

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département de Génie Mécanique

Japanese Gas Corporation Algeria

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Génie Mécanique

Étude technico-économique de la récupération des vapeurs d'éthylène générées par Boil-Off au complexe gazier de Skikda.

Ilyes Zakaria TOUMI

Présenté et soutenu publiquement le 06 Juin 2019

Composition du Jury :

Président	Bouزيد BENKOUSSAS	Professeur	ENP
Promoteur	Salah LARBI	Professeur	ENP
Co- Promoteur	Lounis KHIAE	Ingénieur	JGC
Examineurs	Mohamed BENBRAIKA	Maître Assistant- A	ENP
	El- Hadi BENYOUSSEF	Professeur	ENP
Invité	Iskander ZOUAGHI	Maître Assistant- B	ENP

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département de Génie Mécanique

Japanese Gas Corporation Algeria

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Génie Mécanique

Etude technico-économique de la récupération des vapeurs d'éthylène générées par Boil-Off au complexe gazier de Skikda.

Ilyes Zakaria TOUMI

Présenté et soutenu publiquement le 06 Juin 2019

Composition du Jury :

Président	Bouزيد BENKOUSSAS	Professeur	ENP
Promoteur	Salah LARBI	Professeur	ENP
Co- Promoteur	Lounis KHIAR	Ingénieur	JGC
Examineurs	Mohamed BENBRAIKA	Maître Assitant- A	ENP
	El- Hadi BENYOUSSEF	Professeur	ENP
Invité	Iskander ZOUAGHI	Maître Assitant- B	ENP

ملخص:

الهدف المحدد في هذا المشروع النهائي للدراسات يتعلق بتقييم الإمكانيات التقنية والاقتصادية لعملية تسييل غاز الإيثيلين الناتج عن ظاهرة الغليان. تم تقديم نموذج رياضي لتقييم كميات الإيثيلين الناتجة عن الغليان. تم التحقق من صحة النتائج التي تم الحصول عليها عن طريق القياسات التجريبية التي أجريت في الموقع. يتم تغيير حجم مصنع تسييل الإيثيلين المستعاد باستخدام برنامج Hysis. تم إجراء تفاصيل مختلفة ، تقنية وهندسية ، المعدات التي تشكل هذا التثبيت. من أجل اختبار ربحية محطة التميع المقترحة ، الإيثيلين المتبخر ، تم إجراء تحليل تقني واقتصادي. تم تقييم الإمكانيات الاقتصادية للعملية لعملية الاسترداد فيما يتعلق بكمية الإيثيلين المسترجع. أظهرت النتائج أن الجدوى الفنية والفرص الاقتصادية واعدة.

الكلمات المفتاحية:

الغليان ، الإيثيلين المسال ، النموذج الرياضي ، عملية تسييل ، التقييم المالي.

Abstract:

This engineering project is dedicated to the evaluation of the techno-economic potential of a process of liquefaction of ethylene gas resulting from the boil-off phenomenon. A mathematical model has been presented to evaluate the quantities of ethylene produced by boil-off. The obtained results were validated by experimental measurements carried out on site. The sizing of the recovered ethylene liquefaction plant is performed using the Hysis software. Different aspects, technical and geometrical, related to the equipments that make up this installation have been analyzed. In order to test the profitability of the proposed liquefaction plant, the evaporated ethylene, technical and economical analysis was done. The economic potential of the process has been evaluated for the recovery process with respect to the amount of ethylene recovered. It is demonstrated that the technical feasibility and economic opportunity of the proposed process are promising solutions.

Keywords: Boil-off, liquefied ethylene, mathematical model, liquefaction process, financial evaluation.

Résumé:

L'objectif fixé à travers ce projet de fin d'études est relatif à l'évaluation du potentiel technico-économique d'un procédé de liquéfaction de gaz éthylène issue du phénomène de boil-off. Un modèle mathématique a été présenté pour évaluer les quantités d'éthylène produites par boil-off. Les résultats obtenus ont été validés par des mesures expérimentales effectuées sur site. Le dimensionnement de l'installation de liquéfaction d'éthylène récupéré est effectué par utilisation du logiciel Hysis. Différents aspects, techniques et géométriques, des équipements qui composent cette installation ont été analysés. Afin de tester la rentabilité de l'installation de liquéfaction proposée, de l'éthylène évaporé, une analyse technico-économique a été faite. Le potentiel économique du process a été évalué, pour le procédé de récupération vis à vis de la quantité d'éthylène récupéré. Les résultats obtenus ont démontré que la faisabilité technique et l'opportunité économique sont prometteuses.

Mots- clés: Boil-off, Ethylène liquéfié, Modèle mathématique, Procédé de liquéfaction, Evaluation financière.

Dédicaces

Ce travail est dédié à :

Mes parents qui m'ont élevé et guidé à travers ce long chemin de droite,

*Mes grands-parents qui m'ont inculqué les valeurs morales et m'ont fait aimer
les études d'ingénieur,*

Mon frère et ma sœur,

*Tous mes amis qui m'ont soutenu dans les moments difficiles de ce projet
d'ingénierie.*

Remerciements

Je souhaite avant tout remercier tout ce qui ont trouvé ce document et ont eu la bonne volonté de le lire, je suis aussi reconnaissant à toutes les personnes qui ont compris que ce document est une traduction de la dernière référence bibliographique, et par la suite ont contacté l'auteur pour avoir la version originale.

Aussi, je suis extrêmement reconnaissant à mes conseillers, les professeurs Salah LARBI et Ing. KHIAR Lounis, pour ses conseils précieux et son soutien continu tout au long de mon projet d'ingénierie, pour sa patience, sa motivation et ses vastes connaissances. Leurs conseils m'ont aidé tout le temps durant mon projet et la rédaction du manuscrit. Je n'ai jamais imaginé avoir de meilleurs conseillers et mentors pour mon projet d'ingénierie, tels que les professeurs S. LARBI et Ing. K. Lounis.

Outre mes conseillers, je voudrais remercier tous les membres du jury : les professeurs Bouzid Benkoussas, Mohamed Benbraika et Elhadi Benyoussef d'avoir accepté de devenir membre du jury et d'avoir examiné ce rapport technique.

Je tiens à remercier l'ensemble du personnel du service des processus de Japanese Gas Corporation (JGC), qui m'a accueilli comme membre de son équipe et m'a permis d'accéder à ses installations de travail. Sans leur aide, ce projet ne pourrait être possible.

Enfin, j'aimerais remercier toutes les personnes qui m'ont apporté toute forme d'aide pour surmonter toutes les difficultés rencontrées au cours de mes cinq années d'études en génie mécanique.

Table des matières

Liste des figures

Liste des tables

Liste des sigles

Introduction	- 17 -
1.2. Japanese Gas Corporation Algeria	- 18 -
1.2.1. Introduction.....	- 18 -
1.3. Issue du projet	- 19 -
1.4. Structure du document	- 19 -
État de l'art sur le boil-off d'éthylène	- 22 -
2.1. Introduction	- 22 -
2.2. Cas du boil-off du GNL	- 22 -
2.3. Cas du Boil- off d'éthylène	- 25 -
2.4. Conclusion	- 26 -
Modélisation Mathématique Du Boil-Off D'éthylène	- 28 -
3.1. Introduction	- 28 -
3. 2. Description du réservoir de stockage	- 28 -
3.2. Model physique	- 29 -
3.3. Model Mathématique	- 31 -
3.3.1. Vapeurs d'éthylène	- 31 -
3.3.2. Liner (Surface-1).....	- 33 -
3.3.3. Toit (surface 3)	- 35 -
3.5. Résolution analytique	- 38 -
3.8. Résolution numérique	- 43 -
3.9. Hypothèses.....	- 43 -
3.10. Results.....	- 44 -
Procédé de re-liquéfaction et dimensionnement	- 46 -
4.1. Introduction	- 46 -
4.2.1. Refrigerants	- 46 -
4.2.2. Le procédé.....	- 47 -
4.2.2.1. Procédé 1 (cas-A).....	- 47 -
4.2.2.2. Procédé 2 (Cas-B).....	- 49 -
4.2.2.3. Procédé 3 (Case-C).....	- 49 -
4.3. Modélisation, hypothèses et paramètres d'entrée pour la simulation	- 50 -
4.3. 1. Equations d'états.....	- 52 -
4.3. 2. Description du site et hypothèses	- 52 -
4.3.3. Coefficient de performance.....	- 53 -
4.3.4. Résultat numérique	- 53 -

4.3.5. Process final.....	- 54 -
4.3.6. Performances.....	- 54 -
4.4. Dimensionnement.....	- 54 -
4.4.1. Principaux équipements.....	- 54 -
4.4.2. Compresseur	- 54 -
4.4.3. Echangeurs de chaleur	- 54 -
4.4.2. Equipements secondaire.....	- 57 -
4.4.2. Liste des équipements et paramètres clés	- 58 -
Analyse technico-économique.....	- 60 -
5.1. Introduction	- 60 -
5.2. Methodologie	- 60 -
5.3. Évaluation du « Capital cost »	- 60 -
5.4. Index.....	- 61 -
5.5. Évaluation du coût des matériaux.....	- 62 -
5.5.1. Échangeurs de chaleur	- 62 -
5.5.2. Compressor	- 62 -
5.5.3. Récipient a pression.....	- 63 -
5.6.3. Coût de l'approvisionnement en eau.....	- 65 -
5.6.4. Coût total d'exploitation.....	- 66 -
5.7. Bénéfice brut.....	- 66 -
5.8. Évaluation financière.....	- 67 -
5.8.1. Hypothèses.....	- 67 -
5.8.2. Definitions.....	- 67 -
5.8.3. Methodes d'évaluations.....	- 68 -
5.9. Résultats.....	- 69 -
5.9.1. Encaissement annuel net	- 69 -
5.9.2. Période de récupération	- 69 -
5.9.3. Période de récupération réduite.....	- 69 -
5.9.4. Entrée de trésorerie actualisée	- 70 -
5.9.4. Valeur actuelle nette (NPV).....	- 72 -
5.10. Analyse des résultats.....	- 76 -
Conclusions	- 78 -
References	- 81 -
Annexe 1	- 86 -
Annexe 2	- 87 -
Annexe 3	- 90 -
Annexe 4	- 95 -

Liste des figures

Figure 1.1. Prix spot de l'éthylène.	- 18 -
Figure 3. 1. Plan de conception du réservoir de stockage externe.....	- 29 -
Figure 3. 2. Schéma d'une vue en coupe des réservoirs de stockage extérieur et intérieur.	- 29 -
Figure 3. 3. Détails liés au modèle physique utilisé.....	- 30 -
Figure 3. 4. Bilan thermique de la couche de vapeur d'éthylène infinitésimale.	- 31 -
Figure 3. 5. Bilan thermique de la couche annulaire infinitésimale du liner.....	- 33 -
Figure 3. 6. Bilan thermique du cylindre annulaire infinitésimal du toit.	- 36 -
Figure 3. 7. Bilan thermique avec l'éthylène liquide.....	- 40 -
Figure 3. 8. Algorithme de calcul du taux d'ébullition.	- 43 -
Figure 4. 1. Schéma du procédé de re-liquéfaction de l'éthylène cas-A.....	- 48 -
Figure 4. 2. Schémas du procédé de reliquéfaction de l'éthylène Cas-B.	- 49 -
Figure 4. 3. Diagramme du processus de re-liquéfaction d'éthylène-C.....	- 50 -
Figure 5. 1. Entrée de fonds actualisée pendant 25 ans pour 50% de l'utilisation.	- 72 -
Figure 5. 2. Valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.	- 74 -
Figure 5. 3. Taux de rendement interne au fil des ans pour 50% et 100% d'utilisation.....	- 76 -

Liste des tables

Table 3. 1. Paramètres de l'éthylène et de l'azote dans le réservoir de stockage.....	- 29 -
Table 3. 2. Propriété géométrique et thermique utilisé pour l'application numérique.....	- 86 -
Table 4. 1. Propriétés thermophysiques, sécuritaires et environnementales de certains fluides frigorigènes.	- 47 -
Table 4. 2. Exergie et bilan énergétique pour chaque composante du processus de liquéfaction.	51 -
Table 4. 3. Composition et paramètres thermodynamiques de l'éthylène BOG.	- 53 -
Table 4. 4. COP de l'étude préliminaire avec la référence.....	- 53 -
Table 4. 5. COP des cas A, B et C utilisant les réfrigérants R1270, R600a et R290.	- 53 -
Table 4. 6. Caractéristiques géométriques et énergétiques essentielles de l'échangeur de chaleur. ...	55 -
Table 4.7. Caractéristiques du séparateur de phase.	- 56 -
Table 4. 8. Caractéristiques du séparateur de phase.	- 57 -
Table 4. 9. Liste des équipements principaux avec leur paramètres pertinents.	- 58 -
Table 4. 10 A-Cool-Ethylene-1	- 90 -
Table 4. 11 A-Precooler-2	- 91 -
Table 4. 12 A-Precooler-1	- 92 -
Table 4. 13 A-Cond-Evap heat exchangers	- 93 -
Table 4. 14 A-Cond-Evap	- 94 -
Table 5. 1. Liste des principaux types d'équipement avec leur taille de base.	- 61 -
Table 5. 2. Coûts des échangeurs de chaleur	- 62 -
Table 5. 3. Coûts des compresseurs.....	- 63 -
Table 5. 4. Coût des récipients a pression	- 63 -
Table 5. 5. Les coûts d'équipement finaux.	- 63 -
Table 5. 6. Coût de l'énergie électrique pour chaque compresseur.....	- 64 -
Table 5. 7. Coût total de l'énergie électrique par pourcentage de la durée de fonctionnement. .-	65 -
Table 5. 8. Coût de maintenance annuelle pour 50% et 100% de la durée de fonctionnement. -	65 -
Table 5. 9. Les coûts annuels de refroidissement par eau représentent 50% et 100% de la durée de fonctionnement.	- 66 -
Table 5. 10. Total des coûts d'exploitation de l'installation pour 50% et 100% du temps d'exploitation.....	- 66 -
Table 5. 11. Bénéfice économique total pour un prix minimal d'éthylène par période donnée; heure, jour, mois, 6 mois, année.....	- 67 -
Table 5. 12. Bénéfice économique annuel total pour chaque scénario pour 50% et 100% du temps de fonctionnement.....	- 67 -
Table 5. 13. Méthodes d'évaluation des critères applicables pour accepter un projet.....	- 68 -
Table 5. 14. Formule de calcul des critères applicables.	- 69 -
Table 5. 15. Encaissement annuel net.....	- 69 -
Table 5. 16. Période de récupération	- 69 -
Table 5. 17. Période de période de récupération réduite.	- 70 -
Table 5. 18. Entrée nette de fonds pour 50% d'utilisation et 100% d'utilisation.	- 71 -
Table 5. 19. Valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.....	- 73 -
Table 5. 20. Tarifs internes pour 50% et 100% d'utilisation.....	- 75 -

Liste des sigles

n	: Épaisseur d'isolation à l'azote, m
p	: Épaisseur d'isolation en perlite, m
e	: Epaisseur du toit, m
h	: Hauteur du réservoir de stockage, m
z_L	: Haute de la surface libre d'éthylène, m
r_i	: Rayon interne du réservoir de stockage, m
r_e	: Rayon externe du réservoir de stockage, m
r_m	: Rayon moyen du réservoir de stockage, m
dz	: Élément de hauteur, m
w	: Épaisseur du fond du réservoir de stockage, m
Surface-1	: Surface de la paroi interne en contact avec la vapeur d'éthylène, m
Surface-2	: Surface de la paroi interne en contact avec l'éthylène liquide, m
Surface-3	: Surface interne du toit, m
Surface-4	: Surface interne du fond, m
$L_{Perlite}$: Épaisseur de l'isolant de perlite, m
L_{Steel}	: Épaisseur de l'acier environnant, m
$L_{glass\ wool}$: Épaisseur de l'isolant en laine de verre, m
$S_{L,inside}$: Élément de surface transversale interne de la doublure, m ²
$S_{A,L}$: Élément de surface latérale de la gaine, m ²

