2.2. Densité :

La densité se définit par le rapport de la masse volumique dans les conditions de références choisies (Ex : 1 atm et 15°C) à celle de l'air dans les mêmes conditions (1,225 Kg/m³).

I.3. LES TYPES DE GAZ NATUREL :

Selon la nature des phases en présence dans les conditions du gisement et de surface, on distingue quatre types de gaz :

Gaz sec : ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, il est concentré en méthane et peu d'hydrocarbure plus lourds que l'éthane.

Gaz humide : formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane que le gaz sec.

Gaz à condensat : formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production riche en produits lourds.

Gaz associé : coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous [2].

I.4. UTILISATION DU GAZ NATUREL

Le gaz naturel joue un rôle majeur dans l’approvisionnement énergétique, rôle qu’il devrait continuer à jouer dans le bouquet énergétique de demain. [3]

I.4.1. Le marché résidentiel

Il est connu surtout pour son usage domestique, le chauffage et la cuisson, et 30% de la consommation du gaz naturel au niveau mondial est destinée à ce secteur.

I.4.2. Le secteur industriel

Le gaz naturel est utilisé comme matière première dans l’industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage. A titre d’exemple, on peut citer la synthèse de l’ammoniac et de l’urée, et la synthèse du méthanol utilisé comme base d’additif des essences. Au niveau mondial, la part du gaz utilisée comme matière première est très faible (4%) par rapport à son utilisation industrielle.

I.4.3. La production d’électricité

Depuis une dizaine d’année, le secteur électrique est devenu le moteur principal de l’augmentation de l’utilisation du gaz naturel dans le monde, une tendance qui devrait se poursuivre. D’ici 2020, le secteur électrique devrait absorber environ 35% du gaz commercial chaque année contre 30% aujourd’hui avec une demande importante de la part des pays émergents.

I.4.4. Le transport

Plusieurs millions de véhicules fonctionnant au gaz naturel circulent dans monde, et les moteurs au gaz naturel offrent par ailleurs un bon rendement énergétique combiné à un potentiel important de réduction d’émissions de CO₂.

I.5. LE GAZ NATUREL EN ALGERIE :

I.5.1. La production de gaz en Algérie :

L’Algérie est un pays traditionnellement fournisseur de gaz naturel à l’Europe depuis 1964, d’abord en Angleterre, puis en France, à travers les flux de GNL. Sonatrach joue un rôle important

dans l'économie algérienne. La Sonatrach est classée comme étant la treizième compagnie pétrolière mondiale, deuxième exportateur en GNL et GPL, troisième en gaz naturel et premier exportateur de condensat. En 1973, presque 85 % de la production était constituée de pétrole brut. La part de pétrole brut représente actuellement à peine 25 % des exportations, le reste étant réalisé par le gaz naturel sous forme GNL, c'est-à-dire liquéfié, ou par gazoduc, le GPL, le condensat et les produits raffinés [4].

En 2003 l'Algérie a assuré une production brute de gaz naturel de 85 Milliards, y compris la consommation nationale ; en 2010 le volume des exportations sera de 85 Milliards de mètre cube et comme il y a des besoins de gaz en réinjection et en consommation locale, il y aura donc une production de 117 milliards de mètres cubes et en 2020 de 172 milliards de mètres cubes [4].

L'Algérie a exporté la majorité de son gaz, soit un volume de 53 milliards de mètres cubes vers l'Europe en 2003, essentiellement vers l'Espagne, 26%, l'Italie, 45 %, et la France 17 %, et il y a bien sûr les autres pays tels que la Belgique, le Portugal, la Grèce, sans parler aussi de la Turquie, de la Slovénie, de la Tunisie et des États-Unis d'Amérique.

Actuellement l'Algérie exporte 62 milliards de m³/ans de gaz naturel dont la moitié environ sous forme de GNL. Au horizon 2010, l'Algérie compte porter ses exportations totales de gaz à 82 milliards de m³, et davantage encore vers 2012 avec l'entrée en service de deux importants projets de production de GNL avec une capacité de 4,5 millions chacun [4]

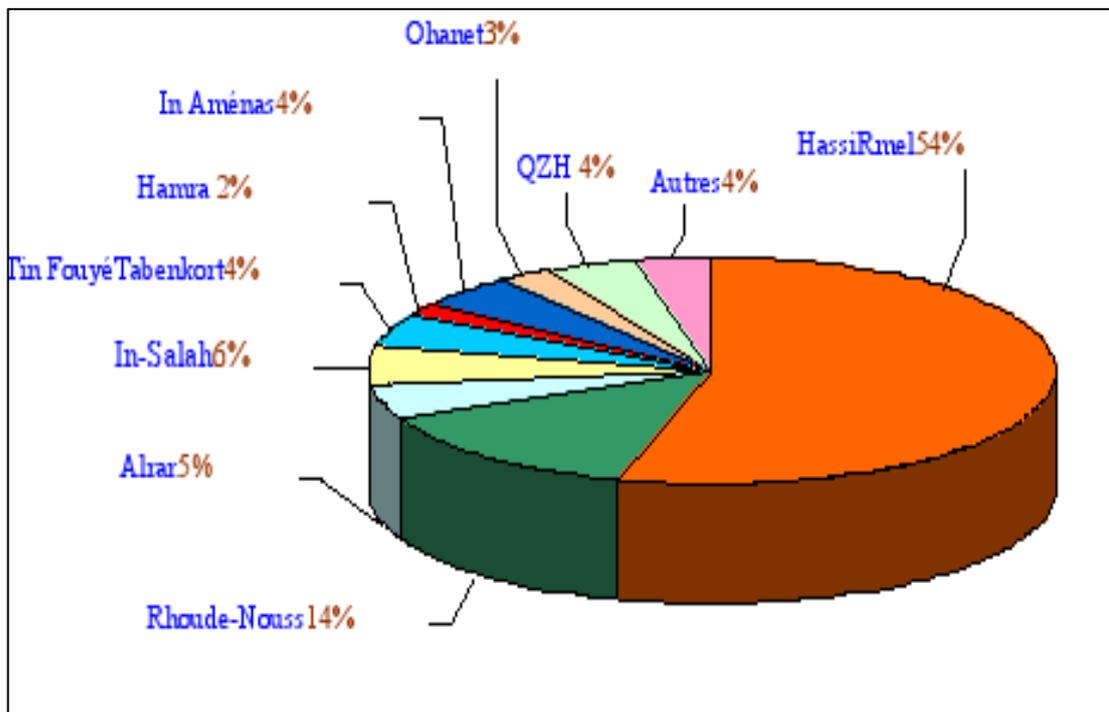


Figure 01 : Répartition des réserves gazières en Algérie [4]

I.5.2. La consommation de gaz en Algérie :

Troisième exportateur mondial de gaz, l'Algérie fera face à une hausse importante de la demande intérieure de gaz en raison de la croissance soutenue de son économie. En 2006, la consommation locale en gaz naturel est d'environ 17,43 milliards de mètres cubes répartis par type d'utilisation comme suit :

- Distribution publique : 4,32 milliards de m³ (hausse de 9,7% par rapport à 2006).
- Clients industriels : 2,62 milliards m³ (hausse de 2,6% par rapport à 2006).
- Centrales électriques : 10,50 milliards de m³ (hausse de 1,9% par rapport à 2006) [4].

II. PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z :

Le complexe industriel de GNL d'Arzew, GL2/Z, est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitées par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL par gazoducs.

II.1. PRESENTATION :

Le complexe GL2Z est un site industriel de production de gaz naturel liquéfié (GNL) situé dans la zone industrielle d'Arzew dans le Nord-Ouest de l'Algérie.

Il a été réalisé par la société américaine M.W. KELLOG 1978 et a commencé à produire du GNL dès 1981.

- ✓ Superficie : Il s'étend sur une superficie de 72 Hectares.
- ✓ Objet : Traitement de 10,5 Milliards de m³ de Gaz naturel par an.
- ✓ Capacité Contractuelle Installée de production :

GNL : 17,8 Millions m³ / an

Propane : 410 000 Tonnes / an

Butane : 327 000 Tonnes / an

Gazoline : 196 000 Tonnes / an

- ✓ Capacité totale de stockage :

3 bacs aériens de stockage GNL : 100 000 m³ chacun

2 bacs de gazoline : 14 000 m³ chacun

L'emplacement du complexe GL2/Z au bord de la mer répond à des exigences et à des contraintes d'ordre économique et sécuritaire.

Ce choix préalablement étudié permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau dessalée et la lutte contre les incendies. En outre, il permet de faciliter l'exportation des hydrocarbures notamment le GNL et ses extraits par voie de méthaniers.

II.2. OBJECTIF DU COMPLEXE :

La fonction du complexe GL2/Z est la liquéfaction de gaz naturel, sa conception de liquéfaction permet de réduire le volume du gaz naturel par transformation physique de l'état gazeux à l'état liquide.

Cette opération consiste à refroidir le gaz à des températures très basses, aux alentours de -162°C , sous cette forme le gaz voit son volume réduit de 600 fois environs et par conséquent facilite le transport de grandes quantités par methanier, en vue de sa commercialisation vers l'étranger. RTO gère le gazoduc de 40 pouces et d'une distance de 500 km doté de 5 stations de compression pour la fourniture du gaz d'alimentation au complexe GL2/Z qui comprend :

- Six trains de liquéfaction, indépendantes et fonctionnant en parallèles dont chacun produit $9000\text{ m}^3/\text{jour}$ de GNL.
- Une zone utilités assurant les besoins en électricité, eau distillé, la vapeur, air et azote pour le fonctionnement du complexe.
- Cinq pompes d'eaux de mer d'une capacité de $200.000\text{ m}^3/\text{h}$ pour le besoin du refroidissement en général ainsi que pour le dessalement.
- Une zone terminale dotée trois bacs de stockage GNL, à double parois métallique d'une capacité unitaire de 100.000 m^3 et deux bacs gasoline à tête flottante de capacité chacun 14000 m^3 .
- Deux quais de chargement M4/M5 pouvant recevoir des Méthaniers de capacité qui varie entre 34.000 et 145.000 m^3 .