$S_{R,inside}$: Élément de surface transversale interne du toit, m ²
$S_{A,R}$: Élément de surface latérale du toit, m ²
$M_{1...3}$: Variables de substitution, sans dimension
$\lambda_{1...3}$: Variables de substitution, sans dimension
α_V	: Variables de substitution, sans dimension
α_L	: Variables de substitution, sans dimension
γ_L	: Variables de substitution, sans dimension
β_L	: Variables de substitution, sans dimension
α_R	: Variables de substitution, sans dimension
β_R	: Variables de substitution, sans dimension
a	: Variables de substitution, sans dimension
α	: Variables de substitution, sans dimension
κ	: Variables de substitution, sans dimension
$T_V(z)$: Température de la vapeur d'éthylène sur la hauteur, en K
$T_L(z)$: Température de la chemise le long de la hauteur, K
$T_R(r)$: Température du toit le long du rayon, K
$T_{external}$: Température externe, K
$T_{Ethylene}$: Température de l'éthylène liquide, K
T_R	: Température relative, K
T_C	: Température critique, K

T_{Ref}	: Température de référence, K
\bar{T}_R	: Température moyenne de la surface du toit, en K
\bar{T}_L	: Température moyenne de la surface du revêtement, en K
T_{ground}	: Température constante du sol, K
\dot{m}_v	: Taux d'évaporation en masse d'éthylène, kg / h
Cp_v	: Capacité thermique spécifique de l'éthylène, J / kg.K
K_L	: Conductivité de la chemise, W / m.K
$U_{extern,L}$: Transfert de chaleur global par conduction entre la surface 3 et l'environnement externe, W / m ² .K
$h_{L,Ethylene,radiation}$: Taux de convection équivalent pour le taux de transfert de chaleur radiatif entre le liner et l'éthylène liquide, W / m ² .K
σ	: Constante de Stefan Boltzmann, W / m ² .K ⁴
K_R	: Conductivité du toit W / m.K
$K_{glass\ wool}$: Conductivité d'isolation en laine de verre, W / m.K
$K_{Perlite}$: Conductivité d'isolation en laine de perlite, W / m.K
K_{Steel}	: Conductivité de l'acier, W / m.K
$U_{B,conduction}$: Transfert de chaleur global par conduction entre la surface 4 et le sol, W / m ² .K
$U_{E,R}$: Transfert de chaleur global par conduction entre la surface 3 et l'environnement extérieur, W / m ² .K
ω	: Facteur acentrique de l'espèce, sans dimension
Z	: Facteur de compressibilité, sans dimension

- $h_{Evaporation,ethylene}$: Enthalpie d'évaporation de l'éthylène, W / m².K
- $h_{L-V}(T_L, T_V)$: Transfert de chaleur convectif et radiatif équivalent entre le liner et les vapeurs, W / m².K
- $h_{L,V,Convection}(T_L, T_V)$: Transfert de chaleur radiatif équivalent entre le liner et les vapeurs, W / m².K
- $h_{L,V,Radiation}(T_L, T_V)$: Transfert de chaleur convectif équivalent entre le liner et les vapeurs, W / m².K
- $\dot{H}_V|_z$: Flux d'enthalpie ascendante en z pour un volume cylindrique Infinitésimal de rayon et de hauteur, W / m².K
- $\dot{H}_V|_{z+dz}$: Flux d'enthalpie vers le haut pour un volume cylindrique infinitésimal de rayon et de hauteur, W / m².K
- P : Pression de service maximale admissible, en MPa
- S : Contrainte de traction maximale admissible, MPa
- eff : Efficacité du joint soudé, sans dimension
- D : Diamètre intérieur du bateau, m
- L : Longueur, m
- $F_{L,ethylene}$: Facteur de forme de corps gris entre le liner et la surface du liquide Éthylène, sans dimension
- ϵ_L : Émissivité moyenne de la doublure thermique, sans dimension
- $f_{L,ethylene}$: Facteur de vue entre le liner et la surface de l'éthylène liquide, sans dimension
- $F_{R,ethylene}$: Facteur de forme de corps gris entre le toit et la surface de L'éthylène liquide, sans dimension
- ϵ_R : Émissivité thermique moyenne du toit, sans dimension

$f_{R.ethylene}$: Facteur de vue entre le toit et la surface de l'éthylène liquide, sans dimension
$\sum m_{in}$: Flux de masse d'admission, kg / s
$\sum m_{out}$: Débit de masse en sortie, kg / s
Q	: Quantité de chaleur nette fournie au système, W
W	: Quantité nette de travail fourni au système, W
Q_E	: Tête retirée du gaz d'éthylène, W
W_{tot}	: Travail total de l'installation, W
$\sum H_{out}$: Enthalpie d'entrée, kJ / kg.s
$\sum H_{in}$: Flux d'enthalpie en sortie, en kJ / kg.s
e_{out}	: Flux énergie d'entrée, kJ / kg
e_{in}	: Flux d'exergie de sortie, kJ / kg
Q_E	: Capacité de refroidissement, W
$e_{Specific}$: Exergie spécifique, kJ / kg
h	: Quantité d'enthalpie dans un état donné, kJ / kg
h_0	: Enthalpie spécifique aux conditions de référence, en kJ / kg
s	: Quantité d'entropie à un état donné, kJ / kg.K
s_0	: Entropie spécifique à une condition de référence, kJ / kg.K
h^S	: Isotropie de l'enthalpie à un état donné, kJ / kg
η_{Comp_i}	: Efficacité isentropique du compresseur, sans dimension
Ex	: Flux d'exergie, kJ / kg.s

COP	: Coefficient de performance, sans dimension
LEG	: Gaz d'éthylène liquéfié
R	: Constante de gaz universelle, J / mol. K.
$J_0(\theta)$: Premier type de fonction de Bessel, sans dimension
$Y_0(\theta)$: Seconde sorte de fonction de Bessel, sans dimension
Q_{L-V}	: Débit de transfert de chaleur par convection et par conduction équivalent entre doublure (surface 1) et les vapeurs d'éthylène, W
$Q_{extern,L,cond}$	
$Q_{L,V,radiation}$: Taux de transfert de chaleur par conduction, convection et rayonnement entre surface-1 et l'environnement extérieur, W
$Q_{L,V,convection}$	
$Q_{cond} \Big _z$: Flux radiatif en z pour une surface cylindrique annulaire infiniment petite d'un rayon et d'une hauteur entre le liner et l'éthylène liquide, W
$Q_{cond} \Big _{z+dz}$: Taux de transfert de chaleur par convection entre le liner et les vapeurs d'éthylène, W
$Q_{E,R,conduction}$: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers la surface 1 entre le toit et l'éthylène liquide en z, W
$Q_{R,V,radiation}$: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers la surface 1 entre le toit et l'éthylène liquide en
$Q_{R,conduction} \Big _r$: Taux de transfert de chaleur par conduction et par rayonnement entre la surface 3 et la environnement externe, W
$Q_{R,conduction} \Big _{r+dr}$	

$Q_{Conduction}$: Flux radiatif pour et entre la surface interne du toit et l'éthylène liquide, W
Q_{Liner}	: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers le toit, de la partie extérieure du toit à la partie intérieure du toit, à rayon r
$Q_{Radiation,Liner}$: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers le toit depuis la partie externe
$Q_{Radiation,Roof}$: Chaleur radiative reçue par l'éthylène liquide du toit, W
Q_{Bottom}	: Chaleur conductrice reçue par l'éthylène liquide du sol, W
C_E	: Coût d'équipement avec capacité Q, dollars
C_B	: Coût de base connu pour un équipement de capacité QB, en dollars
M	: Constante en fonction du type d'équipement, sans dimension
f_M	: Facteur de correction pour les matériaux de construction, sans dimension
f_T	: Facteur de correction pour la température de conception, sans dimension
f_P	: Facteur de correction pour la pression de calcul, sans dimension
C_1	: Coût de l'équipement en année 1, en dollars
C_2	: Coût de l'équipement en année 2, en dollars
$INDEX_1$: Index de l'an 1, sans dimension
$INDEX_2$: Index de l'an 2, sans dimension

Introduction

Introduction

1.1. Applications de l'éthylène :

L'éthylène (également appelé éthane) est l'un des produits organiques les plus légers de la planète. C'est un gaz incolore inflammable avec une odeur légèrement douce dans des conditions normales. C'est également l'un des hydrocarbures oléfiniques les plus importants de l'industrie pétrochimique [1].

L'éthylène est souvent utilisé dans la fabrication d'autres produits chimiques comme produits intermédiaires, en particulier les plastiques. Grâce à sa double liaison hautement réactive dans sa structure chimique, l'éthylène peut être impliqué dans toutes sortes de réactions - addition, oxydation, polymérisation, entre autres - pour se transformer en produit final ou produit intermédiaire dans l'industrie de la pétrochimie. En outre, l'éthylène est également une matière première importante pour la fabrication de divers produits, notamment les plastiques, les textiles, le papier, les solvants, les colorants, les additifs alimentaires, les pesticides et les produits pharmaceutiques. Il peut également être étendu aux secteurs de l'emballage, du transport, de la construction, des tensioactifs, des peintures et des revêtements, ainsi que d'autres industries [2].

L'éthylène peut être utilisé pour produire des produits chimiques tels que le chlorure de vinyle ($\text{CH}_2 = \text{CHCl}$) et le styrène ($\text{CH}_2 = \text{CH}(\text{C}_6\text{H}_5)$), qui peuvent à leur tour subir une polymérisation pour produire respectivement du polychlorure de vinyle (PVC) et du polystyrène. Les matériaux traditionnels, y compris l'acier, le verre et même la céramique, sont désormais remplacés par du PVC pour ses propriétés polyvalentes. Sa polyvalence découle du fait que de simples modifications des composants de base peuvent donner lieu à différentes propriétés. En plus de ses propriétés thermoplastiques, le PVC peut également être mélangé avec des additifs qui lui permettent une flexibilité et le renforce contre les rayons UV [2].

L'éthylène est utilisé pour produire de l'éthylène glycol ($\text{CH}_2\text{OH}-\text{CH}_2\text{OH}$), également appelé antigel. Dans sa forme pure, l'éthylène glycol est un liquide incolore et visqueux. Il est facilement soluble dans l'eau. Par conséquent, pour les solutions antigel, l'éthylène glycol est mélangé à de l'eau, ce qui donne un liquide à température d'ébullition élevée et à basse température de congélation que l'eau pure. En outre, il n'est pas corrosif et est donc couramment utilisé dans les radiateurs d'automobile [2].

Une des applications importantes de l'éthylène est la production d'éthanol, qui est ensuite utilisé comme solvant dans les produits pharmaceutiques, les encres, les cosmétiques et comme réactif pour les applications industrielles. La réaction entre l'éthylène et l'eau en présence d'acide phosphorique, le catalyseur produit de l'éthanol [5].

L'éthylène est naturellement présent dans les plantes et stimule la maturation des fruits. En cultivant des fruits dans une serre, par exemple. Le degré de déchirure peut être contrôlé en

faisant varier les quantités d'éthylène présent. Ce processus a lieu pendant quelques jours et plus il y a d'éthylène, plus le fruit mûrira vite [2].

Au cours des dernières années, de 2000 à 2012, le prix de l'éthylène a fluctué en fonction de l'offre et de la demande, allant de 600 USD / tonne à 1800 USD / tonne. Le prix au comptant dans l'UE est illustré à la figure 1.1 pour la période 2000-2012 [3].

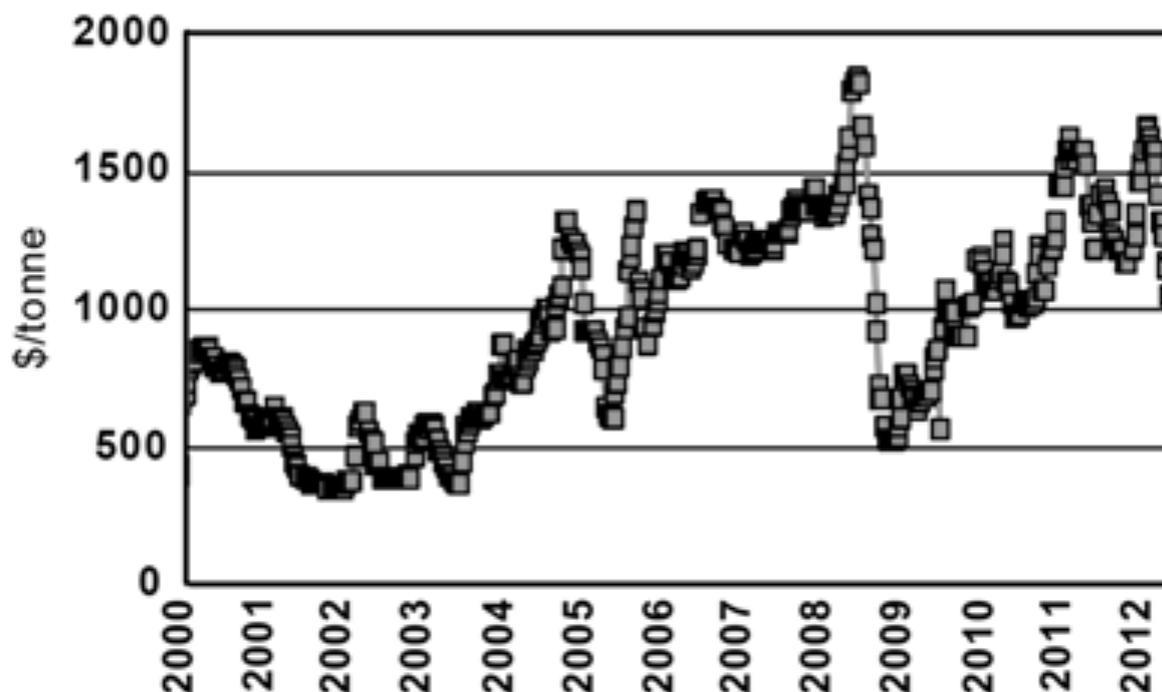


Figure 1.1. Prix spot de l'éthylène.

De 2000 à 2004, le prix de l'éthylène était en moyenne d'environ 600 \$ / tonne. De 2004 à la mi-2008, le prix de l'éthylène a augmenté régulièrement pour atteindre plus de 1 800 dollars / tonne. En raison de la crise financière mondiale (GFC) de 2008/9, les prix des produits de base ont fortement chuté. Le prix de l'éthylène s'est redressé relativement rapidement, puis, à partir de 2009, le prix de l'éthylène a régulièrement augmenté, mais il dépassait encore les 1 000 \$ / tonne à la mi-2012. De 2008 à 2012, la Chine s'est lancée dans de grandes installations de production d'éthylène utilisant du charbon. Il s'agit d'une entreprise à coût élevé, nécessitant à la fois du charbon à faible coût et des prix élevés de l'éthylène [3].

1.2. Japanese Gas Corporation Algeria

1.2.1. Introduction

Japanese Gas Corporation Algeria, JGC Algeria, est une société pétrolière et énergétique créée en 2006 et basée à Alger. Il est membre du groupe JGC avec plus de 47 filiales et 32 sociétés affiliées à travers le monde. Deux centres d'opérations permanents se trouvent en Algérie, le centre d'opérations d'Alger (AOC) et le centre d'opérations de Hassi Messaoud (HOC). Les

deux centres gèrent tous les projets en Algérie. Au cours de son histoire, la société JGC a mis en œuvre plus de 40 projets.

1.3. Issue du projet

Le complexe CP2K situé dans le complexe d'essence de Skikda utilise l'éthylène dans le processus «Chevron Phillips FP» pour la production d'un polyéthylène haute densité. Ce matériau, le monomère de la réaction, est stocké sous forme liquide à une température (-104 ° C) sous pression atmosphérique dans une cuve cryogénique de stockage dotée d'une capacité de production de 120 000 tonnes / an.

Le réservoir de stockage ne peut pas être parfaitement isolé, de sorte que des phénomènes de transfert de chaleur auront lieu entre l'extérieur et l'intérieur du réservoir de stockage. Cet échange de chaleur entraîne une augmentation de la température interne du réservoir de stockage et par conséquent de l'éthylène liquide qui s'y trouve. Cette élévation provoquera l'évaporation d'éthylène par évaporation et exercera une pression sur le réservoir de stockage, ce qui compromettra son intégrité. Ce problème a été résolu en envoyant du gaz d'évaporation à l'éthylène dans une torche, entraînant un coût allant de 850 à 1 200 dollars par mètre cube d'éthylène perdu.

Par conséquent, une nouvelle unité de micro-liquéfaction destinée à récupérer les vapeurs d'éthylène "Boil-Off" doit être définie. La nouvelle installation doit récupérer les vapeurs d'éthylène et les liquéfier aux conditions suivantes : Éthylène state : liquid

- Température : -104 ° C
- Pression : 101.33kPa

La nouvelle installation doit avoir un système de dérivation pour envoyer l'éthylène récupéré directement à un tiers dans les conditions suivantes :

- État d'éthylène : gazeux
- Température : ambiante (31 ° C)
- Pression : 1,96 - 2,15 MPa

1.4. Structure du document

Ce document est structuré en cinq chapitres qui sont décrits comme suit :

Le chapitre I décrit l'état de la technique du phénomène d'évaporation par éthylène en présentant les recherches qui ont été réalisées pour décrire, quantifier, liquéfier le gaz éthylénique par évaporation et en mettant en évidence les travaux expérimentaux et théoriques pertinents.

Les études sur l'ébullition d'éthylène ne sont pas nombreuses comparées au GNL, de sorte que les études sur l'évaporation au GNL sont présentées en fonction de l'importance du GNL en tant que carburant liquéfié. Le gaz est liquéfié et ensuite transporté dans des conditions environnementales et de stockage générant automatiquement de l'ébullition. En se basant sur ce qui a été dit précédemment, le présent chapitre conclut en soulignant la principale motivation de la liquéfaction de l'éthylène-liquéfié. L'ébullition dégage de l'éthylène par une approche économique et environnementale.

Le chapitre II a pour objectif principal de présenter le modèle mathématique du phénomène d'évaporation. Ce modèle quantifiera les pertes de chaleur et les débits massiques. La quantification de ces pertes aidera à déterminer le processus de liquéfaction le plus approprié.

Le chapitre III comparera les procédés courants de liquéfaction cryogénique pour l'éthylène gazeux et sélectionnera le plus intéressant en termes de coefficient de performance et d'utilisation pratique, puis définira tous les équipements du procédé choisi en fonction de la température et de la pression de fonctionnement.

Le chapitre IV présente l'approche technico-économique utilisée dans le projet. Principalement, en évaluant les pertes économiques dues à l'ébullition de l'éthylène. Secondaire, une évaluation financière est proposée pour le processus décrit précédemment au chapitre III, puis terminée par une analyse de retour sur investissement.

Nous finissons le manuscrit par une conclusion générale qui met en évidence les résultats obtenus dans le projet ainsi que les perspectives potentielles pour sa continuité.

Chapitre I
État de l'art sur le boil-off
d'éthylène

État de l'art sur le boil-off d'éthylène

2.1. Introduction

En raison de l'intérêt économique que présente la re-liquéfaction de gaz d'ébullition, de nombreux documents de recherche ont été publiés en abordant la re-liquéfaction de la BOG de manière théorique et pratique. Cependant, la plupart des recherches menées étaient axées sur la re-liquéfaction par évaporation du GNL par rapport à la re-liquéfaction de l'éthylène.

Pour ce qui suit, l'état de la technique sera présenté pour le GNL et l'ébullition à l'éthylène.

2.2. Cas du boil-off du GNL

Chin [4] a effectué une analyse de cycle afin de déterminer le point de conception optimal du système de reliquéfaction de gaz d'ébullition de GNL. En utilisant l'analyse thermodynamique, le système pourrait être défini par trois variables d'état. Par conséquent, les performances du système pourraient être décrites par les trois températures d'extrémité froide de l'échangeur de chaleur à trois passes. Cela a permis d'étudier les performances du cycle en termes de paramètres de l'échangeur thermique. Il a constaté que de plus grands échangeurs de chaleur étaient nécessaires pour obtenir des performances plus élevées du système. De plus, il a été constaté que le pincement thermique dans les échangeurs cryogéniques agissait comme un facteur limitant les performances du système.

Moon et al. [5] ont utilisé des méthodes numériques pour comparer les cycles de réfrigération de Claude et Kaptiza. Ils ont constaté que le cycle de réfrigération Kaptiza est plus efficace en termes d'opérabilité et de coût pour l'usine de re-liquéfaction de gaz naturel liquide que le cycle Claude. Les auteurs ont décrit l'effet de la température de sortie du condenseur de gaz d'évaporation pour le cycle de l'azote, ainsi que le rapport entre la masse détendue par le turbo-expandeur et la masse du débit total sur l'efficacité du système de reliquéfaction par liquéfaction de GNL sélectionné. cycle. En conséquence, la valeur optimale unique pour le rapport de la masse dilatée à travers le turbo-expandeur au débit massique total s'est avérée exister.

Pil et al. [6] ont introduit l'évaluation de la fiabilité des systèmes de re-liquéfaction du gaz d'évaporation sur les méthaniers en accordant une attention particulière à l'optimisation de la redondance et aux stratégies de maintenance. La modélisation de la fiabilité était basée sur une approche de Markov dépendante du temps. Quatre options de système différentes ont été étudiées, avec différents degrés de redondance. Les défaillances du système de re-liquéfaction peuvent nécessiter une évaporation du BOG, et le coût associé est comparé au coût

d'introduction de la redondance et au coût de la maintenance à bord. Un modèle d'optimisation de la maintenance est développé et illustré sur l'unité principale du système de re-liquéfaction.

Afin d'obtenir un rendement supérieur et des émissions plus faibles que les méthaniers classiques, Shipboard est équipé d'un système de liquéfaction pour les grands méthaniers. Les méthaniers liquéfiés au gaz naturel permettent l'utilisation de moteurs diesel à faible vitesse. Anderson et al. [7] ont présenté en détail les activités de conception, de qualification et de développement, ainsi que les modes de fonctionnement des premiers systèmes de re-liquéfaction du méthanier, les méthaniers Q-Flex et Q-Max.

Shin et Lee [8] ont présenté une simulation dynamique orientée objet facilitant la conception de l'installation et du système de contrôle du processus thermique. Le processus de re-liquéfaction conçu utilisé était basé sur le cycle inverse de Brayton. Il a été constaté que la température de sortie de l'extenseur est la variable de processus clé pour la commande et que la commande du processus fonctionne correctement lorsque trois actionneurs sont activés dans trois régimes de charge BOG différents. L'étude montre que le contrôle de la pression du séparateur pour maintenir la fraction de vapeur à la sortie du papillon des gaz aussi basse que possible est une méthode efficace pour purger l'azote du BOG. L'algorithme développé permet une configuration d'installation flexible et polyvalente en modélisant l'équipement à l'aide de l'orientation d'objet.

Dimopoulos et al. [9] ont analysé le modèle d'évaporation élaboré pour la variation du débit massique, de la composition et des propriétés thermodynamiques du BOG au cours du transport maritime. Le modèle utilisé utilise des équations thermodynamiques et des équations de conservation différentielles non linéaires couplées non linéaires entre phase vapeur et phase liquide, décrivant l'évolution de la quantité et de la composition du GNL dans le temps. Le modèle a été utilisé pour étudier la variation de la quantité, de la composition et des propriétés thermodynamiques du GNL et du BOG au cours de profils de voyage types d'un méthanier étudié. Les résultats ont été comparés aux approches traditionnelles utilisées dans les pratiques techniques marines. Le modèle utilisé est un modèle facile à mettre en œuvre et non coûteux en calcul. Il peut également être intégré pour la simulation et l'optimisation thermo-économique. Ce modèle peut également être étendu à d'autres composants chimiques, tels que l'éthylène.

Hoseyn et al. [10] ont présenté une optimisation thermo-économique du système de liquéfaction LNG BOG, le modèle thermo-économique était basé sur des analyses d'énergie et d'exergie et un modèle économique basé sur les besoins en revenus totaux (TRR) a été développé. Un algorithme génétique a été utilisé pour minimiser le coût unitaire de l'effet de réfrigération en tant que produit de l'usine de reliquéfaction BOG. Les résultats de l'optimisation thermo-économique ont été comparés aux caractéristiques correspondantes du système de référence. Cependant, il s'avère qu'en optimisant toutes les caractéristiques économiques, l'efficacité exergétique diminue.

Beladjine et al. [11] ont analysé un système de re-liquéfaction de GNL BOG fonctionnant selon le cycle de réfrigération Claude et utilisant de l'oxygène comme réfrigérant. Le système est composé de deux parties: le cycle LNG BOG et le cycle Oxygen. Ils ont conclu à une analyse complète de l'exergie d'un système de re-liquéfaction BOG installé à bord d'un méthanier. Les données d'exploitation courantes ont été utilisées pour effectuer une analyse thermodynamique du système.

Beladjine et al. [12] ont procédé à une analyse exergetique d'une usine de reliquéfaction de GNL BOG identique à celle de Beladjine et al. [11] mais utilisant de l'azote comme fluide de travail du cycle de Claude. L'équation d'état de Virial a été utilisée pour calculer les propriétés thermodynamiques de l'azote. L'analyse de l'énergie et de l'exergie du cycle de Claude a été adoptée pour calculer les performances thermodynamiques. Les simulations ont montré l'influence des conditions de fonctionnement sur les pertes d'exergie et l'efficacité de ce système. L'utilisation d'azote au lieu d'un système de liquéfaction d'oxygène nécessite une pression bien inférieure à la pression de fonctionnement avec des résultats comparables.

Baek et al. [13] ont présenté une enquête sur un nouveau procédé de re-liquéfaction de GNL dans lequel l'exergie froide du GNL sous-refroidi est utilisée pour re-condenser le composant léger vaporisé du GNL après qu'il a été séparé du séparateur. Ils ont démontré expérimentalement que la régénération de l'exergie froide est particulièrement efficace et importante, du point de vue thermodynamique, lorsqu'un processus cryogénique est impliqué. Les auteurs ont conclu que l'utilisation d'un liquide sous-refroidi sous pression obtenu par une pompe à liquide peut certainement réduire le pouvoir de pompage du gaz naturel vaporisé. Cela peut économiser la dépense énergétique globale liée au processus de re-liquéfaction de GNL. Des investigations expérimentales ont été effectuées pour démontrer la validité de l'étude.

Romero et al. [14] ont présenté une analyse thermodynamique du cycle de refroidissement de Brayton pour la reliquéfaction de l'évaporation sur des navires à gaz naturel liquéfié (GNL). Ils ont également évalué les conditions de fonctionnement, les paramètres et la consommation d'énergie requis dans le processus, y compris l'influence du choix et de la variation de divers facteurs sur les conditions de fonctionnement et la puissance. Pour ce processus, des recherches supplémentaires sur l'analyse exergetique doivent être développées afin de trouver et d'améliorer la conception optimale.

Gomez et al. [15] ont présenté une installation de re-liquéfaction de gaz évaporé de GNL fonctionnant selon des cycles de compression de vapeur en cascade, utilisant du propylène et de l'éthylène comme réfrigérants, à bord de méthaniers. Une nouvelle conception originale est proposée pour réduire la consommation d'énergie et améliorer son efficacité exergetique grâce aux résultats de l'analyse. L'analyse thermodynamique a été réalisée à l'aide de l'environnement logiciel Engineering Equation Solver (EES). Les résultats de la conception améliorée mise en œuvre sur l'usine de re-liquéfaction des réservoirs de GNL ont permis d'obtenir un rendement COP et une efficacité exergetique supérieurs de 22,22% et 19,35% à la conception initiale.

Hongbo et al. [16] ont proposé un nouveau système de re-liquéfaction de gaz d'évaporation destiné aux méthaniers afin d'améliorer l'efficacité énergétique du système. L'analyse thermodynamique basée sur le bilan exergétique et la conservation de l'énergie. Deux cycles de réfrigérants mélangés en cascade (ou le cycle de réfrigérants à double mélange, DMR) sont utilisés pour fournir la capacité de refroidissement nécessaire à la reliquéfaction du BOG. Les performances du nouveau système ont été analysées sur la base des données thermodynamiques obtenues lors de la simulation du processus dans le logiciel Aspen HYSYS. Les résultats montrent que la puissance consommée peut être réduite de 25%. Il présente une amélioration de 33% de la COP et de l'efficacité exergétique par rapport aux valeurs correspondantes du système existant. Il indique que l'utilisation du système de re-liquéfaction BOG basé sur DMR pourrait améliorer considérablement l'efficacité énergétique du système des méthaniers.

2.3. Cas du Boil- off d'éthylène

Berlinck et al. [17] ont introduit une simulation numérique du procédé de re-liquéfaction de l'éthylène. Le modèle de simulation utilisait la loi de conservation de la masse et de l'énergie et comportait deux cascades distinctes de réfrigération et de liquéfaction, utilisant respectivement de l'ammoniac pour le côté haute pression et de l'éthylène pour le côté basse pression. Bien que les simulations des résultats aient été validées pour un plan réel, certaines des hypothèses de simplification, basées sur un modèle empirique, devraient être améliorées.

Plus tard, Chien et Shih [18] ont proposé une conception innovante d'optimisation du procédé de re-liquéfaction de gaz d'évaporation (BOG) pour les navires LEG (Liquéfié Ethylene Gas), qui consiste, comme Berlinck et al. [17] d'un système de re-liquéfaction séparé et d'un système de cycle de réfrigération, mais cette fois-ci en utilisant un réfrigérant à l'azote. L'efficacité exogène de la re-liquéfaction BOG optimisée était d'environ 19,0% supérieure à celle du processus de re-liquéfaction BOG existant à ce moment-là. La quantité de réfrigérant et d'eau de mer utilisée dans le processus optimisé a été réduite d'environ 44,8% et 27,1% par heure, respectivement. Le processus optimisé a permis d'économiser 16,2% de plus que le processus existant en termes de consommation d'énergie. De plus, la réduction des débits de circulation du fluide frigorigène et du processus de re-liquéfaction BOG a entraîné une baisse importante de la demande d'équipements, de pipelines et de vannes, ce qui a également permis de réduire considérablement les coûts d'investissement totaux d'un processus de re-liquéfaction.

L'année prochaine, Li et al. [19] ont reproduit le travail de Chien et Shih [18] avec le même résultat. Nanowski [20] a décrit brièvement une installation de re-liquéfaction d'éthylène basée sur le diagramme de Molière et l'a comparée pour plusieurs conceptions d'économiseur afin de réduire les températures de décharge de deuxième étage des compresseurs à mouvement alternatif.

Beladjine et al. [21] ont proposé une analyse thermodynamique des réfrigérants à base d'hydrocarbures pour le système de reliquéfaction de l'éthylène BOG, les auteurs ont conclu que le R600 serait le meilleur réfrigérant en termes de COP et d'efficacité énergétique. Ils ont également constaté que l'augmentation de la température du réservoir améliorerait les

performances du système. Mais de l'autre côté, cela augmentera également la température de condensation du réfrigérant. La méthodologie utilisée consistait à utiliser une approche de modélisation thermodynamique simple et fiable permettant une évaluation thermodynamique rapide en comparant une longue liste de fluides frigorigènes.