II.3. PRINCIPALES ZONES DU COMPLEXE :

Le complexe est composé de trois zones [1] :

II.3.1. Zone d'utilités :

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GNL2/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction. Le fonctionnement de l'usine pour la production du GNL, nécessite la disposition

d'un nombre de fluides et d'énergie, tels que la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air comprimé ...etc.

- **Sources d'énergie**

La vapeur d'eau est produite par 3 chaudières à haute pression (62 Bars) et une chaudière basse pression (17 Bars). Cette vapeur sert à entraîner les équipements, tels que les turbogénérateurs (03) et la turbopompe d'alimentation en eau de chaudière.

- **Source de refroidissement**

Le complexe dispose de six pompes d'eau de mer qui assurent la distribution en eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour le refroidissement dans les échangeurs.

- **Production d'électricité**

L'énergie électrique normale requise par le complexe est fournie par trois (03) alternateurs 2070-JA/JB/JC entraînés par une turbine à vapeur. Les trois (03) groupes d'une puissance de 20MW chacun sont implantés dans la zone des utilités, la vapeur fournie étant produite par les trois chaudières haute pression des utilités.

En marche normale, deux turboalternateurs sont nécessaires pour produire la totalité de l'énergie électrique consommée par le complexe qui devrait être environ de 36MW. Les turbines à vapeur (de condensation) sont alimentées par de la vapeur à 62 bars et 440°C.

Une partie du réseau dite secourue dispose en outre de trois sources de secours pouvant être utilisées en cas de défaillance des turboalternateurs :

Le réseau SONELGAZ

Un groupe diesel de secours 2071-J

Une liaison GL1Z - GL2Z

Le réseau de secours permet une mise à l'arrêt sûre des installations et le redémarrage des utilités

- **Unité dessalement**

Cinq unités de dessalement sont implantées au sein du complexe d'une capacité de 45 m³/h chacune, permettant la production de l'eau distillée, destinée à assurer d'une manière continue l'alimentation des chaudières.

- **Production d'air instrument**

Pour des raisons de sécuritaires, le procédé repose en grande partie sur une régulation pneumatique assurée par un ensemble de quatre compresseurs. De plus, on dispose d'un compresseur de secours en cas de besoins.



Figure02 : Photo de la zone d'utilité [5]

II.3.2. Zone de Process :

Constituée de six trains de liquéfaction identiques fonctionnant en indépendance où chacun comprend un nombre d'équipements montés principalement en série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide et Chaque train est divisé en 5 sections :

- section traitement de gaz
- section séparation
- section liquéfaction
- section compression
- section fractionnement



Figure 03 : Zone des procédés [5]

II.3.3 Zone de stockage et chargement :

Le GNL produit par les trains de liquéfaction est dirigé vers les trois bacs de stockage par les pompes de chaque train. Le remplissage des bacs de stockage peut s'effectuer soit par le haut ou par le bas. Les vapeurs produits par le GNL sont récupérés dans le collecteur commun aux trois réservoirs dont la pression est réglée à 1,05 bars absolus, ce collecteur les envoie dans le ballon qui reçoit aussi les vapeurs provenant des méthaniers, dont la température est maintenue inférieure à -96°C par désurchauffe. Les compresseurs renvoient les vapeurs vers le système du gaz combustible.

Bacs de GNL

- Nombre 03
- Capacité unitaire de 100.000 m³

Bacs de gazoline

- Nombre 02
- Capacité unitaire de 14.000 m³

Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage du GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais.

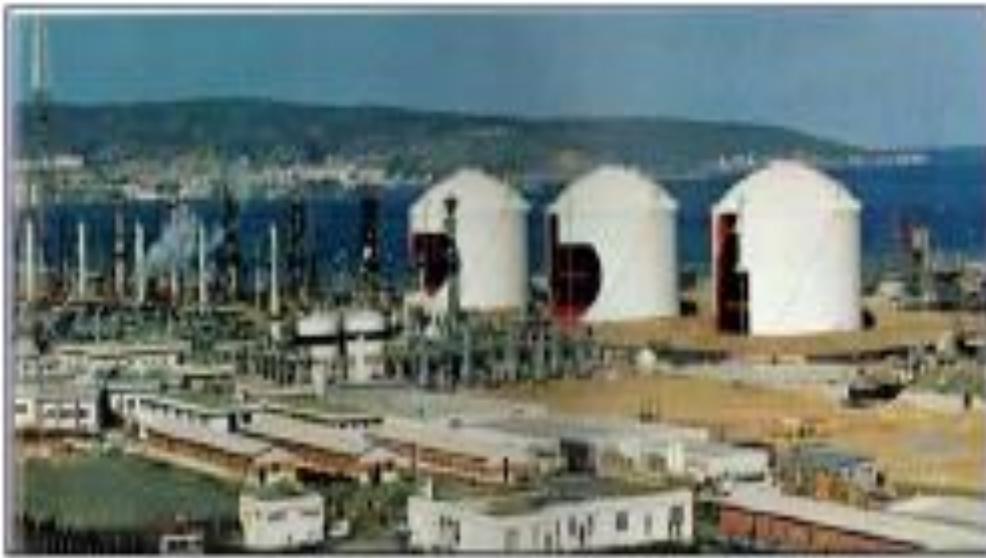


Figure 04: Zone de stockage et de chargement de GNL [5]

III. Description de la section de la décarbonatation

Il existe une section de décarbonatation dans chacun des six trains [6]. Le gaz naturel d'alimentation arrivant en limites de batteries de l'usine, à travers un collecteur commun principal est distribué à chacun des six trains de procédé au moyen d'un réseau de canalisations. Vous trouvez le schéma récapitulatif de procédé d'élimination du CO_2 en **Annexe A**.

Le rôle de la section de décarbonatation consiste à éliminer le dioxyde de carbone (CO_2) présent dans le gaz naturel, par lavage chimique au moyen d'une solution de monoéthanolamine (MEA), pour atteindre une teneur résiduelle de moins de 70 ppm. L'admission d'un débit de gaz à forte concentration de dioxyde de carbone se traduirait par une cristallisation du CO_2 dans les circuits cryogéniques du procédé provoquant notamment un bouchage au niveau des réfrigérants et de l'échangeur cryogénique principal. Le recours à l'arrêt du train de procédé deviendrait alors impératif, pour pouvoir dégivrer les équipements fonctionnant à basse température, avec comme conséquence un manque à gagner substantiel.

III.1. DESCRIPTION DETAILLE DE LA SECTION :

III.1.1. Système de décarbonatation

Le gaz à température ambiante et à une pression de 42 bars effectif entre dans un ballon de séparation des liquides (X31-F), dans laquelle les hydrocarbures liquides entraînés sont séparés du courant de gaz d'alimentation.

Le gaz naturel passe ensuite dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation X31-C où il est préchauffé, avant son entrée dans le demercuriseur X42D, à environ 38°C par de la vapeur BP (4,5 bars eff.).

A la sortie du demercuriseur le gaz naturel passe par l'humidificateur pour se saturer en eau, ensuite il pénètre par le fond dans l'absorbeur (X 31-E) qui se compose de 29 plateaux.

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur est mis en contact à contre-courant avec une solution pauvre (solution de MEA régénérée ou pauvre en gaz carbonique) à 38°C pénétrant par le 5ième plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. Le gaz naturel à 38°C, dont la teneur en gaz carbonique a été réduite à 70 ppm, sort par le sommet de l'absorbeur et est dirigé vers le séchage. La solution « riche » de MEA (riche en gaz carbonique) quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures (X37-F) à environ 43°C. Dans ce ballon, la plupart des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation instantanée (flash). Un dispositif est prévu pour permettre aux hydrocarbures lourds liquides accumulés dans le ballon de déborder dans le compartiment de purge situé à l'intérieur du ballon. Ces hydrocarbures lourds sont dirigés vers le système de rejet d'hydrocarbures liquides (installations auxiliaires).

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau permettant de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz. Ce lavage réduit au minimum les pertes de MEA. Une pompe (X36-J) assure un débit d'eau de 17 m³/h du quatrième plateau vers le premier. De l'eau d'appoint (eau d'alimentation chaudières) est ajoutée à l'eau de recyclage avant son entrée au niveau du premier plateau. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et est injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation (X31-C). L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz avant l'entrée à l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint.

L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz, c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles. Le niveau de la solution MEA enrichie, au fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-X06) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation.

III.1.2. Régénérateur de MEA

La MEA enrichie (MEA + CO₂ dissout) provenant du ballon de séparation des hydrocarbures (X37-F) est chauffée dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4 avec la solution chaude de MEA pauvre qui provient du fond du régénérateur.

La MEA riche est chauffée à 102°C et introduite en tête de la tour de régénération. Le régénérateur à 25 plateaux perforés fonctionne normalement à 110°C et 1,0 bar (effectif) en fond de colonne. Le rebouilleur (X34-C) est chauffé par la vapeur à 4,5 b. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar effectif (en fond de colonne) permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique.

Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête (X35-C) afin de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau à 60°C. Le condensat est séparé dans le ballon de reflux de condensat (X33-F). Le gaz carbonique contenant une petite quantité de vapeur d'eau est évacué en tête du ballon de reflux vers l'atmosphère.