Basé sur le résultat de Beladjine et al. [21] pour les réfrigérants optimaux pour la reliquéfaction de l'éthylène, Hongbo et al. [22] ont comparé trois processus potentiels de re-liquéfaction de BOG pour des navires LEG (deux proposés par Chien et Shih [18] et un par Beladjine et al. [21]) en termes de coefficient de performance (COP) et d'efficacité exergétique. Nous avons également comparé les effets de la pression de stockage d'éthylène, de la température de condensation du propane, de la pression d'évaporation du propane, des pressions intermédiaires de réfrigération et des cycles de liquéfaction sur les performances du système. Les paramètres des processus ont été optimisés individuellement dans le but de minimiser la consommation électrique du système. Bien que les travaux aient eu une approche détaillée, ils n'ont malheureusement pas tenu compte des différentes pertes de tête.

2.4. Conclusion

Grâce à cet état de l'art, nous pouvons constater que le nombre de publications concernant la reliquéfaction de la BOG de GNL est nettement supérieur à celui de l'éthylène. Néanmoins, ces dernières années, l'intérêt du secteur universitaire pour la re-liquéfaction de l'éthylène BOG s'est considérablement accru, ce qui peut être compris par la hausse de son prix.

Une approche de conception prenant en compte une perte de charge supplémentaire dans les échangeurs de chaleur et un aspect technico-économique du système de reliquéfaction de l'éthylène BOG n'ont pas été abordés, ce qui constitue toute l'opportunité de ce projet.

Chapitre II
Modélisation Mathématique Du
Boil-Off D'Éthylène

Modélisation Mathématique Du Boil-Off D'Éthylène

3.1. Introduction

Ce chapitre vise à définir un modèle mathématique afin d'estimer le taux de COG de la vapeur d'éthylène dans le réservoir de stockage cryogénique. La méthodologie est basée sur la précédente étude réalisée par Lekhal [22]. L'auteur a évalué le taux d'évaporation du gaz naturel liquéfié (GNL) d'un réservoir cryogénique. La première étape consistait à établir les différents équilibres thermiques des surfaces internes et des vapeurs du réservoir de stockage afin d'évaluer leur distribution de température à l'aide d'une approche analytique. Cette distribution des températures a ensuite été moyennée pour évaluer le transfert de chaleur au GNL. Ensuite, en utilisant la distribution de température moyenne, l'auteur a évalué le bilan de transfert de chaleur entre le GNL et toutes les autres sources de chaleur. Enfin, avec le bilan de transfert de chaleur des surfaces internes au GNL, il a évalué le taux final de BOG à l'aide d'une procédure itérative. La même procédure sera utilisée afin d'estimer le taux de gaz d'ébullition d'éthylène en améliorant certains concepts mathématiques. Le résultat obtenu sera ensuite comparé à la mesure réelle sur site.

3.2. Description du réservoir de stockage

Le réservoir de réserve est classé comme un réservoir aérien et a une forme cylindrique avec un toit en forme de dôme. Il stocke jusqu'à 12 000 tonnes d'éthylène à 169 K et à la pression atmosphérique. La figure 3.1 illustre le plan de conception du réservoir de stockage extérieur.

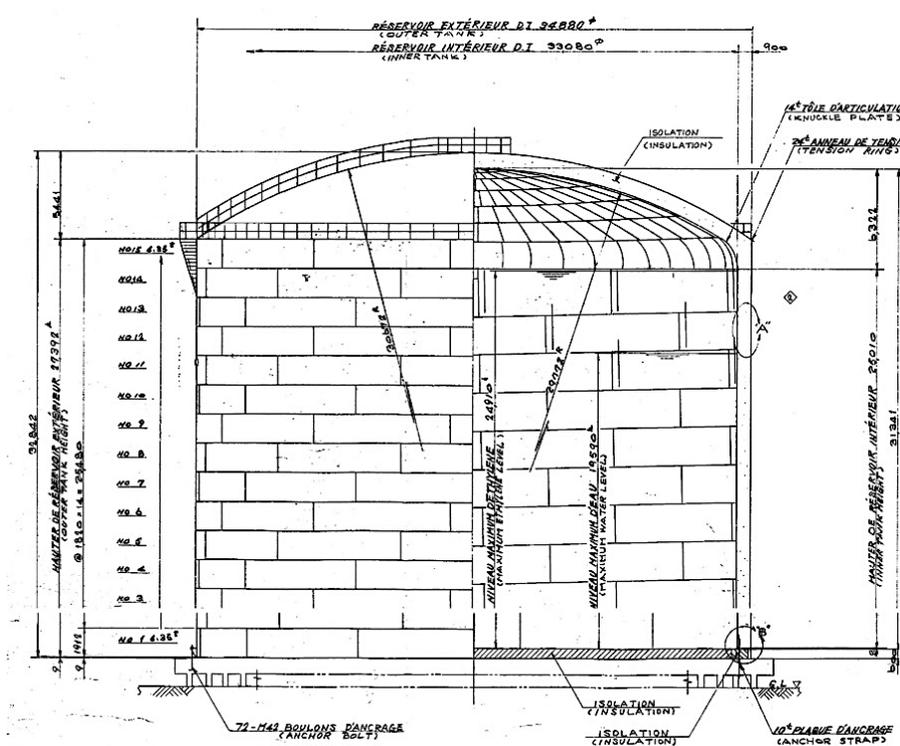
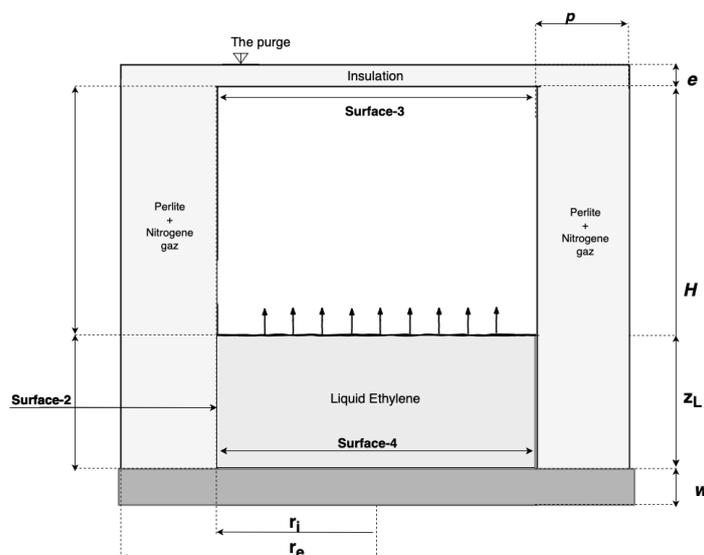


Figure 3. 1. Plan de conception du réservoir de stockage externe.

Le réservoir de stockage est composé d'un réservoir externe et d'un réservoir interne. Le réservoir externe a une forme cylindrique avec un toit en forme de dôme qui contient le réservoir interne. Il isole le réservoir de stockage interne avec une épaisse couche de perlite entourée d'une couche d'acier, tandis que le fond est isolant en fibre de verre. Le réservoir interne, sous la même forme que le réservoir externe, contient de l'éthylène; l'isolation utilisée ici est de l'azote partagé entre deux couches d'acier inoxydable.

La figure 3.2 représente la vue en coupe des réservoirs de stockage interne et externe. Notez que le toit en forme de dôme a été rapproché dans un disque cylindrique.

**Figure 3. 2.** Schéma d'une vue en coupe des réservoirs de stockage extérieur et intérieur.

Le tableau 3.1 présente les données de certains paramètres d'éthylène et d'azote gazeux dans le réservoir de stockage.

Table 3. 1. Paramètres de l'éthylène et de l'azote dans le réservoir de stockage.

	Inner tank	Outer tank
Capacity	12 000	None
Name of the compound	Ethylene	Nitrogen gas
Density	0.57	-
Temperature (K)	169 K	Atmospheric temperature
Design pressure (kPa)	-490.3 to 196.1	490.3 to -490.3

3.2. Model physique

Pour estimer la distribution de la température interne, le réservoir est modélisé par un système de surfaces bidimensionnel couplé thermiquement et en considérant la symétrie par rapport à l'axe médian. La figure 3.3 résume illustre les détails liés au modèle physique utilisé.

La doublure (surface 1) représente la paroi interne en contact avec la vapeur d'éthylène. Il commence à la surface de l'éthylène liquide et se termine par un ancrage dans la partie supérieure de la paroi interne du toit du réservoir de stockage.

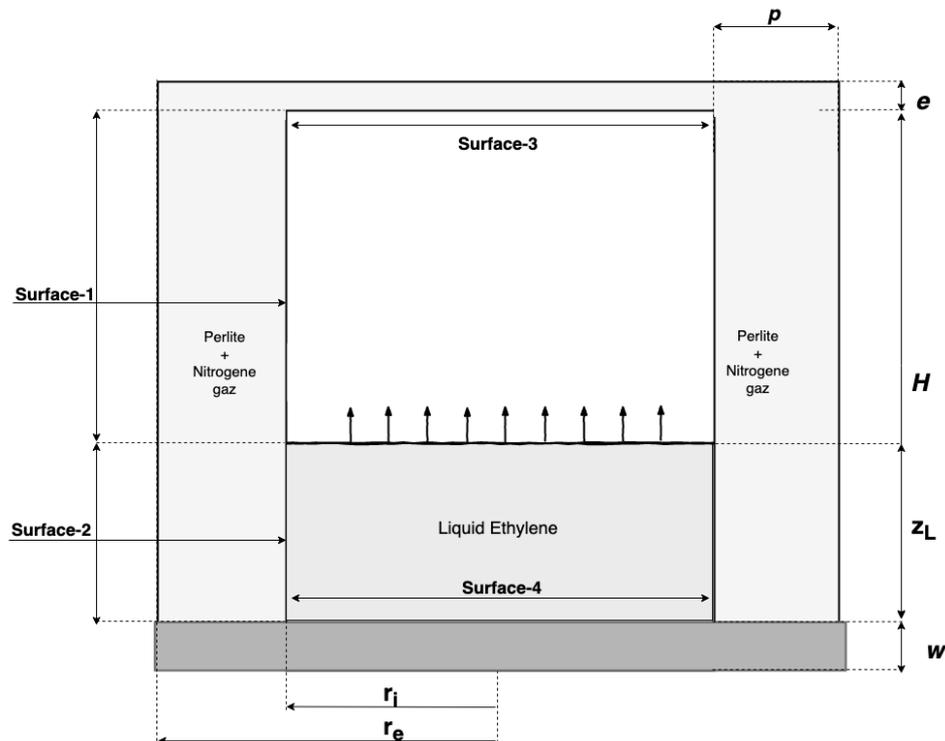


Figure 3. 3. Détails liés au modèle physique utilisé.

Le toit (surface 3) représente la face interne du toit, un disque co-centrique qui constitue la deuxième surface, centrée sur son axe.

Les surfaces 2 et 4 représentent respectivement le contact latéral et le contact inférieur avec l'éthylène liquide. Les deux surfaces seront réglées à une température constante car elles sont en contact direct avec l'éthylène liquide à 169K.

Un bilan thermique est réalisé sur une couche mince d'ébullition générée qui permet d'estimer l'évolution de la température en fonction de la hauteur.

Le toit en forme de dôme sera rapproché en un toit en forme de disque afin de résoudre le modèle mathématique avec un coût de calcul moindre, cette hypothèse est parfaitement acceptable en raison du faible rayon de courbure du dôme, car elle conduit presque aux mêmes résultats.

Les surfaces-1,2 (parois verticales intérieures) sont séparées de l'environnement extérieur par une multicouche d'isolant en acier inoxydable, une isolation en perlite dans un environnement à l'azote gazeux, en acier et enfin dans l'environnement extérieur. Une résistance thermique moyenne et équivalente sera utilisée pour calculer les pertes thermiques entre les surfaces 1,2 et l'environnement, en tenant compte de tous les rayonnements de conduction et de convection.

La surface-3 (toit), identique à la surface-1 et à la surface-2, est séparée de l'environnement extérieur par une isolation multicouche composée d'isolant en acier inoxydable-perlite dans un environnement à l'azote - l'acier et enfin l'environnement externe. Une résistance thermique moyenne et équivalente sera utilisée pour calculer les pertes de chaleur.

La surface 4 (en bas) est séparée du sol avec une isolation multicouche, de l'acier inoxydable, de la laine de verre, de l'acier et enfin de la terre à une température constante. Une résistance thermique moyenne et équivalente sera également utilisée pour calculer les pertes de chaleur.

L'épaisseur de l'azote et de la perlite constituant l'isolation latérale est représentée par «n» et «p». L'épaisseur d'isolation du haut et du bas est représentée par «e» et «w» respectivement.

Le réservoir de stockage a une hauteur de «H» et «z_L» la hauteur de la surface libre de l'éthylène liquide

3.3. Model Mathématique

Pour déterminer l'expression mathématique des distributions de température, nous utilisons un bilan thermique sur un élément infinitésimal relatif à chacune des surfaces constituant le modèle géométrique adopté. [22]

3.3.1. Vapeurs d'éthylène

La figure 3.4 montre le bilan thermique d'un élément de volume constitué d'une mince couche de vapeur d'une épaisseur de «dz». Il reflète la variation du flux d'enthalpie porté par les vapeurs ascendantes entre les deux abscisses "z" et "z + dz", ce qui est égal à l'échange thermique latéral par convection et rayonnement sur la surface-1.

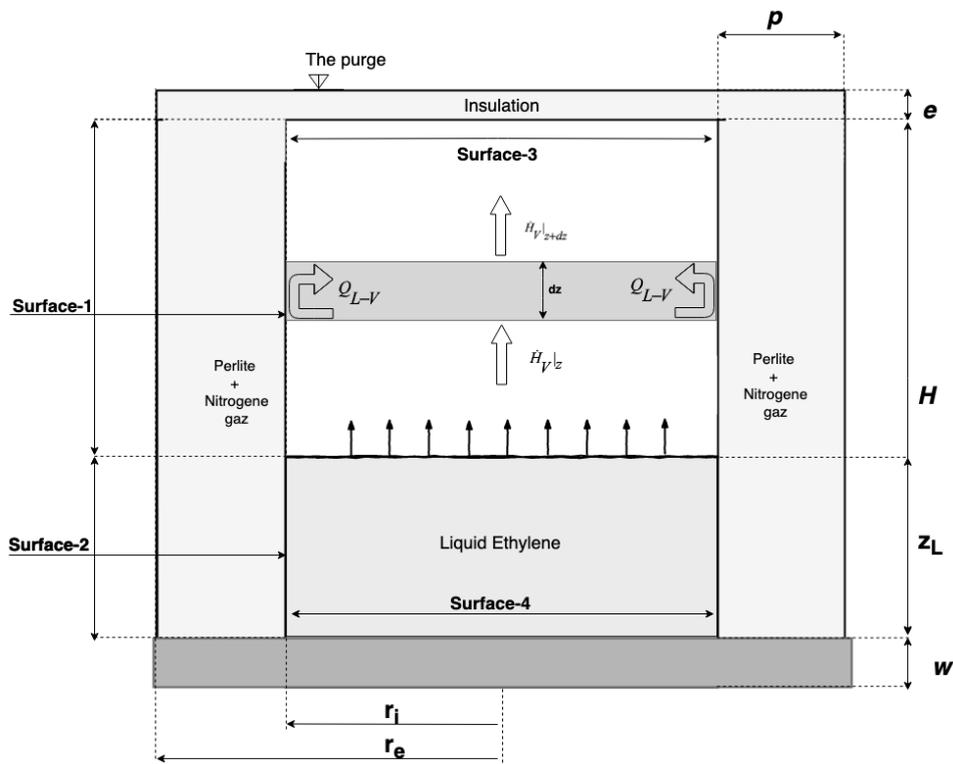


Figure 3.4. Bilan thermique de la couche de vapeur d'éthylène infinitésimale.