Un faible débit de solution MEA pauvre est injecté dans la conduite de vapeur de tête du régénérateur. Ce courant sert d'inhibiteur afin de minimiser la corrosion dans la conduite de vapeur et dans le condenseur de tête du régénérateur X35-C. Ce courant est prélevé côté refoulement de la pompe de circulation de MEA (X31-J) et le débit est réglé par une vanne manuelle.

L'eau condensée dans le condenseur de tête (et l'eau d'appoint constituée par l'eau de lavage de l'absorbeur) est renvoyée au régénérateur de façon à équilibrer le bilan eau du système.

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4 avec la solution MEA riche. Elle est ensuite refroidie dans le refroidisseur (X32-C) jusqu'à une température de 38°C par l'eau de mer avant d'être dirigée vers le sommet de l'absorbeur de gaz carbonique.

La pompe de circulation de MEA pauvre (X31-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur X32-C et refoule au niveau du 5ième plateau de l'absorbeur de CO₂.

III.1.3. Rebouilleur du régénérateur :

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur 134-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25ème plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur 4,5bar nécessaire au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par FIC-108. Le rebouilleur est muni d'un pot de condensat dont le niveau est réglé par LIC-121 pour recouvrir de condensat les tubes du rebouilleur en fonction de la demande calorifique nécessaire. Le condensat du rebouilleur est évacué par la vanne de régulation LV-121 vers le collecteur de condensat.

III.1.4. Filtration de MEA pauvre et riche :

Un filtre charbon pour MEA pauvre (32-F) et deux filtres à cartouches pour solution MEA riche (31-L) et (75-L) sont prévus pour retenir les impuretés solides et la solution MEA. Si on les

laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur 31-E et dans le régénérateur 32-E. Les trois filtres n'admettent qu'une partie du débit total de leur solution respective.

a) Filtration de MEA pauvre :

Le filtre à charbon a une capacité d'environ 5% du débit de la solution pauvre. Le courant de soutirage pénètre par le haut et se coule à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur.

b) Filtration de MEA riche :

La solution MEA riche provenant du bas de l'absorbeur est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau (LV-I09) et pénètre par le fond du filtre à cartouche 31-L puis il passe par le 75-L. le débit est égal à environ 10% de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur et sa valeur ($6,35 \text{ m}^3 / \text{h}$) est indiquée sur FI-04. Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre.

La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures 37-F. Ces filtres à cartouche servent à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA.

III.1.5. Vaporisateur de MEA :

Le vaporisateur de MEA 136-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation ($2 \text{ m}^3 / \text{h}$), permet d'éliminer la plupart des produits corrosifs contenus dans la MEA et de nettoyer la solution de MEA contaminée provenant du puisard de MEA. Le débit à travers le vaporisateur dépend de la propreté du système. Toutes les impuretés présentes sont non volatiles et peuvent être séparées de la solution de MEA par la vaporisation d'une partie de la MEA.

Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur. Puisqu'un régulateur de niveau (LC-123) maintient le niveau du liquide dans le vaporisateur, le débit de MEA admis est fonction de la vitesse de vaporisation.

A mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25ème plateau. Avant leur entrée dans le régénérateur, les vapeurs traversent un séparateur qui recueille tout liquide entraîné, lequel est envoyé dans le vaporisateur avec le courant d'alimentation. Un équilibre est atteint lorsque la concentration en MEA de la phase vapeur est égale à celle de la solution entrant dans le vaporisateur. Cependant, étant donné que des impuretés à haut point d'ébullition

s'accumulent dans le vaporisateur, la température de sortie de la vapeur a tendance à augmenter. Lorsqu'elle atteint environ 143°C, les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.

La durée de chaque cycle de fonctionnement du vaporisateur dépend de l'état de la solution MEA et du débit de vapeur. Lorsque la solution pauvre est en bon état, l'accumulation des impuretés est lente. Si le débit de vapeur est faible, le débit de MEA dans le vaporisateur est faible. Il est préférable de laisser le vaporisateur en régime continu, si possible. Des analyses chimiques de la solution pauvre en circulation et son comportement (c'est à dire son pouvoir absorbant, sa tendance à mousser) doivent déterminer les paramètres de fonctionnement du vaporisateur.

III.1.6. Système de stockage et puisard de MEA :

Le réservoir de stockage de MEA 35-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2 ; le réservoir 35-F approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir 35-F les trains 5 et 6.

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (événements) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (PI-X25) et de température (TI-X04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins d'entretien.

Le puisard de MEA X34-F et la pompe du puisard X35-J sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA du système. Il sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale, et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.

Une partie de ce réservoir est souterraine. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA X35-J aspire depuis le fond du réservoir et peut transférer la solution de MEA à l'aspiration de la pompe de circulation X31J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage X35-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard.

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints, après quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage X35-F pour la constitution de la réserve initiale.

Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA X33-C, du refroidisseur de MEA X32-C, du ballon de séparation des hydrocarbures X37-F, de l'absorbeur de CO₂ X31-E, des filtres à cartouche de MEA X31-L et X75L, du filtre à charbon X32-F et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA.

Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur. L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de refoulement. Système de stockage et puisard de MEA

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux unités de décarbonatation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³.

Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2 ; le réservoir 335-F approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir 535-F les trains 5 et 6.

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (évents) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (IP-125) et de température (TI-I04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins d'entretien.

Le puisard de MEA 134-F et la pompe du puisard 135-J sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA du système. Il sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale, et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.

Une partie de ce réservoir est souterraine. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA 135-J, aspire depuis le fond du réservoir et peut transférer la

solution de MEA à l'aspiration de la pompe de circulation 131J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage 135-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard.

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints, après quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage 135-F pour la constitution de la réserve initiale.

Cette opération s'effectue essentiellement par lots. Comme indiqué précédemment, la solution diluée peut être transférée à d'autres endroits, différents de ceux indiqués ci-dessus.

Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA 133-C, du refroidisseur de MEA 132-C, du ballon de séparation des hydrocarbures 137-F, de l'absorbeur de CO₂ 131-E, du filtre à cartouche de MEA 131-L, du filtre à charbon 132-F et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA. Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur.

L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de refoulement.

III.1.7. Système de lavage à l'eau :

Les quarts plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau et permettent de récupérer la MEA vaporisée et entraînée le gaz

III.1.8. Système d'injection anti-mousse :

L'unité d'injection anti-mousse permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion. L'unité anti-mousse comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et un mélangeur installé par-dessus pour agiter le contenu. L'agent anti-mousse est versé dans le réservoir par un petit tuyau de remplissage placé en tête, et la quantité désirée de condensat est ajoutée par la ligne de condensat, située au sommet du réservoir.

Une pompe doseuse (132-LJ) aspire du fond du réservoir, au travers d'un filtre, et refoule la solution anti-mousse au niveau de l'aspiration de la pompe de circulation de MEA (131-J). Le débit d'injection de la solution anti-mousse dans la solution de MEA en circulation est déterminé par les

conditions d'opérations existantes. Au refoulement de la pompe, un IP indique la pression. En cas de surpression, une soupape refoule dans le bac.

III.2. NOTIONS GENERALES SUR L'ABSORPTION :

III.2.1. Principe de L'absorption :

L'absorption est une opération unitaire dans laquelle un mélange gazeux est mis en contact avec un liquide approprié pour le but de dissoudre préférentiellement une ou plusieurs des constituants du gaz. Ces constituants sont ainsi éliminés ou partiellement éliminés du gaz dans le liquide. Les constituants dissous peuvent soit former une solution physique avec le liquide ou réagir chimiquement avec le liquide. Les constituants dissous sont appelés solutés, tandis que le liquide dissolvant est appelé le solvant. Lorsque la concentration de soluté dans le gaz d'alimentation est faible, le procédé inverse est appelée stripage, la désorption, ou la régénération, est employée quand il est souhaitable d'éliminer les solutés du solvant.

III.3. CHOIX DU SOLVANT :

Le choix de l'absorbant est surtout dicté par des considérations thermiques et économiques. D'une manière générale, les solvants utilisés dans l'absorption doivent être dans la mesure des possibles, thermiquement stables, peu volatiles, pas chers, non toxiques, non corrosifs, et non inflammables. Ils doivent être en plus sélectifs et facilement séparables des constituants entraînés.

En plus de cela, les solvants ne doivent pas être visqueux et ne doivent pas produire des mousses, afin d'avoir une grande capacité d'absorption et une facilité de régénération. Une fois qu'une solution d'alkanolamine a été identifiée comme étant de choix, la sélection de la solution de procédé appropriée dépend surtout des points suivants :

- Pression et température du gaz à traité.
- La composition.
- Degré de pureté.

Les éthanols amines sont des absorbants utilisées pour éliminer le dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel. A la température ambiante, les éthanols amines sont des liquides visqueux et incolores ou des solides cristallins qui ont une odeur légèrement aminée, elles sont hygroscopiques et miscibles à l'eau en toute proportion.

En effet, si le gaz naturel ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de désulfure decarbone (CS₂), on utilise souvent de la MEA qui est très actif. La MEA demande un débit de circulation moins élevé (sur la base de la masse), car son poids moléculaire est moins élevé. (Le

le poids moléculaire de la MAE est de 61(g/mol) est celui de la DEA de 105(g/mol)). Pour ces raisons, la MEA est le solvant de choix pour le complexe GNL.

III.3.1 Choix de la solution de la MEA :

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température.

La MEA en solution aqueuse est le solvant préféré pour épurer les gaz qui ont relativement une faible concentration de H₂S et CO₂, ne contient pas le COS et le CS₂, ou bien pour le gaz contenant uniquement le CO₂.

La faible masse moléculaire de la MEA conduit à un pouvoir absorbant important pour une solution de concentration et de masse faible ainsi que sa récupération facile à partir de solution contaminée, ce sont des avantages qui équilibrent les inconvénients :

- Formation des composés stables et irréversibles avec le COS et CS₂.
- Pertes de la MEA par vaporisation de fait de sa pression de vapeur élevée.
- Corrosivité élevée particulièrement pour des solutions à plus de 20 % en masse et fortement chargée en gaz-acide.

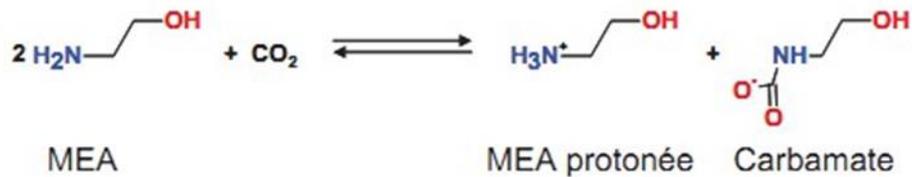
TABLEAU02 : Propriétés physiques de MEA

Etat physique	Liquide
Couleur	Incolore
Odeur	Ammoniacale
Masse Molaire	61,08 g/mole
Point de fusion	10,03°C
Point d'ébullition	170,5°C (à 1 atm)
Densité D ²⁰ ₄	1,018
Tension de vapeur	0,5 KPa à 20°C 0,78 KPa à 60°C 2,6 KPa à 80°C
Point de cristallisation(°C)	10°C (MEA pure) -5°C (MEA 15%)
Température d'auto-inflammation	780°C
Ph	12.5 à T=20°C

Température de stockage MEA pure (°C)	18 à 38°C
---------------------------------------	-----------

III.3.2. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA :

L'absorption du CO₂, par la monoéthanolamine aura lieu à basse température et à haute pression. Le gaz naturel est amené dans la colonne à contre-courant par une solution aqueuse MEA à 15 % à la température d'amorçage 38 °C et la pression 42 Bars. Il va se produire la réaction chimique suivante :



Réaction réversible et exothermique accompagnée d'un dégagement de chaleur (Q).

III.4. LES PROBLEMES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION

III.4.1. Problème de corrosion

La corrosion est le problème le plus grave dans les unités de décarbonatation et ce sujet a reçu un maximum d'attention. Ce problème peut entraîner des arrêts non programmés, un manque de production, une réduction de durée de vie des équipements [7]. Différents facteurs peuvent contribuer à la corrosion dans les unités de décarbonatation aux amines [8]. Parmi eux :

- Le type d'amine ;
- Le taux de charge élevé ;
- La nature des contaminants ;
- La charge de la solution ;
- Les matières solides entraînées avec le GN ;
- Les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système ;
- La vitesse de passage de la solution dans les équipements et les tuyauteries.

Le CO₂ libre cause une importante corrosion particulièrement à haute température et en présence d'eau.

Le fer métallique dont est composé essentiellement l'acier au carbone utilisé pour la fabrication des équipements, réagit avec l'acide carbonique en formant un bicarbonate soluble.

Un chauffage supplémentaire de la solution de MEA peut libérer le CO₂ et précipiter le fer en carbonate de fer insoluble.

L'utilisation de la solution de MEA à forte concentration, provoque l'augmentation de la température dans la boucle d'absorption.

III.4.2. Problème de dégradation de MEA :

L'un des problèmes majeurs liés à l'absorption chimique utilisant la MEA est la dégradation du solvant par des réactions secondaires irréversibles avec le CO₂, l'oxygène et d'autres impuretés présentes dans le gaz à traiter, ou sous l'effet thermique, à travers la formation de composés stables, difficiles à éliminer

La dégradation de la MEA peut avoir comme conséquence une mauvaise absorption du CO₂ contenu dans mélange gazeux traité.

III.4.3. Moussage et contamination de la solution de MEA :

Le moussage est un phénomène où il y a formation de la mousse, c'est un système hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicule.

L'application des solutions d'amines produit une formation de mousse, qui est un problème concret, puisque les séparateurs installés en tête de colonne, la solution d'amine sort sous forme de mousse, soit avec le CO₂ soit avec le gaz traité [9].

En cas de moussage les pertes en amine augmentent et l'efficacité du phénomène d'absorption est réduite. Dans ce cas il faut impérativement réduire la capacité de gaz entrante dans l'absorbeur. Le moussage affecte l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux par un mauvais contact entre le gaz à traiter et l'amine [10].

III.4.4. Problème de perte de la solution de MEA :

Les pertes d'amines peuvent se produire par entraînement de la solution, dégradation chimique de l'amine ou par fuites mécaniques et évaporation.

Pertes par entraînement : Ces pertes sont dues à l'entraînement physique par le gaz de l'absorbeur. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.

Pertes par dégradation : Ces pertes peuvent être causées par le contact avec l'air, comme elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.

Pertes par évaporation : La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau [11].

I. SUIVI DE LA SOLUTION MEA :

I.1. PRESENTATION DU PROBLEME :

Depuis des années, Le complexe GNL2 est basé sur la solution de MEA pour éliminer le CO2 du gaz naturel, ce dernier s'est avéré être le solvant le plus distribué, le plus efficace et le plus sélectif lorsqu'il s'agit d'éliminer le CO2 du gaz naturel.

Mais durant ces dernières années la section décarbonation a rencontré un problème de perte de la solution MEA. Suite à ces fuites rencontrées, le complexe GL2/Z nous a confiés d'étudier ce problème pour trouver les principales causes et d'essayer de trouver des solutions pour réduire cette énorme consommation dans la solution MEA

I.2. ANALYSE DE LA SOLUTION MEA :

I.2.1. Suivi de la consommation de la solution MEA :

La consommation mensuelle de la solution MEA est indiquée dans le tableau suivant :

TABLEAU 01 : Consommation mensuelle de la solution MEA

MOIS	TRN100 (fûts)	TRN200 (fûts)
Janvier	En arrêt	03
Février	En arrêt	00
Mars	En arrêt	04
Avril	En arrêt	02
Mai	En arrêt	04
Juin	43	02
Juillet	14	02
Aout	31	03
Septembre	00	00
Moyenne	22 fûts/mois	2.2 fûts/mois

NB : la consommation mensuelle d'un train dans le cas design est 1 fût (200 L)

TABLEAU 02 : Consommation mensuelle moyenne de trois dernières années

Année	2020	2021	2022	Design
Consommation moyenne (Fût/mois)	10	10.5	2.2	1

❖ **Observations et discussions :**

D'après les résultats regroupés dans les deux tableaux nous remarquons :

- Une surconsommation de la MEA,
- Une diminution de la quantité de MEA consommée durant l'année 2022, mais elle reste toujours supérieure à celle du design.

I.2.2. Suivi de la concentration de la solution MEA :

Nous avons suivi la concentration de la solution MEA par des analyses effectuées au niveau de laboratoire du complexe.

Nous avons choisi quatre points pour l'échantillonnage (tableau 3) :

- La ligne de MEA pauvre.
- La ligne de MEA riche.
- L'entrée du ballon 41F.
- Le fond du ballon 37F.

TABLEAU 03 : Analyses de concentration de MEA

Date	Analyses	TRN100(ppm)	TRN200(ppm)
26/04/2022	MEA pauvre	15.63	11.88
	MEA riche	15	12.38
	MEA du 41F	0.38	0.38
30/04/2022	MEA pauvre	13.50	14.13
	MEA riche	13.75	13.75
	MEA du 41F	0.38	0.5
01/05/2022	MEA pauvre	13.75	13.38
	MEA riche	13.88	12.88

	MEA du 41F	0.5	0.5
06/05/2022	MEA pauvre MEA riche MEA du 41F		14.13 13.75 0.5
08/05/2022	MEA pauvre MEA riche MEA du 37F	14.38 13.75 13.75	14.13 13.13 13.13
13/05/2022	MEA pauvre MEA riche MEAdu 37F	14.38 13.75 13.75	13.13 12.88 12.88
15/05/2022	MEA pauvre MEA riche MEA du 37F	12.00 12.75 12.75	13.5 13.75 13.75

❖ Interprétation des analyses

D'après les analyses qui ont été réalisées au niveau du laboratoire, on constate une **déconcentration** de la solution MEA au niveau du l'absorbant dans les deux trains ce qui peut se traduire par un entrainement de la solution MEA avec le gaz d'alimentation.

Les analyses ont encore montré la présence d'une certaine proportion de MEA dans le ballon X41F (0.5%) ce qui nous confirme cet entrainement.

Aucune déconcentration n'a été constatée au niveau du ballon X37F dans les deux Trains.