À l'état d'équilibre, l'équation du bilan énergétique sur la vapeur d'éthylène donne:

$$Q_{L-V} = \dot{H}_V |_{z+dz} - \dot{H}_V |_z \quad (3.1)$$

Where:

Q_{L-V} : est le taux de transfert de chaleur par convection et par conduction équivalent entre le liner (Surface-1) et les vapeurs d'éthylène.

$\dot{H}_V |_z$: est le flux d'enthalpie ascendante a z pour un volume cylindrique infinitésimal d'un rayon r_i et d'une hauteur dz .

$\dot{H}_V |_{z+dz}$: est le flux d'enthalpie ascendante a $z + dz$ pour un volume cylindrique infinitésimal d'un rayon et d'une hauteur.

Le taux de transfert de chaleur équivalent est exprimé comme suit:

$$Q_{L-V} = h_{L,V}(T_L, T_V) \cdot S_{L,inside} \cdot (T_L(z) - T_V(z)) \quad (3.1.a)$$

Où:

$T_V(z)$ et $T_L(z)$ sont les températures de la vapeur d'éthylène et de la chemise (surface-1) respectivement.

$h_{L-V}(T_L, T_V)$ est le taux de transfert de chaleur convectif et radiatif équivalent:

$$h_{L-V} = h_{L,V,Convection}(T_L, T_V) + h_{L,V,Radiation}(T_L, T_V) \quad (3.1.b)$$

D'après [23].

$$h_{L,V,Convection} = 0.4 \cdot (T_L(z) - T_V(z))^{\frac{1}{3}} \quad (3.1.c)$$

$$h_{L,V,Radiation} = \sigma \cdot F_{L,V} \cdot (T_L^2(z) + T_V^2(z)) \cdot (T_L(z) + T_V(z)) \quad (3.1.c)$$

La surface intérieure devient:

$$S_{L,inside} = 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot dz$$

L'expression du flux d'enthalpie à z et $z + dz$:

$$\dot{H}_V |_z = \dot{m}_V \cdot C_{p_V}(T_V) \cdot T_V |_z \quad (3.1.1)$$

$$\dot{H}_V |_{z+dz} = \dot{m}_V \cdot C_{p_V}(T_V) \cdot T_V |_{z+dz} \quad (3.1.2)$$

En utilisant la série de Taylor de premier ordre, nous obtenons:

$$\dot{H}_V |_{z+dz} = \dot{H}_V |_z + \frac{d}{dz} (\dot{m}_V \cdot C_{p_V}(T_V) \cdot T_V) \cdot dz \quad (3.1.3)$$

En combinant les équations (3.1) et (3.1.1) à (3.1.3), et en supposant que $Cp_V(T_V) \approx Cp_V$ on obtient:

$$\frac{dT_V(z)}{dz} + \frac{2\pi r_i h_{L-V}}{Cp_V \dot{m}_V} (T_L(z) - T_V(z)) = 0 \quad (3.1.4)$$

L'équation (3.1.4) est une équation différentielle du premier ordre avec un deuxième membre pour la variable représentant la température de la vapeur le long de l'axe «z», couplé géométriquement à la température de la doublure T_L .

3.3.2. Liner (Surface-1)

Afin de déterminer le profil de température de la paroi verticale interne, la Surface-1 sera modélisée comme un cylindre en forme d'anneau partant de la surface exempte de liquide $z = z_L$ et se terminant en $z = H$. La figure 3.5 illustre l'échange thermique de la couche annulaire infinitésimale du liner (Surface-1).

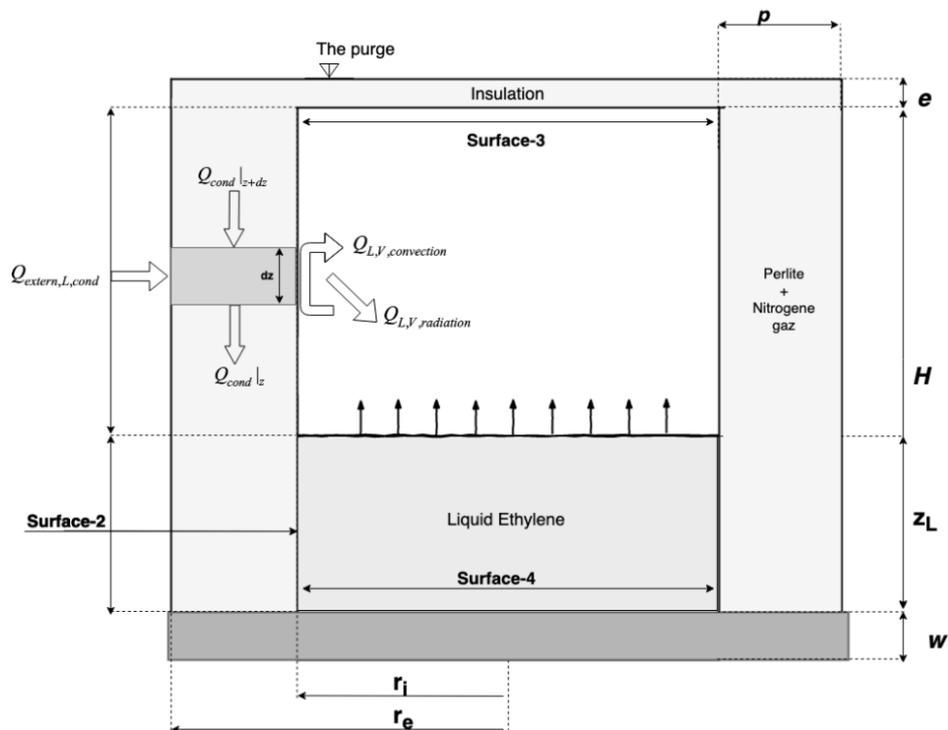


Figure 3. 5. Bilan thermique de la couche annulaire infinitésimale du liner.

À l'équilibre, le bilan énergétique de la Surface-1 donne:

$$Q_{cond}|_{z+dz} + Q_{extern,L,cond} = Q_{L,V,radiation} + Q_{L,V,convection} + Q_{cond}|_z \quad (3.2)$$

$Q_{extern,L,cond}$: est le taux de transfert de chaleur conducteur, convectif et radiatif entre le liner (Surface-1) et l'environnement extérieur en utilisant une résistance thermique équivalente.

$Q_{L,V,radiation}$: est le flux radiatif à z pour une surface cylindrique annulaire infinitésimale d'un rayon r_i et hauteur dz entre le liner et l'éthylène liquide.

$Q_{L,V,convection}$: est le taux de transfert de chaleur par convection à pour un anneau annulaire cylindrique infinitésimal la surface d'un rayon r_i et la hauteur dz entre la doublure et les vapeurs d'éthylène.

$Q_{cond} \Big|_z$: est le taux de transfert de chaleur conducteur à travers la Liner (Surface-1) du toit à l'éthylène liquide en utilisant une résistance thermique équivalente.

$Q_{cond} \Big|_{z+dz}$: est le taux de transfert de chaleur conducteur à travers la chemise (Surface-1) du toit à l'éthylène liquide en $z + dz$ en utilisant une résistance thermique équivalente.

L'expression de chaque terme de l'équation (3.2) donne:

$$Q_{cond} \Big|_z = K(T_L) \cdot S_{A,L} \cdot \left. \frac{dT_L(z)}{dz} \right|_z \cdot dz \quad (3.2.1)$$

$$Q_{cond} \Big|_{z+dz} = K(T_L) \cdot S_{A,L} \cdot \left. \frac{dT_L(z)}{dz} \right|_{z+dz} \cdot dz \quad (3.2.2)$$

$$Q_{extern,L,cond} = U_{extern,L} \cdot S_{A,L} \cdot (T_L(z) - T_{External}) \quad (3.2.3)$$

$$Q_{L,V,convection} = h_{L,V} \cdot S_{L,inside} \cdot (T_L(z) - T_V(z)) \quad (3.2.4)$$

$$Q_{L,Ethylene,radiation} = h_{L,Ethylene,radiation} \cdot S_{L,inside} \cdot (T_L(z) - T_{Ethylene}) \quad (3.2.5)$$

Le taux de convection équivalent pour le taux de transfert de chaleur radiatif est le suivant:

$$h_{L,Ethylene,radiation} = \sigma \cdot F_{L,Ethylene} \cdot (T_L^2(z) + T_{Ethylene}^2) \cdot (T_L(z) + T_{Ethylene}) \quad (3.2.a)$$

Le transfert de chaleur global par conduction entre la surface-1 et l'environnement extérieur est de:

$$U_{External,L} = \frac{1}{\frac{L_{Perlite}}{K_{Perlite}} + \frac{2 \cdot L_{Steel}}{K_{Steel}} + \frac{1}{h_{External}} + \frac{1}{h_{L,Ethylene}}} \quad (3.2.b)$$

Les surfaces $S_{A,L}$ et S_{inside} représente respectivement la surface transversale interne et la surface transversale interne de la chemise. L'expression les deux surfaces sont:

$$S_{A,L} = \pi \cdot (r_e^2 - r_i^2) \quad (3.2.c)$$

$$S_{L,inside} = 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot dz \quad (3.2.d)$$

En remplaçant les équations (3.2.1), (3.2.5) et (3.2.a) à (3.2.d) dans (3.2), après réarrangement, on obtient:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dz} \left(\frac{dT_L(z)}{dz} \right) - 2 \cdot \frac{r_e \cdot U_{extern,L} + r_i \cdot (h_{L,V} + h_{L,Ethylene})}{K(T_L)(r_e^2 - r_i^2)} T_L(z) + \\ 2 \cdot \frac{r_i \cdot h_{L,V}}{K(T_L)(r_e^2 - r_i^2)} T_V(z) + 2 \cdot \frac{r_i \cdot h_{L,Ethylene} \frac{T_{Ethylene}}{T_{extern}} + r_e U_{extern,L}}{K(T_L)(r_e^2 - r_i^2)} T_{extern} = 0 \end{aligned} \quad (3.2.6)$$

L'équation (3.2.6) est une équation différentielle du second ordre pour la variable T_L qui représente la température du liner (surface 1) le long de l'axe z , couplée géométriquement à la température de la vapeur T_V .

3.3.3. Toit (surface 3)

Afin de déterminer le profil de température du toit interne, la Surface-3 sera modélisée comme un disque de forme annulaire se terminant à $r = r_m$. Ou $r_m = (r_i + r_e) / 2$.

La figure 3.6 illustre l'échange thermique de la couche annulaire infinitésimale du toit (Surface-3).

À l'équilibre, le bilan énergétique de la surface interne du toit donne:

$$Q_{R,conduction} |_{r+dr} + Q_{E,R,conduction} = Q_{R,V,radiation} + Q_{R,conduction} |_r \quad (3.3)$$

$Q_{E,R,conduction}$: Est le taux de transfert de chaleur par conduction et par rayonnement entre la surface interne du toit (Surface-3) et l'environnement extérieur en utilisant une résistance thermique globale équivalente.

$Q_{R,V,radiation}$: Est le flux radiatif pour une surface de disque annulaire infinitésimale d'un rayon r et d'une épaisseur dr comprise entre la surface interne du toit et l'éthylène liquide.

$Q_{R,conduction} |_r$: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers le toit (surface 3) de la partie extérieure du toit à la partie intérieure du toit en r en utilisant une résistance thermique équivalente.

$Q_{R,conduction} |_{r+dr}$: Taux de transfert de chaleur par conduction à travers le toit (surface 3) de la partie extérieure du toit à la partie intérieure du toit en $r + dr$ nous utilisons une résistance thermique équivalente.

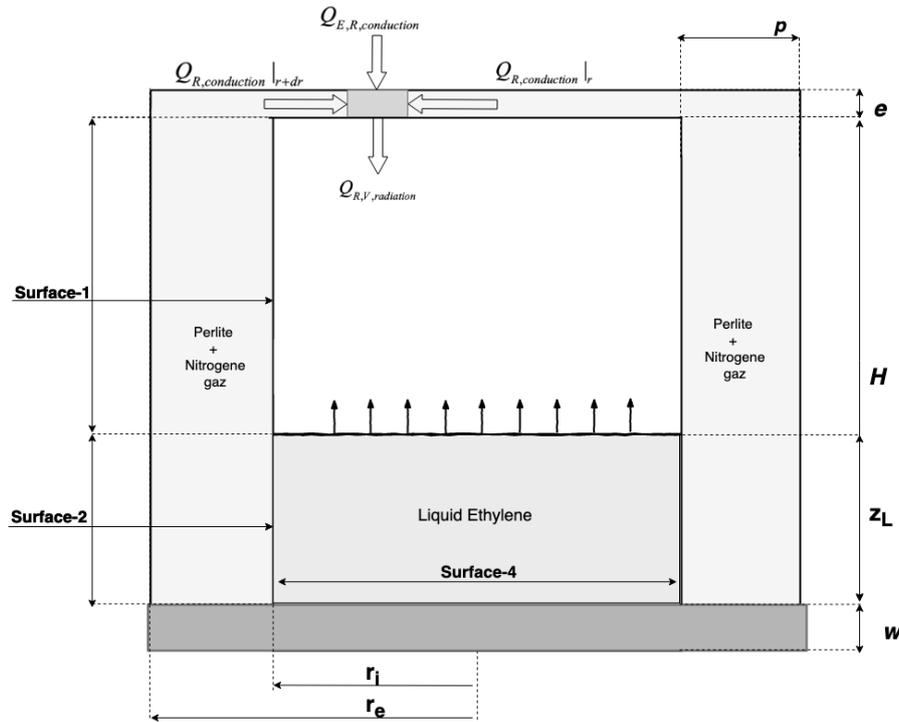


Figure 3. 6. Bilan thermique du cylindre annulaire infinitésimal du toit.

L'expression de chaque terme de l'équation (3.3) donne:

$$Q_{R,conduction} |_r = K_R \cdot S_{A,R} \cdot \frac{dT_R}{dr} |_r \tag{3.3.1}$$

$$Q_{R,conduction} |_{r+dr} = K_R \cdot S_{A,R} \cdot \frac{dT_R}{dr} |_{r+dz} \tag{3.3.2}$$

$$Q_{extern,R,conduction} = U_{E,R} \cdot S_{A,R}(r) \cdot (T_{extern} - T_R(z)) \tag{3.3.3}$$

$$Q_{R,V,radiation} = h_{R,Ethylene,radiation} \cdot S_{R,inside}(r) \cdot (T_T(r) - T_{Ethylene}) \tag{3.3.4}$$

K_L, K_R représentent la conductivité longitudinale équivalente du mur. Elle est déterminée en utilisant la méthode de résistance parallèle équivalente. Nous supposons que la conductivité ne varie pas de manière significative avec la température.

$$K_R = K_L = \frac{1}{\frac{L_{Perlite}}{K_{Perlite}} + \frac{2.L_{Steel}}{K_{Steel}}} \quad (3.3.a)$$

- $L_{Perlite}$: Est l'épaisseur de l'isolant de perlite
 $K_{Perlite}$: Est la conductivité d'isolation de perlite
 L_{Steel} : Est l'épaisseur de l'acier environnant.
 K_{Steel} : Est la conductivité d'isolation de perlite

Les surfaces $S_{A,R}$ and $S_{R, inside}$ représente respectivement la surface transversale latérale et la surface interne du toit. Les expressions de ces deux surfaces sont les suivantes:

$$S_{A,R}(r) = 2.\pi.r.e \quad (3.3.b)$$

$$S_{R,inside}(r) = \pi.dr.(2.r + dr) = 2.\pi.r.dr \quad (3.3.c)$$

Le transfert de chaleur équivalent par rayonnement est:

$$h_{R,Ethylene,radiation} = \sigma.F_{R,Ethylene} \cdot (T_R^2(z) + T_{Ethylene}^2) \cdot (T_R(z) + T_{Ethylene}) \quad (3.3.d)$$

En utilisant la série de Taylor de premier ordre, nous obtenons:

$$Q_{R,conduction}|_{r+dr} = Q_{R,conduction}|_r + dr \cdot \left(K_R \cdot S_{A,R} \cdot \frac{dT_R}{dr} \Big|_r \right) \quad (3.3.5)$$

En remplaçant les équations (3.3.1) à (3.3.5) et (3.3.2.a) à (3.3.2.d) dans l'équation (3.3), on obtient:

$$\left[\frac{d}{dr} \left(\frac{dT_R(r)}{dr} \right) + \frac{1}{r} \cdot \frac{dT_R(r)}{dr} \right] - \frac{U_{E,R} + h_{R,Ethylene,radiation}}{K_R \times e} \cdot T_R(r) + \frac{U_{E,R} + h_{R,Ethylene,radiation}}{e} \cdot \frac{T_{ethylene}}{T_{extern}} \cdot T_{extern} = 0 \quad (3.3.6)$$

L'équation (3.3.6) est une équation différentielle du second ordre pour la variable T_R qui représente la température du toit à partir de l'axe r_m .