I.2.3. Estimation théorique des quantités de MEA entraînée par le gaz :

Pour une solution de MEA (15% massique) et une charge de 300 000 Nm³/h les pertes de MEA dans le GN sont : 0.69 L/H ou 501L/mois(2.5fûts/mois)

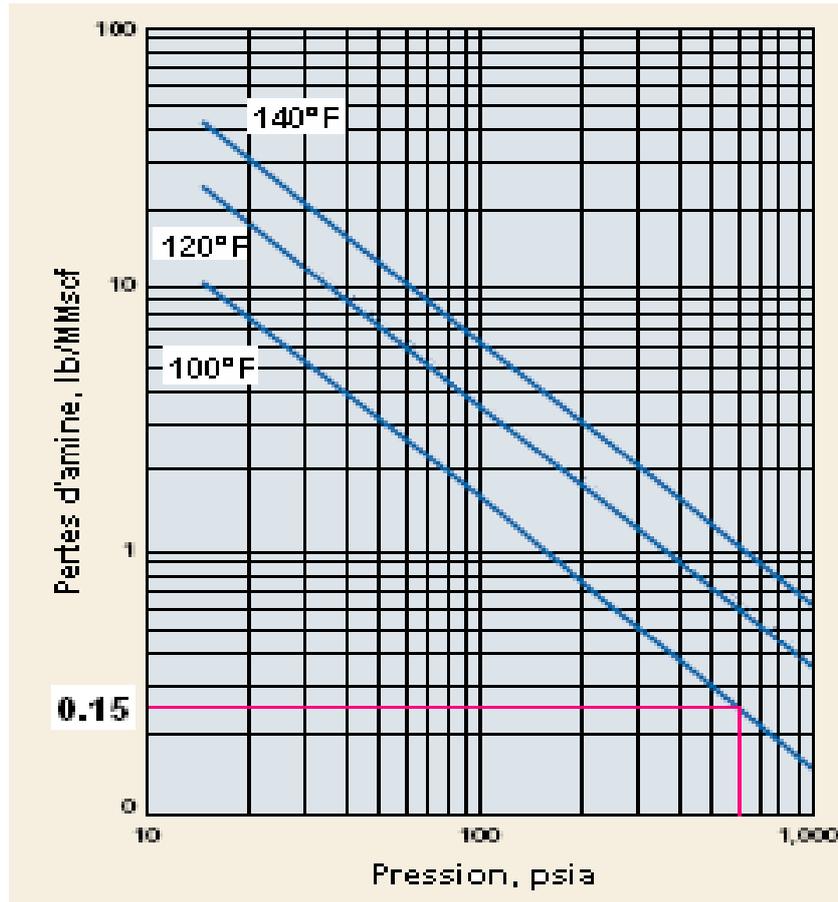


Figure 01 : Estimation théorique des quantités de MEA entraînée par le gaz

❖ Interprétation

D'après cette figure, il est noté que la concentration de MEA entraînée par le gaz est 0.15.

La quantité de MEA entraînée actuellement est (0.5) ; cette valeur est supérieure à celle entraînée théoriquement.

II. ANALYSES DES CAUSES PROBABLES DU PERTES MEA :

Après avoir détecté les points où la solution de MEA est perdue au niveau de la section de décarbonatation, maintenant nous allons étudier et identifier les principales causes de ce problème.

- La présence du moussage dans l'absorbeur
- L'absence de différentes installations (l'eau de lavage et l'humidificateur) dans la section de la décarbonatation

II.1. ETUDE DE L'INFLUENCE DU MOUSSAGE SUR LES PERTES DE MEA :

Le moussage est un phénomène qui peut réduire le débit des installations, empêcher une régénération adéquate et affecter de manière contraire l'efficacité de traitement et favorise l'entraînement de la solution de MEA par le gaz. Par conséquent la quantité MEA entraînée actuellement est supérieure à celle estimée.

Volume du moussage

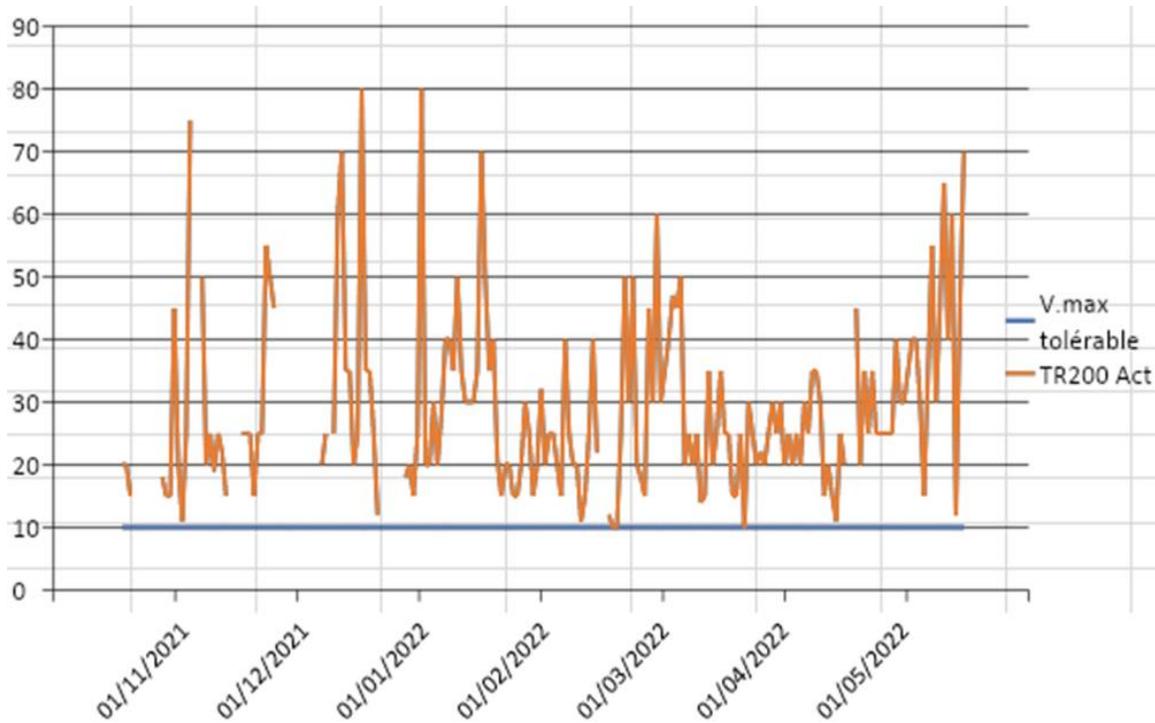


Figure 02 : Analyses de moussage dans le TRN 200 du 01/11/2021 au 01/05/2022

❖ Interprétation

Les analyses quotidiennes du moussage nous indiquent des valeurs toujours supérieures à la valeur tolérable qui est de 10ml.

Pour cette raison, nous allons discuter de certains des facteurs qui causent ce problème de moussage

II.1.1. Etude des causes du moussage

En pratique, ce phénomène est favorisé par :

- Présence des produits corrosifs
- Présence des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- Présence d'impuretés solides dans le gaz ou dans la MEA.
- Présence des produits de dégradations de MEA

- Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- L'excès de l'anti-mousse

a) Présence des produits de corrosion

La corrosion constitue le problème le plus grave dans les unités à éthanolamine. L'étendue et le type de corrosion rencontré dans les systèmes MEA dépendent d'un certain nombre de facteurs tel que le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution en gaz acide, les températures qui règnent dans les différentes parties du système. Les causes de cette corrosion sont multiples [12] :

L'expérience a montré qu'une augmentation de la charge en gaz acide entraîne une augmentation de la corrosion et par conséquent favorise le moussage.

L'acier au carbone utilisé pour la fabrication des équipements, réagit avec l'acide carbonique en formant un bicarbonate soluble.

Un chauffage supplémentaire de la solution de la M.E.A peut libérer le CO₂ et précipité le fer insoluble.

Immédiatement après les gaz acides, dans l'ordre d'importance des facteurs de corrosion, vient la solution de la MEA. Son utilisation à forte concentration, provoque l'augmentation de la température de la boucle d'absorption. Suite à une mauvaise évacuation de la chaleur dégagée lors de l'absorption (réaction exothermique), et suite à un faible débit de la solution de la MEA en circulation et à la faible chaleur spécifique de la MEA, il est recommandé l'usage de la solution de la MEA à faible concentration possible [12].

Les produits de corrosion se déposent sur les plateaux de la colonne et cause un manque de souplesse des clapets qui sont gênés dans leurs course par une texture fibreuse, cela limite le débit du liquide et augmente la vitesse du gaz, générant de possibles aérosols ainsi que des problèmes

A cette raison nous avons suivi la concentration du fer dans la solution MEA pauvre et riche dans la section décarbonatation du train 100 et train 200, les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

TABLEAU 04 : Résultats de concentration de fer dans la solution MEA pauvre et riche (TRN100 et TRN200)

Date	Analyse	TRN100	TRN200
03/04/2022	MEA pauvre	<1000 ppm	1200 ppm
	MEA riche	<1000 ppm	2300 ppm
25/04/2022	MEA pauvre		2700 ppm
	MEA riche		4400 ppm

❖ Interprétation et discussion des résultats

D'après les résultats, on note une présence du fer dans la solution MEA notamment dans le TR200 ou la MEA riche contient une quantité plus importante que celle dans la MEA pauvre, la source du fer dissout est dans le fond de l'absorbeur.

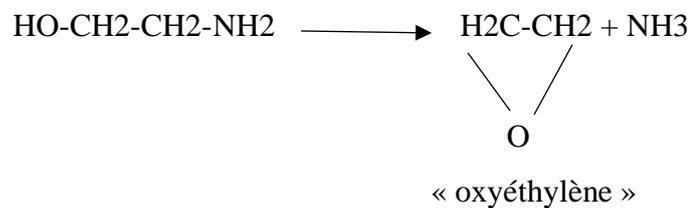
Après le nettoyage, l'absorbeur du TRN100 contient une quantité moins importante que celle du TRN200.

b) Produits dégradation de la solution MEA :

Les impuretés présentes dans le gaz à traiter, peuvent entraîner la formation irréversible de produits de dégradation [13]. La plupart des alcanolamines réagissent avec le CO₂ pour former des produits de dégradation, il s'agit d'un processus parfois irréversible. Ces dégradations provoquent une baisse de capacité du solvant, un accroissement de sa viscosité, et la tendance au moussage. La stabilité chimique des amines augmente avec le degré de substitution de l'azote. Les amines primaires (MEA) sont les plus exposées à la dégradation d'amines par oxydation directe en acide organique (acide formique, acétique, oxalique). Les causes les plus importantes de dégradation de MEA sont les suivantes :

Dégradation thermique :

C'est la destruction d'ordre chimique de la substance MEA sous l'effet de la chaleur, la MEA se décompose selon la réaction suivante :



La vitesse de la réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C, au-delà de 180°C, la décomposition est instantanée.