3.4. Systeme d'équations différentiels

Les équations (3.1.8), (3.2.5) et (3.3.6) constituent un système d'équations différentielles ordinaires reformulé dans l'équation (3.4.1), et en ce qui concerne la variable T_L, T_V and T_R .

Les équations (3.4.1.a) et (3.4.1.b) sont couplées aux variables, tandis que l'équation (3.4.1.c) ne dépend que de T_R .

Les paramètres $\alpha_V, \alpha_L, \beta_L, \gamma_L, \alpha_R$ and β_R dépendent également de T_L, T_V and T_R , mais en raison de la complexité du système d'équations, il est plus pratique de les définir car les paramètres résolvent le système d'équation de manière analytique, puis remplacent les nouvelles valeurs T_L, T_V and T_R de dans l'ensemble $\alpha_V, \alpha_L, \beta_L, \gamma_L, \alpha_R$ and β_R de paramètres et se répètent jusqu'à la convergence.

$$\begin{cases} \dot{T}_V(z) + \alpha_V \cdot (T_V(z) - T_L(z)) = 0 & (a) \\ \ddot{T}_L(z) - \alpha_L \cdot T_L(z) + \beta_L \cdot T_V + \gamma_L \cdot T_{external} = 0 & (b) \\ \ddot{T}_R(r) + \frac{\dot{T}_R(r)}{r} - \alpha_R \cdot T_R(r) + \beta_R \cdot T_{external} = 0 & (c) \end{cases} \quad (3.4)$$

Ou :

- $\alpha_V = \frac{2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot h_{L-V}}{Cp_V \cdot \dot{m}_V}$
- $\alpha_L = 2 \cdot \frac{U_{extern,L} \cdot r_e + (h_{L,V} + h_{L,Ethylene}) \cdot r_i}{K_L \cdot (r_e^2 - r_i^2)}$
- $\beta_L = 2 \cdot \frac{h_{L,V} \cdot r_i}{K_L \cdot (r_e^2 - r_i^2)}$
- $\gamma_L = 2 \cdot \frac{h_{L,Ethylene} \cdot r_i \cdot \frac{T_{Ethylene}}{T_{extern}} + U_{extern,L} \cdot r_e}{K_L \cdot (r_e^2 - r_i^2)}$
- $\alpha_R = \frac{U_{E,R} + h_{R,Ethylene,radiation}}{K_R \times e}$
- $\beta_R = \frac{U_{E,R} + h_{R,Ethylene,radiation} \cdot \frac{T_{ethylene}}{T_{extern}}}{K_R \times e}$

3.5. Résolution analytique

Les équations (3.4.a) et (3.4.b) peuvent être réécrites comme suit:

$$\begin{cases} \dot{T}_V(z) + \alpha_V \cdot (T_V(z) - T_L(z)) = 0 & (a) \\ \ddot{T}_L(z) - \alpha_L \cdot T_L(z) + \beta_L \cdot T_V + \gamma_L \cdot T_{external} = 0 & (b) \end{cases} \quad (3.4.1)$$

Les équations différentielles (3.4.1.a) et (3.4.1.b) peuvent être résolues analytiquement en utilisant des hypothèses adéquates. En raison de la complexité de l'expression mathématique de la distribution de température, seules la forme générale de l'expression et l'application numérique seront présentées.

En séparant les variables $T_L(z)$ and $T_V(z)$ on a :

$$\begin{cases} \frac{1}{\alpha_V} \ddot{T}_L(z) + \ddot{T}_L(z) - \frac{\alpha_L}{\alpha_V} \dot{T}_L(z) + (\beta_L - \alpha_L) T_L(z) + \gamma_L \cdot T_{external} = 0 \\ \frac{1}{\alpha_V} \ddot{T}_V(z) + \ddot{T}_V(z) - \frac{\alpha_L}{\alpha_V} \dot{T}_V(z) + (\beta_L - \alpha_V) T_V(z) + \gamma_L \cdot T_{external} = 0 \end{cases} \quad (3.4.1.a)$$

En considérant les paramètres comme constants et en combinant les deux équations ci-dessus, nous pouvons les séparer en équations différentielles ordinaires avec une seule variable pouvant être résolue séparément. Puisque les coefficients des deux équations de l'ensemble des équations (3.4.1.a) sont strictement identiques, cela signifie que:

$$T_L(z) = T_V(z) \quad (3.4.2)$$

En utilisant la transformé de Laplace pour résoudre l'ODE nous obtenons:

$$T_L(z) = T_V(z) = M_1 e^{\lambda_1 z} + M_2 e^{\lambda_2 z} + M_3 e^{\lambda_3 z} + M_4 \quad (3.4.3)$$

$M_{1,4}, \lambda_{1,4}$ sont des constantes qui seront déterminées avec les conditions initiales.

L'équation (3.4.c) a une expression analytique comme suit:

$$T_R(r) = \frac{\beta_R \cdot T_{external}}{\alpha_R} + O_1 J_0(i \times r \times \sqrt{\alpha_R}) + O_2 Y_0(-i \times r \times \sqrt{\alpha_R}) \quad (3.4.4)$$

$J_0(\theta)$: Est la fonction de Bessel de premier ordre du premier type.

$Y_0(\theta)$: Est la fonction de Bessel de premier ordre du deuxième type.

Where O_1 and O_2 are constants, determined with the initial conditions.

Les principes de continuité dans (3.4.6) et les résultats (3.4.3) impliquent que la température de la toiture est constante et que les constantes O_1 et O_2 doivent être égales à zéro.

L'expression finale de la répartition de la température du toit est donnée comme suit:

$$T_R(r) = \frac{\beta_R \cdot T_{external}}{\alpha_R} \tag{3.4.5}$$

3.6. Conditions limites

En utilisant les conditions initiales et de continuité, les conditions aux limites du modèle mathématique sont les suivantes:

$$\left\{ \begin{array}{l} T_V(z = z_L) = T_{ethylene} = 169 \text{ K} \quad (a) \\ T_L(z = z_L) = T_{ethylene} = 169 \text{ K} \quad (b) \\ T_L(z = H) = T_R(r = r_m) \quad (c) \\ \left. \frac{dT_L}{dz} \right|_{z=H} = \left. \frac{dT_R}{dr} \right|_{r=r_m} \quad (d) \\ \left. \frac{dT_R}{dr} \right|_{r=0} = 0 \quad (e) \\ \left. \frac{dT_L}{dz} \right|_{z=z_L} = 0 \quad (f) \end{array} \right. \tag{3.4.6}$$

Using the made assumptions, only (a), (b), (c), (f) boundary conditions will be used.

3.7. détermination du flux de boil-off

Pour évaluer le taux d'évaporation de l'éthylène, on procède à un équilibre d'échange de chaleur entre l'éthylène liquide et les éléments environnants et à un équilibre liquide-gaz. À partir de cela, nous calculons le flux de masse pour évaluer le taux de BOG. [23] [24]

La figure 3.7 résume l'échange de chaleur entre l'éthylène liquide et les surfaces environnantes.

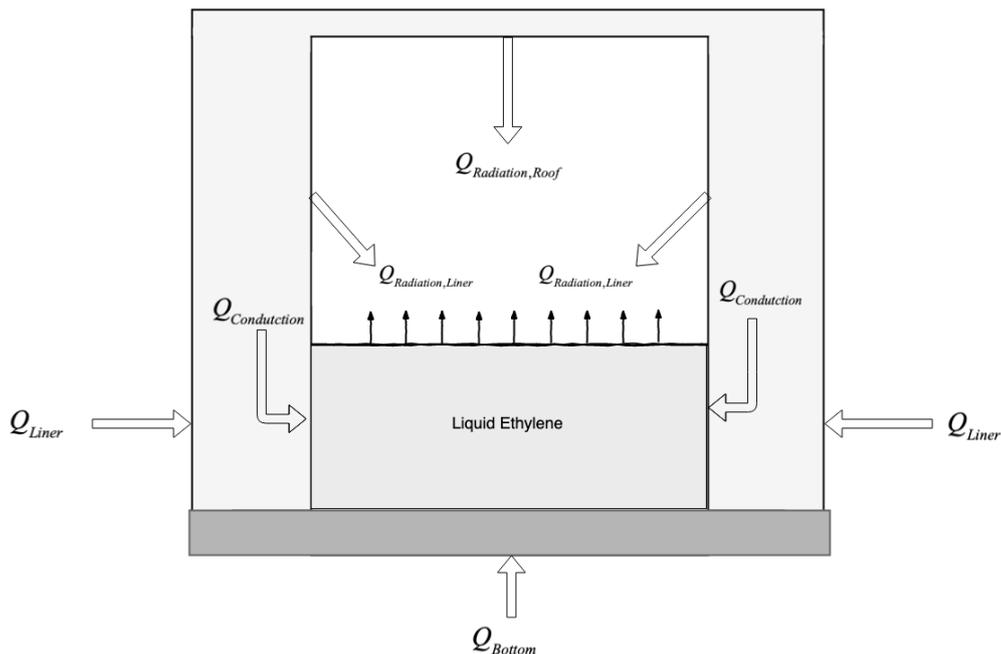


Figure 3. 7. Bilan thermique avec l'éthylène liquide.

A l'équilibre, le bilan thermique donne:

$$Q_{Conduction} + Q_{Liner} + Q_{Radiation,Liner} + Q_{Radiation,Roof} + Q_{Bottom} = \dot{m}_V \cdot h_{Evaporation,ethylene} \quad (3.5)$$

Where:

$Q_{Conduction}$ Est-ce la chaleur conductrice reçue par l'éthylène liquide à travers le liner (surface-1).

Q_{Liner} Est-ce que la chaleur conductrice reçue par l'éthylène liquide à travers la doublure provient de l'environnement extérieur.

$Q_{Radiation,Liner}$ Est-ce que la chaleur radiative reçue par l'éthylène liquide provient de la paroi de la doublure Surface-1.

$Q_{Radiation,Roof}$ Est la chaleur radiative reçue par l'éthylène liquide du toit.

Q_{Bottom} Est-ce que la chaleur conductrice reçue par l'éthylène liquide provient du sol.

L'expression de chaque terme de l'équation (3.5) donne:

$$Q_{Conduction} = K_L \cdot \pi \cdot (r_e^2 - r_i^2) \left. \frac{dT_L(z)}{dz} \right|_{z=z_L} \quad (3.5.1)$$

où :

$$\left. \frac{dT_L(z)}{dz} \right|_{z=z_L} = M_1 \cdot \lambda_1 \cdot e^{\lambda_1 \cdot z} + M_2 \cdot \lambda_2 \cdot e^{\lambda_2 \cdot z} + M_3 \cdot \lambda_3 \cdot e^{\lambda_3 \cdot z} \quad (3.5.2)$$

$$Q_{Liner} = 2 \cdot \pi \cdot r_e \cdot z_L \cdot U_{extern,L} \cdot (T_{extern} - T_{ethylene}) \quad (3.5.3)$$

$U_{extern,L}$: est le transfert de chaleur global - conducteur, convectif et radiatif - entre l'environnement extérieur et le liner.

L'équation (3.6.2) devient:

$$Q_{Radiation,Liner} = \sigma \cdot F_{L,ethylene} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot (z_L - H) \cdot (\bar{T}_L^4 - T_{ethylene}^4) \quad (3.5.4)$$

Où::

- $\bar{T}_L = \frac{1}{z_L - H} \int_{z_L}^H T_L(z) \cdot dz$
- $F_{L,ethylene} = \frac{1}{\frac{1 - \epsilon_L}{\epsilon_L} + \frac{1}{f_{L,ethylene}}}$

\bar{T}_L : est la température moyenne de la surface du revêtement.

$F_{L,ethylene}$: facteur de forme de corps gris entre le liner et la surface de l'éthylène liquide.

ϵ_L : est l'émissivité moyenne de la doublure thermique.

$f_{L,ethylene}$: est le facteur de vision entre le liner et la surface de l'éthylène liquide.

Ensuite:

$$Q_{Radiation, Roof} = \sigma \cdot F_{R,ethylene} \cdot \pi \cdot r_i^2 \cdot (\bar{T}_R^4 - T_{ethylene}^4) \quad (3.5.5)$$

Avec:

- $\bar{T}_R = \frac{1}{r_i} \int_0^{r_i} T_R(z) \cdot dz$
- $F_{L,ethylene} = \frac{1}{\frac{1 - \epsilon_R}{\epsilon_R} + \frac{1}{f_{R,ethylene}}}$

\bar{T}_R : est la température moyenne de la surface du toit.

$F_{R,ethylene}$: facteur de forme de corps gris entre le toit et la surface de l'éthylène liquide.

ϵ_R : est l'émissivité moyenne du toit.

$f_{R,ethylene}$: est le facteur de vue entre le toit et la surface de l'éthylène liquide.

$$\Rightarrow Q_{Bottom} = U_{B,conduction} \cdot \pi \cdot r_i^2 \cdot (T_{ground} - T_{ethylene}) \quad (3.5.6)$$

With:

$$U_{B,conduction} = \frac{1}{\frac{L_{glass\ wool}}{K_{glass\ wool}} + \frac{2 \cdot L_{Steel}}{K_{Steel}}}$$

Where:

T_{ground} : est la température constante du sol.

$L_{glass\ wool}$: L'épaisseur de l'isolant en laine de verre

$K_{glass\ wool}$: Est la conductivité d'isolation en laine de verre

3.8. Résolution numérique

L'évaluation de la valeur numérique du taux d'évaporation de l'éthylène utilise une combinaison d'une approche analytique et numérique. Une évaluation analytique des distributions de température sera effectuée en utilisant un premier ensemble de valeurs T_V, T_L, T_R et de taux d'évaporation. À partir de la nouvelle distribution de température T_V, T_L and T_R , en utilisant les valeurs moyennes de alpha beta et gamma ; les paramètres et le taux d'évaporation seront mis à jour pour calculer une nouvelle distribution de température analytique. Ce processus sera répété jusqu'à la convergence du taux d'évaporation.

La figure 3. 8 illustre l'algorithme permettant de déterminer le taux d'évaporation.

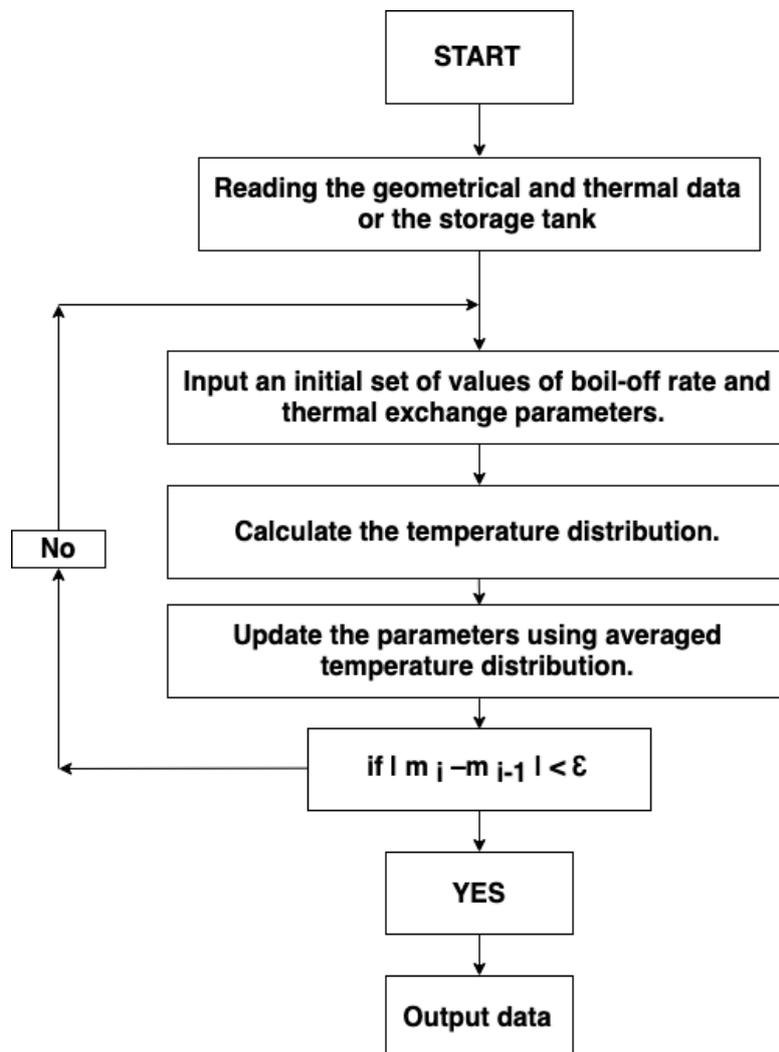


Figure 3. 8. Algorithme de calcul du taux d'ébullition.

3.9. Hypothèses

Les résultats numériques issus de cette application seront comparés à la mesure du taux d'évaporation sur site. Cependant, l'installation sur site a été construite dans les années 70, elle a subi toutes sortes de dégradations naturelles pendant 50 ans. Par conséquent, le taux

d'évaporation moyen de 625 kg / h peut être supérieur à ce que peut produire le modèle mathématique. dans des conditions météorologiques normales sur le site
 Le tableau 3.2 de l'annexe 1 montre les propriétés géométriques et thermiques utilisées pour l'application numérique. Notez qu'en raison du manque de références académiques pour le taux de convection différent dans le réservoir de stockage, les valeurs utilisées seront calibrées pour avoir le même ordre de grandeur que ce qui peut être attendu sur site.

3.10. Results

En utilisant l'algorithme décrit dans la figure 3.8, l'équation (3.4) combinée aux conditions (3.4.6), le taux d'évaporation calculé est résumé dans le tableau 4.3 comme suit:

Tableau 3.3. Résultats des applications numériques liées aux taux d'évaporation.

	Calcul mis en place (kg / h)	571.84
Relative difference to the-	taux d'évaporation minimal (%)	43
	taux d'évaporation moyen (%)	8.5
	taux d'évaporation maximal (%)	48

Lorsque ce résultat est comparé aux mesures sur site, la différence relative entre la sortie du modèle mathématique et la mesure est suffisamment proche pour supposer parfaitement que le modèle mathématique peut produire des résultats proches de la réalité avec une différence relative de 8,5%. l'évaporation moyenne mesurée. Cette différence est probablement due à la dégradation de l'ensemble du réservoir de stockage, ce qui entraîne une infiltration de chaleur à l'intérieur de celui-ci.

Chapitre III
Procédé De Re-Liquéfaction Et
Dimensionnement.

Procédé de re-liquéfaction et dimensionnement

4.1. Introduction

Ce chapitre porte sur le processus de re-liquéfaction des gaz d'évaporation d'éthylène. Il comparera et évaluera 3 processus prometteurs, l'un présenté par Ouadha et Beladjine [4] et deux par Li et al. [5]. Tan et al. [1] a déjà présenté une étude détaillée des 3 procédés mentionnés ci-dessus pour un taux d'évaporation de 3000 kg / h et mettant en évidence les paramètres à optimiser pour maximiser le coefficient de performance et l'efficacité. Ce chapitre étudiera le même processus sélectionné que Tan et al. [1] dans différentes conditions de fonctionnement, des recherches plus approfondies seront menées pour sélectionner le réfrigérant le plus approprié d'un point de vue pratique. Ouadha et Beladjine [4] ont étudié le réfrigérant le plus approprié et ont conclu que le R600a était aussi performant que le R600 suivi, dans l'ordre, par le R290 et le R1270.

4.2. Methodologie

Afin de faire une comparaison équitable, les 3 processus seront étudiés en parallèle en utilisant la condition imposée de l'installation. Étant donné que les conditions de fonctionnement ne sont pas exactement les mêmes que celles de Tan et al. Nous allons procéder à une nouvelle analyse afin de déterminer le meilleur processus avec le réfrigérant le plus optimal. Les performances de l'ensemble du processus seront évaluées à l'aide du coefficient de performance, noté COP, en tant que métrique. Le logiciel Hysys Aspen V8.8 est utilisé pour effectuer des calculs et des analyses.

En premier lieu, les 3 processus seront conçus et optimisés en utilisant le propane comme réfrigérant afin de comparer la magnitude des différents paramètres à la référence [1]. Ensuite, différents gaz frigorifiques seront étudiés et comparés ensemble en termes de COP et d'utilisation pratique.

Les études étudiées peuvent différer des références en raison des exigences de l'installation et pour des raisons pratiques.

4.2.1. Réfrigérants

Le réfrigérant R22 a été largement utilisé dans les systèmes de re-liquéfaction en cascade à bord des navires. L'élimination de ce fluide frigorigène est prévue d'ici 2020 selon le protocole de Montréal. Certains réfrigérants HFC tels que le R404a ont été proposés pour remplacer le R22. Bien que ces fluides présentent plusieurs avantages, notamment d'excellentes propriétés thermodynamiques et de sécurité, ils ne sont pas tout à fait acceptables au regard du protocole de Kyoto. Leur contribution aux problèmes de réchauffement de la planète n'est pas négligeable. Par conséquent, plusieurs chercheurs estiment qu'un choix efficace et durable devrait être tourné vers les réfrigérants naturels tels que l'ammoniac et les hydrocarbures.

Certains hydrocarbures tels que le butane (R600), le propane (R290), l'isobutane (R600a) et le propylène (R1270) peuvent être considérés comme des choix objectifs car ils sont abondants, peu coûteux et possèdent d'excellentes propriétés thermo-physiques [4].

Le tableau 4.1 présente les principales propriétés thermo-physiques, telles que la température d'ébullition et la pression critique, les propriétés de sécurité basées sur ASHRAE 34 et les propriétés environnementales des fluides sélectionnés.

Table 4. 1. Propriétés thermophysiques, sécuritaires et environnementales de certains fluides frigorigènes.

Substance	Thermophysical data				Security group	Environmental properties	
	M (g/mol)	Tb (°C)	Tc (°C)	Pc (bar)		ODP	GWP
R22	86.5	-40.9	96.15	49.9	A1	0.055	1810
R290	44.1	-42.1	96.70	42.5	A3	0	-20
R600a	58.1	-11.7	134.7	36.3	A3	0	-20
R1270	42.1	-47.6	91.75	46.0	A3	0	-20
R1150	28.1	-103.7	9.19	50.4	A3	0	-20

Où:

Le potentiel d'appauvrissement de la couche d'ozone (ODP) d'un composé chimique est la quantité relative de dégradation qu'il peut causer à la couche d'ozone.

Le potentiel de réchauffement planétaire (PRP) est une mesure de la contribution d'une masse de gaz donnée au réchauffement planétaire. Le PRG est une échelle relative qui compare la quantité de chaleur piégée par les gaz à effet de serre à la quantité de chaleur piégée dans la même masse de dioxyde de carbone. Le PRG du dioxyde de carbone est de 1 par définition [6].

4.2.2. Le procédé

Trois processus, notés cas-A, -B et -C seront comparés afin de déterminer le plus approprié pour notre application, la description de chacun des processus est donnée ci-dessous.

4.2.2.1. Procédé 1 (cas-A)

La figure 4.1 représente un diagramme d'un des trois processus de reliquéfaction de l'éthylène désigné par le cas A, qui consiste en deux sous-systèmes en cascade, un réfrigérant et un cycle de liquéfaction. Chacun des deux sous-systèmes est simplement un système de réfrigération à compression à deux étages.

Le cycle de réfrigérant sert à condenser le gaz d'évaporation sous pression sortant du compresseur du deuxième étage (A-Comp-4) dans l'échangeur de chaleur en cascade (Cond-Evap) pendant que le réfrigérant, dans le cycle de réfrigérant, est évaporé. Le réfrigérant vaporisé, dans le cycle du réfrigérant, est comprimé par le compresseur (A-Comp-1) à une pression intermédiaire et mélangé aux vapeurs du pré-refroidisseur A-1. Le mélange est refroidi puis comprimé en un compresseur de deuxième étage (A-Comp-2). Après la compression du deuxième étage, le propane à haute pression est refroidi et condensé par de l'eau de mer. Le propane liquide sous pression se divise en deux flux, les flux A-6-1 et A-6-2. Une fraction du flux, le flux (A-6-2), passe à travers un clapet d'étranglement où elle est soumise à une pression

intermédiaire et absorbe la chaleur de la fraction restante, le flux (A-6-1), passe à travers une chaleur à contre-courant échangeur (pré-refroidisseur 1). Le flux A-6-2 converge pour se mélanger au propane comprimé provenant de A-Comp-1, tandis que le flux A-6-1 quitte le A-Pre-Cooler-1 sous une forme sous-refroidie. Il se dilate à la pression P_0 à travers un papillon des gaz où il devient un mélange saturé gaz-liquide. Le propane gaz-liquide s'évapore complètement grâce à l'échangeur de chaleur à contre-courant A-Cond-Evap. Il absorbe la chaleur du cycle de liquéfaction pour condenser le BOG d'éthylène sous pression. Après cela, il passe au compresseur 1 (A-Comp-1) où il redémarre le cycle.

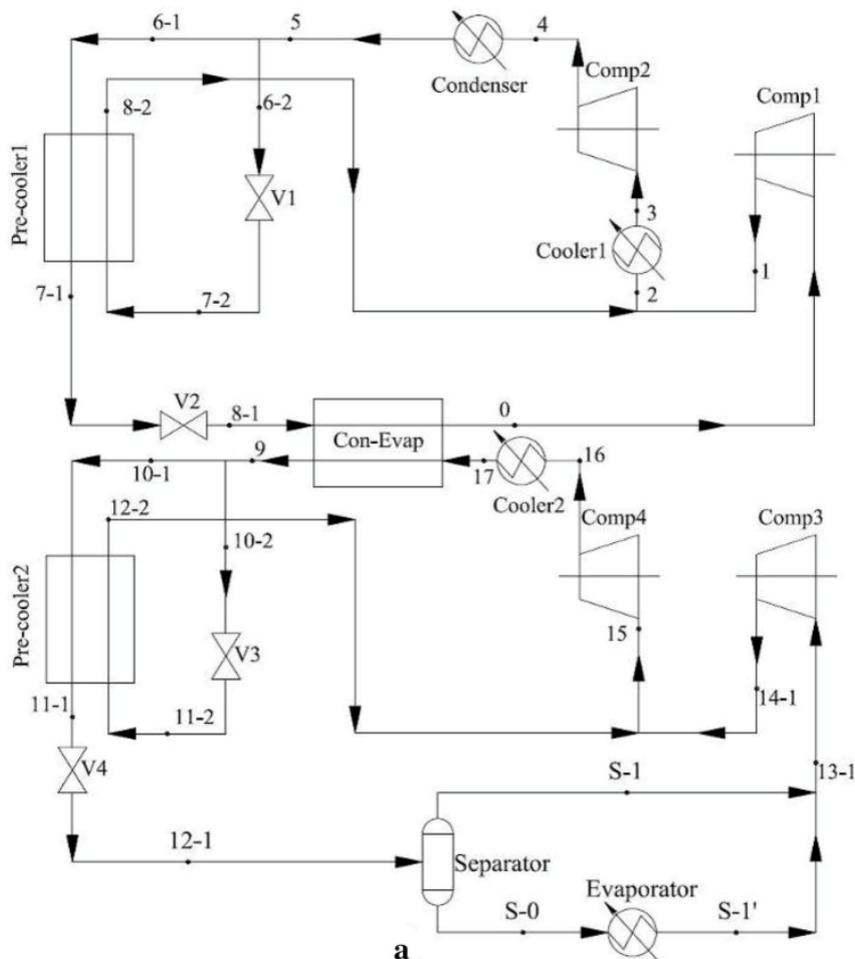


Figure 4. 1. Schéma du procédé de re-liquéfaction de l'éthylène cas-A.

Le cycle de liquéfaction fonctionne à trois niveaux de pression et est similaire au cycle de réfrigération, et l'évaporateur dans le cycle de liquéfaction est supposé jusqu'au réservoir de stockage où l'évaporation a lieu. Le BOG est pressurisé à la pression P_{15} par le compresseur d'éthylène de premier étage (A-Comp-3) et est mélangé aux vapeurs provenant des pré-refroidisseurs A 2, le mélange de vapeurs résultant est compressé avec un compresseur de 2e étage (A-Comp -4) à une pression P_9 . Les vapeurs sont refroidies à l'eau de mer puis entièrement condensées dans l'A-Cond-Evap. Le flux est ensuite divisé en deux flux, les flux 10-1 et 10-2. Le flux 10-2 passe à travers une vanne d'étranglement pour s'étendre en P_{15} , et les deux flux passent à travers un échangeur de chaleur à contre-courant (précoolier-2) où la capacité de refroidissement fournie par le processus d'étranglement prérefroidit la fraction restante d'éthylène sera élargi à une autre vanne d'étranglement pour produire un mélange éthylène gaz-liquide. Le mélange passe à travers un séparateur où l'éthylène liquide se dirige

vers le réservoir de stockage pendant que les vapeurs sont recompressées par le compresseur comp-1 et redémarrent la boucle.

4.2.2.2. Procédé 2 (Cas-B)

Fig. 2 Schéma du deuxième procédé de re-liquéfaction d'éthylène, désigné par Case-B. Il est assez similaire au Case-A avec peu de modifications.

La configuration du processus Case-B fonctionne à deux niveaux de pression dans le cycle de réfrigération, P0 et P5; Contrairement au cas A, qui fonctionne à trois niveaux de pression. Cela entraîne une diminution de la pression de sortie dans le papillon des gaz BV-1, ce qui entraîne une chute importante de la température de sous-refroidissement de la partie restante du réfrigérant condensé (7-1), ce qui se traduit par une plus grande capacité de refroidissement en étranglant la quantité spécifique de réfrigérant dans le BV-2.