Les produits de dégradation, en particulier l'oxyde d'éthylène, sont extrêmement réactifs. L'oxyde d'éthylène peut se polymériser et réagir avec la MEA et l'antimousse utilisé. Les produits de ces réactions, qu'ils soient liquides ou solides, désactivent la solution de MEA, et favorisent l'effet corrosif et le moussage de la solution d'amine.

Dégradation par formation des produits non régénérables :

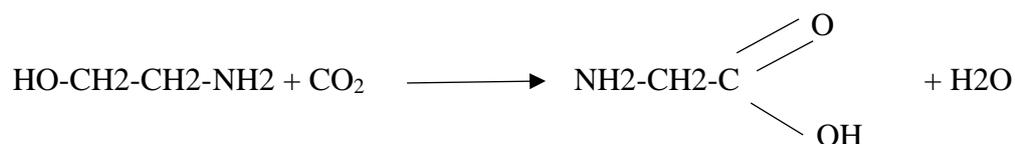
- Réaction avec le dioxyde de carbone :

En plus des réactions de la MEA donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO₂ de façon irréversible.

Le corps formé, sous l'effet de la température excessive subit une déshydratation avec libération d'une molécule H₂O, On aura la formation d'un composé cyclique appelé « Oxazolidine-2 » qui est un composé instable. Il forme, en réagissant avec d'autres molécules de MEA des composés cycliques tel que 1-(2-Hydroxyéthyl) -amidazoline-2). Ce corps est susceptible de s'hydrolyser et se convertir en amine-éthyle-éthanolamine (2-(hydroxyéthyl)éthylènediamine).

- **Réaction avec l'oxygène :**

La MEA s'oxyde rapidement au contact avec l'air pour donner des produits organiques corrosifs les quels peuvent également initier le phénomène de moussage.



Le stockage de la solution MEA ne s'effectuant pas à l'abri de l'air. En effet les puisards sont souvent ouverts et contribue à l'oxydation rapide de la MEA. C'est pourquoi, les amines doivent être stocké sous atmosphère de gaz inerte exempte d'oxygène. Une couleur brunâtre signal l'oxydation de la solution due à une atmosphère de gaz inerte inadéquate ou à l'entrée de l'oxygène. Quand le système MEA est à l'arrêt la circulation de la solution froide doit être maintenu. Ceci minimise les entrées d'air.

c) L'excès d'agent anti-mousse :

Afin d'étudier la contribution de l'excès d'agent anti mousse au problème de moussage rencontré dans la section décarbonatation du complexe, nous avons effectué des tests au laboratoire.

Ces derniers, ont été réalisés en appliquant le test de moussage sur le même volume (50ml) de plusieurs solutions MEA à 15%, avec un ajout d'agent anti mousse à différentes concentrations et à une température de 38 °C. Nous avons également préparé dans les mêmes conditions une solution sans agent anti moussant (test à blanc).

Nous avons transvasé chaque solution préparée dans une éprouvette graduée de 250ml ou un gaz (air) a été dispersé afin de former une mousse. Après formation de la mousse, nous avons procédé à relever son volume en « ml ».



Figure 03 : Appareil de mesure de moussage

❖ **Exploitation des résultats :**

Les résultats des tests effectués sont présentés dans le tableau suivant :

TABLEAU 05 : Influence de l'excès d'anti-mousse sur le volume de la mousse

Concentration d'anti mousse (ppm)	Moussage (ml)
0	19
20	13
40	11
60	7
80	12
100	15
120	17
140	19
160	22
180	27
200	32
250	41
300	63

Afin de bien illustrer l'évolution de volume de la mousse en fonction de la concentration de l'agent anti mousse, nous avons tracé la courbe ci-dessous (Figure 4) :

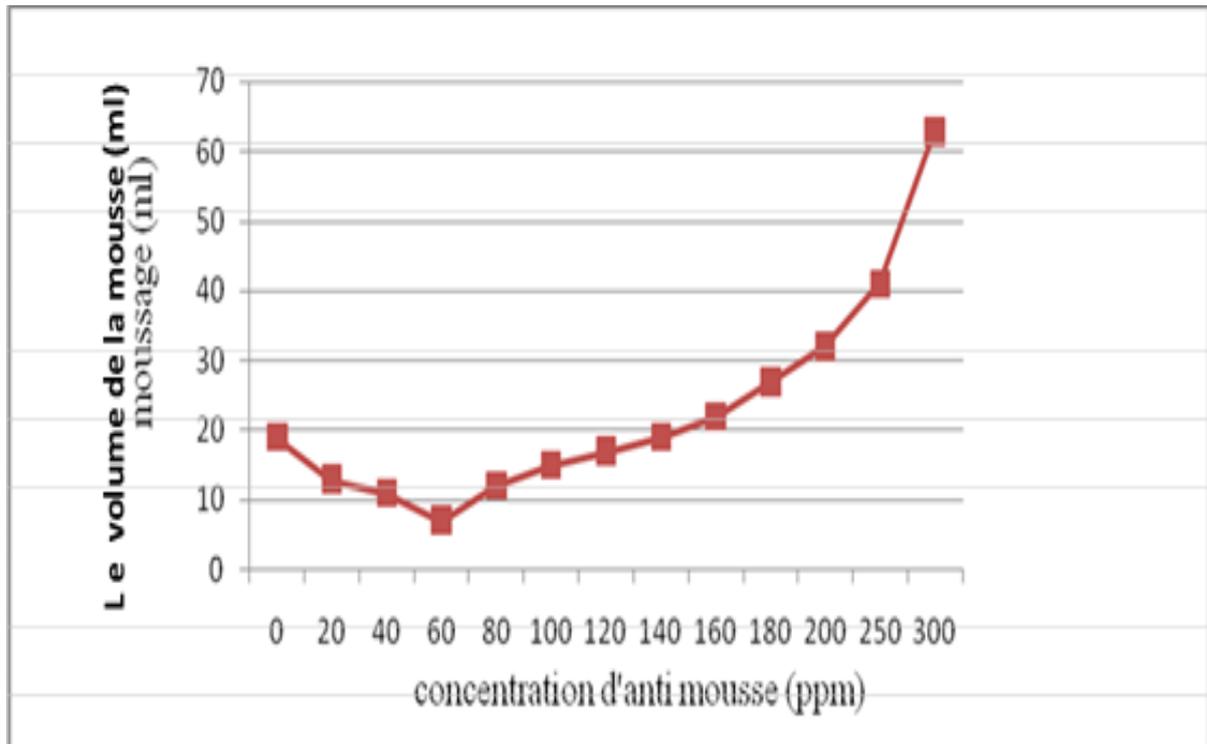


Figure 04 : la variation du volume de la mousse en fonction de la concentration d'anti mousse

❖ Interprétation :

Nous constatons que l'augmentation de la concentration d'anti mousse ajouté à des solutions de MEA de 15%, a provoqué une diminution du volume de la mousse formée par rapport à la solution MEA sans anti mousse (test à blanc), jusqu' à des concentrations comprises entre 50 à 60 ppm où l'effet inverse est remarqué. La mousse devient volumineuse.

Nous pouvons conclure que, l'introduction d'une quantité d'agent anti mousse en excès va aggraver le problème de moussage. En se basant sur les résultats d'analyses précédentes, la quantité optimale d'agent anti mousse recommander à l'utilisation est de 50 ppm

II.2. L'EFFET DE L'ABSENCE DE DIFFERENTES INSTALLATIONS SUR LES PERTES DE LA SOLUTION MEA :

II.2.1. L'eau de lavage :

L'installation de 4 plateaux à eau de lavage est pour but de piéger la majeure partie de la solution MEA entraînée par le gaz. Son absence actuellement ne permet pas cette récupération.

II.2.2. Le vaporisateur X36C :

La dégradation de la solution MEA est un problème inévitable. Cet équipement est donc indispensable pour l'épuration de cette solution et l'enlèvement des produits de dégradation et de corrosion ainsi que les matières solides en suspension et sachant qu'il ne fonctionne pas actuellement ça ne favorise pas le nettoyage de la MEA et l'évitement du moussage.

II.2.3. Le circuit anti-mousse :

La préparation du ce produit qui peut calmer d'une façon temporaire ne s'effectue pas normalement selon le design ce qui lui rend inefficace pour cet objectif et éventuellement un facteur qui peut engendrer le moussage.

III. SIMULATION DE L'UNITE DE DECARBONATATION :

III.1. PRESENTATION DU HYSYS :

Aspen HYSYS ou simplement HYSYS est un simulateur de processus chimique utilisé pour modéliser mathématiquement des processus chimiques, allant des opérations unitaires aux usines chimiques complètes et aux raffineries. HYSYS est capable d'effectuer de nombreux calculs de base du génie chimique, notamment ceux concernant le bilan massique, l'équilibre énergétique, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur, le transfert de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et la perte de charge.

HYSYS est largement utilisé dans l'industrie et le milieu universitaire pour la simulation en régime permanent et dynamique, la conception de processus, la modélisation de la performance et l'optimisation

III.1.1. Définition de HYSYS

Le Simulateur HYSYS est un ensemble des modèles mathématiques des opérations unitaires (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

Donc le HYSYS est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie,

- A l'état stationnaire.
- En situation dynamique.

Le HYSYS peut être utilisé pour :

- Engineering.
- Établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.
- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- Détermination des performances des équipements.

Pour l'utilisation du HYSYS l'utilisateur doit :

- Choisir un modèle thermodynamique et les constituants.
- Établir le schéma de procédés PFD.
- Spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.
- Le HYSYS résout le schéma du procédé, les résultats sont des bilans de matières et d'énergie.

III.1.2. Le choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée.

Pour les procédés de traitement du gaz, l'équation d'état de l'Amine est généralement le modèle recommandé. Elle contient les données pour modeler le processus de l'absorption et désorption des gaz acides.

III.2. Simulation de la section décarbonatation :

Pour nous assurer de la fiabilité du logiciel Hysys et de la pertinence du choix du modèle thermodynamique, nous avons commencé notre travail de simulation en validant nos données, le modèle thermodynamique sélectionné ainsi que le schéma de procédé.

Après avoir choisi la charge de gaz naturel la plus lourde, c'est-à-dire celle qui renferme la plus grande teneur en CO₂ susceptible d'être traitée par l'usine

III.2.1. Méthodologie de travail

Pour ce faire, deux cas ont été simulé :

- Cas du design avec la présence d'eau de lavage et humidificateur du GN.
- Cas réel avec les paramètres actuels.

III.2.1.1. Simulation du cas design : (avec eau de lavage et humidificateur du gaz)

Pour effectuer nos calculs de simulation, nous avons collecté le maximum de données concernant les principaux équipements de la section décarbonatation, à savoir l'absorbeur X31E, le régénérateur X32E, les échangeurs de chaleur X31C, X32C, X33C1/C2/C3/C4, X34C et X35C, les ballons de flash et de reflux et X37F et X33F, les pompes 31-J/JA et 32-J/JA506.

L'ensemble des données de ces équipements et les paramètres de fonctionnement sont regroupées dans l'**Annexe B**.

Les principaux paramètres de fonctionnement pris en compte lors de l'étude de conception initiale sont indiqués dans le tableau 06 :

TABLEAU 06 : Paramètres de fonctionnement de la section décarbonatation (cas design)

L'absorbeur X31E	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Nombre du plateau : 29 plateaux (25plateaux pour l'absorption du CO₂ et 4 plateau pour l'eau de lavage)
GN	<ul style="list-style-type: none"> ➤ La composition du GN est celle du design (0.17 % du CO₂). ➤ La charge du GN est de 300 000 Nm³/h ➤ T= 38°C ; P=41.5 bar ➤ GN saturé en eau (548 ppm)
MEA pauvre	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Concentration : 15 % ➤ Débit :66 m³/h ➤ CO₂ : 1.3 %
Eau de lavage	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Eau du condensat des chaudières ➤ Débit : 15 m³

III.2.1.2. Simulation du cas réel :

Les données de la simulation sont regroupées dans le tableau suivant :

TABLEAU 07 : Données d'entrée du simulateur de la section décarbonatation (cas réel)

Absorbeur X31E	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Nombre du plateau : 25 plateau d'absorbeur. ➤ Absence d'eau de lavage.
GN	<ul style="list-style-type: none"> ➤ La composition du GN est actuelle (0.19 % du CO₂). ➤ La charge du GN est de 280 000 Nm³/h. ➤ T = 38 °C ; p = 41.5 bar. ➤ Le GN est sec.
MEA pauvre	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Concentration : 13 % ➤ CO₂ :0.93 % ➤ Débit : 46 m³/h

III.2.1.3. Comparaison entre les résultats obtenus dans les deux cas de la simulation :

Les résultats obtenus par la simulation du procédé de décarbonatation en incluant les caractéristiques du gaz de design et actuelles sont indiqués dans le tableau 8. Ces valeurs sont comparées à celles fournies par l'étude de conception.

TABLEAU 08 : comparaison entre les résultats obtenus par simulation dans le cas design et le cas réel.

Courant	Paramètres	Cas design	Cas réel
Gaz traité	Teneur en CO ₂ (ppm)	1	1
	H ₂ O (ppm)	710	686
	MEA (ppm)	Une proportion très faible	5
	Eau de lavage	Concentration MEA 245 ppm	/
MEA riche	Concentration	14.27 %	12.7 %
	Teneur en CO ₂ (ppm)	3.1%	3.7%

❖ Interprétation

D'après les résultats obtenus par simulation, il nous apparaît que la proportion de MEA dans le gaz traité cas réel est supérieure à celle dans cas design.

-L'absence des différentes installations contribue à augmenter la quantité de MEA entraînée avec le gaz traité.

-Une variation dans la concentration de H₂O dans le gaz traité pour les deux cas de la simulation, cela est dû à la saturation du gaz en eau avant d'entrer dans l'absorbant.

-On note également la convergence de la teneur en CO₂ dans MEA riche dans les deux cas de la simulation.

III.2.1.4. Comparaison des quantités de MEA entraînée obtenus par simulation dans les deux cas :

TABLEAU 09 : Comparaison des quantités de MEA entraînée obtenus par simulation dans les deux cas

Simulation	Cas design	Cas réel
Qt de MEA entraînée (fût/mois)	Très faible	13.57
Qt de MEA vers sécheurs	Très faible	0.26

❖ Interprétation

D'après les résultats obtenus, on note que

- La quantité de MEA entraînée par le gaz dans le cas design est bien supérieure à celle dans le cas réel.
- Seule une petite quantité de MEA entraînée va vers les sécheurs.

On constate que l'eau de lavage a un rôle important dans la réduction de la quantité de MEA entraînée par le gaz.

CONCLUSION GENERALE

L'étude présentée dans ce mémoire a été réalisée au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GNL2/Z » et avait pour objectif de faire le suivi de fonctionnement de l'unité de décarbonatation en traitant l'un des problèmes majeurs qui affectant cette section ; la surconsommation de la solution MEA

Notre étude a montré plusieurs causes existant et engendrant ce phénomène tel que :

- ✓ La présence importante et croissante des produits de corrosion (Fer dissout) dans le solvant MEA.
- ✓ Un contact de la MEA avec l'O₂ dans le puisard ce qui favorise sa dégradation.
- ✓ Un arrêt de fonctionnement de l'épurateur X36C qui enlève les sels, les produits de corrosion et de dégradation de la MEA.
- ✓ Une mauvaise préparation du produit anti-mousse qui est sensé à calmer le moussage temporairement.

Avec la simulation, il était bien apparu que l'eau de lavage a un rôle très important pour empêcher l'entraînement de la MEA par le gaz ainsi que la majorité des pertes actuelles sont au niveau du l'absorbeur X31E.

RECOMMANDATIONS

Pour minimiser les pertes du solvant MEA, il est inévitable de traiter le problème du moussage et remettre en fonctionnement normal les équipements qui ont été prévus pour la réduction de ces pertes, on doit donc :

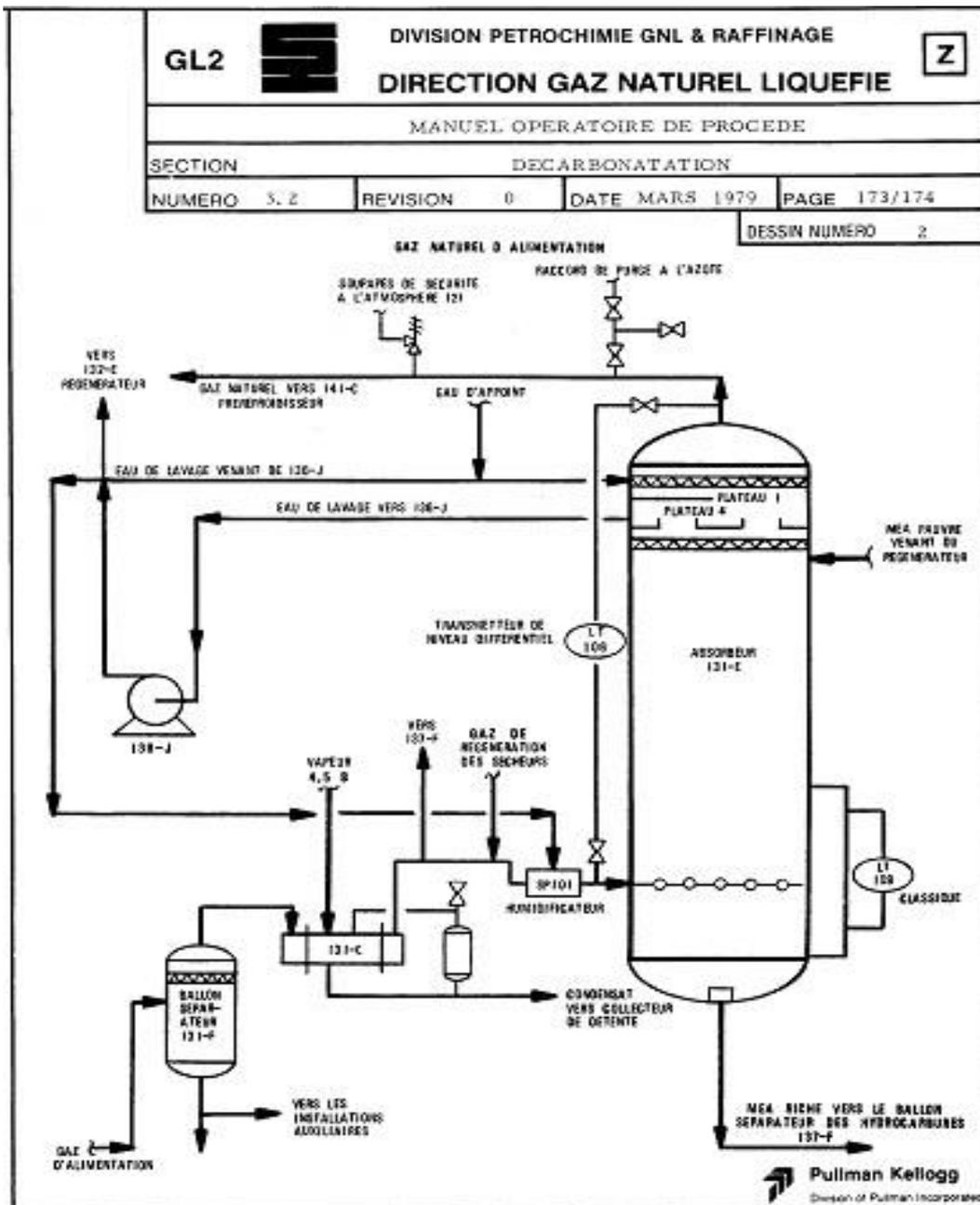
- Remettre en fonctionnement permanent le vaporiseur X36C pour le nettoyage de la solution MEA.
- Saturer le gaz d'alimentation en eau avant son entrée à l'absorbeur.
- Réparer la pompe doseuse d'injection du produit anti-mousse.
- Utiliser des filtres qui peuvent traiter un débit plus important du solvant MEA afin de piéger les produits de dégradation et de corrosion.
- Il est conseillé d'effectuer des bons lessivage et rinçage des équipements avant le démarrage initial

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Gaz Naturel Production Traitement Transport. Alexandre ROJEY Editions Technip 1994.
- [2] Gas purification. Arthur Kohl, Richard Nielsen. Edition Gulf publishing Company Houston, Texas 1997, ISBN 0-88415-220-0.
- [3] www.ifp.fr
- [4] Revue trimestrielle de Sonatrach. Revue. Décembre 2007.
- [5] Manuel opératoire du complexe GL2Z, 1993.
- [6] B. Bouhend, Etude de la Substitution du MEA par MDEA dans la Section de Décarbonatation du Complexe GL2/Z ; mémoire master 2012.
- [7] Amornvadee Veawab, Paitoon Tontiwachwuthikul, and Amit Chakma. Corrosion Behavior of Carbon Steel in the CO₂ Absorption Process Using Aqueous Amine Solutions. Process Systems Laboratory, Faculty of Engineering, University of Regina, Regina, Saskatchewan, Canada S4S 0A2. Ind. Eng. Chem. Res. 38, 3917-3924 ; 1999.
- [8] DuPart, M.S. ; Bacon, T.R. ; Edwards, D.J. Part2- Understanding Corrosion in Alkanolamine Gas Treating Plants. Hydrocarbon Process. ; 89-94 May 1993.
- [9] C. Roizard, G. Wild, J.C Charpentier. Absorption avec réaction chimique. Techniques de l'ingénieur, traité génie des procédés.
- [10] J. Polasek. Selecting Amines for Sweetening Units, Bryan Research & Engineering, Department of Chemical Engineering, Texas A&M University, College Station, Texas.
- [11] INERIS DRA- PREV. 46059/tox_proc_colonnes à garnissage.doc. Décembre 2004,
- [12] S. Youcef, Etude de Phénomène de Moussage au Niveau de la Section Décarbonatation du Complexe GL2/Z, Mémoire 2016.
- [13] George S. Goff & Gary T. Rochelle. Oxidative degradation of MONOETHANOLAMINE in CO₂ capture : O₂ masse transfer. Department of chemical Engineering, The university of Texas at Austin, Austin TX 78712.

Les annexes

Annexe A



Annexe B

Les équipements de section de décarbonatation

Colonne d'absorption 131E

Longueur	28205mm
Diamètre intérieur	2896mm
Matériau	SA516-GR70
Nombre de plateaux total	25 perforés et 4 à clapet
Hauteur de déversoir	58mm
Pression de service	41.5 bar
Pression nominale	49.5 bar
Pression de test hydrostatique	78.9 bar
Concentration de la solution MEA	15 à 20 %
Temps de séjour	3'
Débit MEA en circulation	66 m ³ /h
Température d'entrée de la MEA pauvre	38°C
Débit eau de lavage	17 m ³ /h
Pourcentage d'engorgement	80 %

131 C : Réchauffeur GN travaillant avec de la vapeur 4.5 bar

TUBES		Calandre	
Nombre de tubes	468		
Matériau	Acier Carbone	Matériau	Acier Carbone
Fluide en circulation	Gaz Natural	Fluide en circulation	Vapeur 4.5 bars
Débit	259099 kg/h	Débit	10120 kg/h
Température d'entrée	Ambiante	Température d'entrée	252.8°C
Température de sortie	37.8°C	Température de sortie	147.8 °C
Température nominale	De -15°C à 65°C	Température nominale	288 °C
Pression de service	41.4 bar à 45 bar	Pression de service	3.45 bar
Nombre de passe	1		
Pression nominale	49.7 bar	Chaleur Echangée	5.569.200 Kcal/h

Pompe d'eau de lavage X36J/JA

Fabriqueur des pompes 136 J/JA	Byron – Jackson (Pays Bas)
Nombre d'étages	1
Fabriqueur de moteur électrique	ACEC, Charloroi (Belgique)
Vitesse du moteur	2855 t/mn
Vitesse du moteur à pleine charge	3000 t/mn
Pression nominale d'aspiration	47.40 bars
Pression nominale	51.54 bars
Pression maximale de déclenchement	52.36 bars
Capacité nominale	19.53 m ³ /h
Puissance du moteur	7.5 HP

Ballon de détente 137F

Longueur	7010 mm
Diamètre	1829 mm
Matériau	SA 285-C
Pression de service	5.86 bar
Pression nominale	6.55 bar
Pression hydrostatique	13.1 bar
Température de service	43.3°C
Température de calcul	49°C
Chicane de déversement interne (largeur totale)	1372 mm
Tamis anti-entraînement	Sommet du ballon

Régénérateur 132 E

Longueur	21040 mm
Diamètre	1372 mm
Matériau	SA 205-C
Nombre de plateaux	25 perforé
Hauteur du déversoir	46 mm
Pression de colonne (fond)	1.4 bar
Pression différentielle de la colonne	0.5 bar

Pression nominale	2 bar
Pression de test hydrostatique	11.1 bar
Température de tête de la colonne	107 °C
Température de rebouilleur	122 °C
Temps de séjour du liquide	3 mn

Rebouilleur 134 C

Calandre et enveloppe de la calandre	Acier carbone
Fluide	Vapeur 4.5 bars
Débit total d'entrée	9792 kg/h
Température d'entrée	147.8 °C
Température de sortie	147.8 °C
Chaleur échangée	4.938.100 Kcal/h max
Tubes et boîte de circulation	Inox, Chrome et le Nickel
Fluide	MEA pauvre
Débit total d'entrée	81642 kg/h
Température d'entrée	119.8 °C pour 2 bars
Température de sortie	21.4 °C pour 2 bars
Surface d'échange	169.8 m ²

Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ (X33 F)

Longueur	2362 mm
Diamètre	813 mm
Matériau	SSA 285-C
Pression de service	1.3 bar
Pression de calcul	2 bar
Pression test hydrostatique	23 bar
Température de service	60 °C
Température de calcul	60 °C
Chicane interne	Entrée
Tamis anti-entraînement	Tête

Echangeurs solvant riche/pauvre 133 C1, C2, C3 et C4

Côte calandre	MEA pauvre à 15 %
Matériau	Acier carbone
Débit d'entrée	67624 kg/h
Température d'entrée	122 °C
Température de sortie	59.8 °C
Chaleur échangée	4.331.560 Kcal/h
Côte tubes	MEA riche à 20%
Matériau	Acier Inox, Chrome, Nickel
Débit d'entrée	69 584 kg/h
Température d'entée	39.8 °C
Température de sortie	101.7 °C
Nombre de passes	4
Surface d'échange	137 m ²

Refroidisseur 132 C

Côte calandre	MEA pauvre à 15 %	Côte tubes	Eau de mer
Matériau	Acier carbone	Matériau	70% Cu et 30% Ni
Débit d'entrée	67624 kg/h	Débit d'entrée	190.000 kg/h
Température d'entrée	59.8 °C	Température d'entée	24 °C
Température de sortie	37.8 °C	Température de sortie	32.2 °C
Chaleur échangée	1.514.500 Kcal/h	Nombre de passes	4
Nombre de passes	1	Surface d'échange	137 m ²

Pompes de reflux de régénérateur (X32 J/JA)

Fabriquant des pompes	Byron – Jackson (pays bas)
Nombre d'étages	1
Fabriquant du moteur électrique	ACEC, Charleroi (Belgique)
Vitesse du moteur à pleine charge	2950 t/mn
Pression nominale d'aspiration	0.62 bar
Pression nominale de refoulement	4.06 bar
Pression maximale de déclenchement	4.71 bar
Capacité nominale	3.9 m ³ /h
Puissance de moteur à plaine charge	3 HP

Condenseur de tête de CO₂ (X35 C)

Types	AEM		
Côte tubes		Côte calandre	
Fluides en circulation	EDM	Fluides en circulation	CO ₂ + Vapeur d'eau
Matériau	70% Cu et 30% Ni	Matériau	Acier carbone
Débit	222400 kg/h	Débit	6041 kg/h
Température d'entrée	23.9 °C	Température d'entrée	104.2 °C
Température de sortie	35.6 °C	Température de service	60°C
Température nominale	66 °C	Pression de service	1.3 bar
Nombre de passes	1	Nombre de passes	2
Surface d'échange	57.6 m ²		