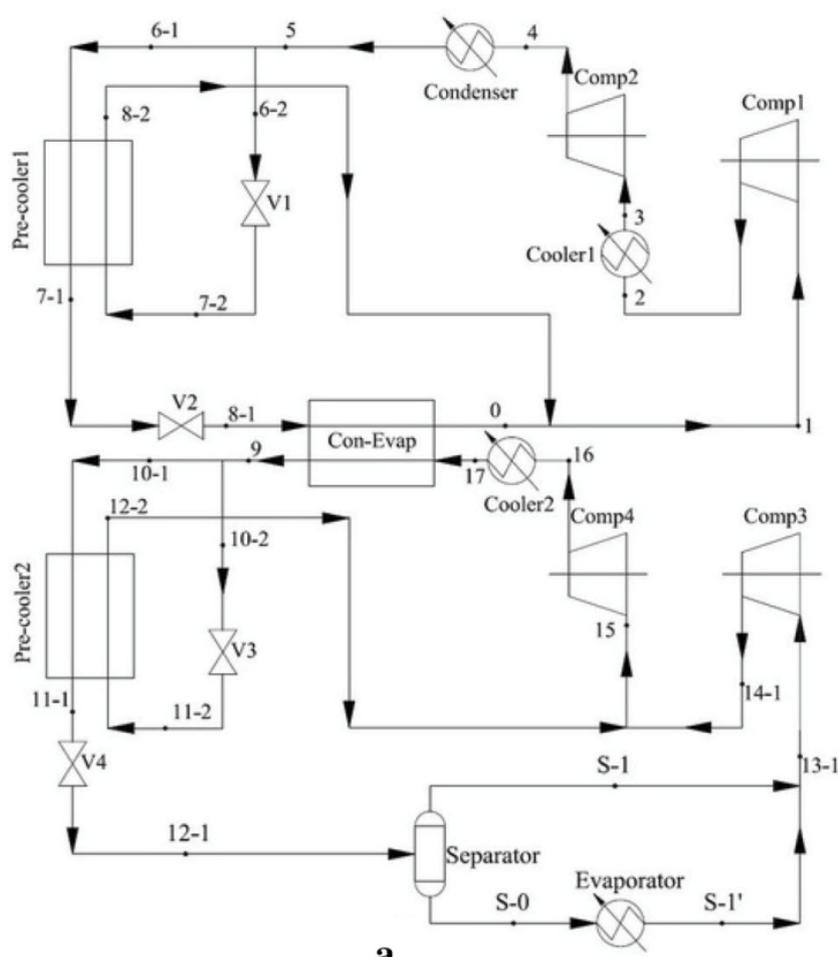


Figure 4. 2. Schémas du procédé de reliquéfaction de l'éthylène Cas-B.

4.2.2.3. Procédé 3 (Case-C)

Fig. 3 Schéma du troisième procédé de re-liquéfaction d'éthylène désigné par Case-C. Il est assez similaire au Case-B avec d'autres modifications.

Le troisième processus, appelé cas-C, est illustré à la figure 4.3 où, comme dans le cas-B, le cycle de réfrigération comporte deux niveaux de pression, notés P0 et P5. Un récupérateur, noté C-Pre-cooler3, est ajouté pour sous-refroidir le propane liquide condensé avec le mélange avec

les flux 0 et 8-2 à la pression P0. Ensuite, les vapeurs du courant sont comprimées dans C-Comp-3. Dans le cycle de liquéfaction, le liquide d'éthylène condensé (9) est sous-refroidi par le BOG saturé (13-1) dans un autre récupérateur, puis développé dans du C-V-4 pour donner un mélange d'éthylène (12-1) gaz-liquide. On peut constater que le B-V-3 dans le procédé C est éliminé et que le débit de l'éthylène condensé haute pression (9) peut être diminué.

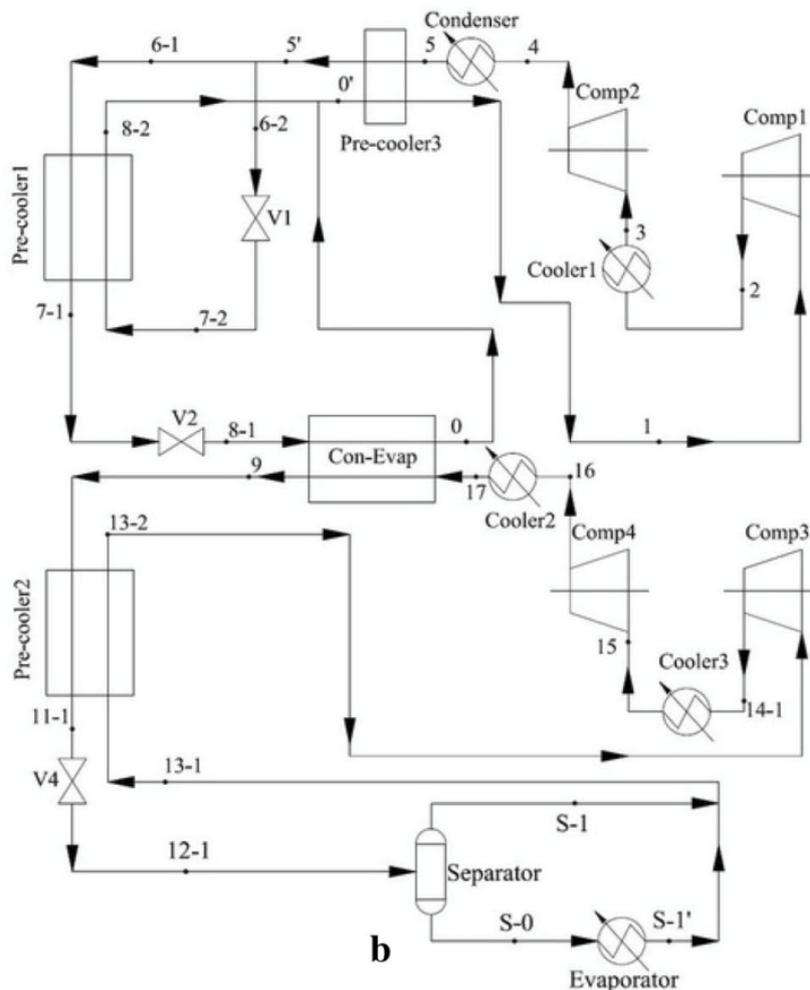


Figure 4. 3. Diagramme du processus de re-liquéfaction d'éthylène-C.

4.3. Modélisation, hypothèses et paramètres d'entrée pour la simulation

La simulation à l'état d'équilibre de trois processus de re-liquéfaction potentiels a été réalisée dans Aspen HYSYS V8.8 à l'aide de l'équation d'état de Peng-Robinson afin d'établir les propriétés thermodynamiques des fluides de travail. Les composants des processus ont été modélisés en tenant compte à la fois du bilan massique et énergétique. Les hypothèses suivantes ont été définies pour la simulation de tous les processus.

- La perte de charge dans les conduites et la fuite de chaleur du système sont négligées.
- Les rendements isentropiques des compresseurs sont de 75%.
- Les approches de température minimale (ΔT_{min}) dans les échangeurs de chaleur ont été supposées être de 3 ° C.
- L'énergie potentielle et cinétique est négligée.
- Le débit BOG généré dans le LEG est de 1100 kg / h.

En utilisant un volume de contrôle, à l'état d'équilibre, les bilans de masse, d'énergie et d'exergie peuvent être représentés comme suit:

$$\sum m_{in} = \sum m_{out} \quad (4.1)$$

$$Q = \sum H_{out} - \sum H_{in} + W = \sum m_{out} \cdot e_{out} - \sum m_{in} \cdot e_{in} + W \quad (4.2)$$

$$Ex_D = \sum Ex_{in} - \sum Ex_{out} + W = \sum m_{in} \cdot e_{in} - \sum m_{out} \cdot e_{out} + W \quad (4.3)$$

Où l'exergie spécifique, e , est définie comme:

$$e = h - h_0 - T(s - s_0) \quad (4.4)$$

Où h_0 et s_0 sont respectivement une enthalpie et une entropie spécifiques à l'état de référence. (c'est-à-dire: 101 325 Pa et 303,15 K)

Les bilans énergétique et exergétique de tous les composants du processus sont résumés dans le tableau 4.2.

Table 4. 2. Exergie et bilan énergétique pour chaque composante du processus de liquéfaction.

Component	Energy balance	Exergy balance
Compressor	$W_i = m_{Comp_i} \cdot (h_{out, Comp_i} - h_{in, Comp_i})$ $= m_{Comp_i} \cdot (h_{out, Comp_i}^s - h_{in, Comp_i}) / \eta_{Comp_i}$	$Ex_{D, Comp_i} = m_{Comp_i} \cdot (e_{in, Comp_i} - e_{out, Comp_i}) + W_i$
Throttle-valves	$h_{in, V_i} = h_{out, V_i}$	$Ex_{D, V_i} = m_{V_i} \cdot (e_{in, V_i} - e_{out, V_i})$
Coolers	$Q_{Coller} = m_{Cooler_i} \cdot (h_{out, Cooler_i} - h_{in, Cooler_i})$	$Ex_{D, Cooler_i} = m_{V_i} \cdot (e_{in, Cooler_i} - e_{out, Cooler_i})$
Pre-coolers	$Q_{PC_i} = m_{PC_i, HP} \cdot (h_{in, PC_i, HP} - h_{out, PC_i, HP})$ $= m_{PC_i, LP} \cdot (h_{out, PC_i, LP} - h_{in, LC_i, HP})$	$Ex_{D, PC_i} = m_{PC_i, HP} \cdot e_{in, PC_i, HP} + m_{PC_i, LP} \cdot e_{in, PC_i, LP}$ $- m_{PC_i, HP} \cdot e_{out, PC_i, HP} - m_{PC_i, LP} \cdot e_{out, PC_i, LP}$
Cond-Evap	$Q_{CHX} = m_{CHX, C2} \cdot (h_{in, CHX, C2} - h_{out, CHX, C2})$ $= m_{CHX, R} \cdot (h_{out, CHX, R} - h_{in, CHX, R})$	$Ex_{D, CHX} = m_{CHX, C2} \cdot e_{in, CHX, C2} + m_{CHX, R} \cdot e_{in, CHX, C2}$ $- m_{CHX, C2} \cdot e_{out, CHX, C2} - m_{CHX, R} \cdot e_{out, CHX, C2}$
Separator	$m_{in, S} \cdot h_{in, S} = m_{out, S, Vap} \cdot h_{out, S, Vap}$ $+ m_{out, S, Liq} \cdot h_{out, S, Liq}$	$Ex_{D, S} = m_{in, S} \cdot e_{in, S} - m_{out, S, Vap} \cdot e_{out, S, Vap}$ $- m_{out, S, Liq} \cdot e_{out, S, Liq}$
Evaporator	$Q_e = m_{LEG} \cdot (h_{out, LEG} - h_{in, LEG})$	

Pour évaluer le meilleur processus, nous les comparons en terme de coefficient de performance (COP).

$$COP = \frac{Q_E}{W_{tot}} = \frac{Q_E}{\sum W_i} \quad (4.5)$$

4.3. 1. Equations d'états

L'équation d'état semi-empirique de Peng-Robinson (EOS) est utilisée pour calculer la propriété thermodynamique des gaz. La raison de ce choix est que le Peng-Robinson (EOS) est spécifiquement conçu pour les hydrocarbures légers [2, 3].

Les résultats sont aussi précis que ceux de l'EOS Soave-Redlich-Kwong, bien qu'il soit généralement supérieur pour prédire la densité liquide du matériau, en particulier pour une molécule non polaire identique à celle de l'éthylène.

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a \cdot \alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (4.6)$$

- $a \approx 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{p_c}$
- $b \approx 0.07780 \frac{RT_c}{p_c}$
- $\alpha = \left(1 + \kappa \left(1 - T_r^{\frac{1}{2}} \right) \right)^2$
- $\kappa \approx 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2$
- $T_R = \frac{T}{T_c}$

Où:

- ω : est le facteur acentrique de l'espèce.
- R: est la constante de gaz universelle.
- Z: est le facteur de compressibilité.

4.3. 2. Description du site et hypothèses

Le complexe est situé dans le complexe pétrolier de Skikda, en Algérie. C'est près de l'eau de mer avec le climat méditerranéen. L'installation sur site peut fournir suffisamment d'eau de mer de refroidissement pour tous les besoins en refroidissement de la nouvelle installation.

Le gaz d'évaporation doit être liquéfié dans les conditions suivantes:

- Etat: liquide
- Température: -104 ° C
- Pression: 101,325 kPa

L'installation doit fournir un by-pass aux conditions suivantes:

- Etat: gaz
- Température: +31 ° C
- Pression: 2200 kPa

Le gaz d'évaporation arrive aux conditions suivantes

Table 4. 3. Composition et paramètres thermodynamiques de l'éthylène BOG.

Composition	Fraction molaire (%)	Paramètres	Valeur
Hydrogen	0.005	Température (C)	-11
Nitrogen	0.0	Pression (kPa)	101.325
Methane	0.040	Débit minimal (kg / h)	400
Ethylene	99.930	Débit normal (kg / h)	625
Ethane	0.025	Débit nominal (kg / h)	1100

4.3.3. Coefficient de performance

Une première approche consistait tout d'abord à comparer les 3 processus disponibles en termes de COP utilisant du propane comme réfrigérant.

Table 4. 4. COP de l'étude préliminaire avec la référence.

	Case-A	Case-B	Case-C
Référence de la littérature	0.767	0.726	0.742
Étude préliminaire	0,845	0,843	0.614
Différence relative%	9,23	13,87	20.84

Le coefficient de performance est significativement supérieur à la référence académique [1] pour les cas A, B et C. Le taux de compression élevé entraîne une élévation significative du COP.

4.3.4. Résultat numérique

D'autres simulations ont été réalisées avec différents réfrigérants pour augmenter le COP, les résultats sont résumés dans le tableau suivant:

Table 4. 5. COP des cas A, B et C utilisant les réfrigérants R1270, R600a et R290.

Refrigerant	Case-A	Case-B	Case-C
R1270	0.768	0.765	0.569
R600a	0.676	0.673	0.540
R290	<u>0.845</u>	0.843	0.614

Comme le montre le tableau 4.5, le meilleur processus pour cette application est le cas A avec le R290 en tant que réfrigérant.

4.3.5. Process final

Le processus et le réfrigérant sélectionnés seront optimisés. Pour des raisons pratiques et des conditions imposées, l'optimisation de ce circuit se fera en ajustant manuellement quelques paramètres clés.

La figure 4. 4 représente le circuit final avec le nom des flux et de l'équipement. Les figures 4.5 et 4.6 montrent le même circuit avec sa température de fonctionnement et sa pression, respectivement. Les chiffres sont en annexe 1.

4.3.6. Performances

Le processus peut liquéfier jusqu'à 88% de l'éthylène BOG en une seule boucle. Le reste non liquéfié est recyclé dans le circuit.

4.4. Dimensionnement

Cette section est consacrée au dimensionnement des différents équipements du processus de liquéfaction sur la base des résultats du chapitre 4. Elle sera subdivisée en 2 parties principales; La première partie présentera les différents types d'équipements utilisés dans ce processus avec un contraste entre l'équipement principal et secondaire. La seconde partie listera les différents équipements du processus d'installation avec leurs paramètres pertinents. Le logiciel Hysys Aspen V8.8 est utilisé pour le dimensionnement des différents équipements. Un premier dimensionnement est effectué par le logiciel, puis ajusté pour une utilisation pratique et une opérabilité par un opérateur.

4.4.1. Principaux équipements

L'équipement principal de l'installation concerne l'équipement qui joue un rôle majeur dans le processus de liquéfaction, cet équipement a une influence majeure sur les performances globales et une légère modification de leurs paramètres entraîne une chute brutale des performances.

4.4.2. Compresseur

Les compresseurs augmentent la pression du fluide et le processus s'accompagne d'une augmentation de la température. Pour notre application, les compresseurs à vis et à piston rotatifs sont généralement utilisés pour comprimer le réfrigérant et l'éthylène à ce taux de compression. Idéalement, le compresseur à plusieurs étages sera dimensionné de manière à avoir une consommation électrique similaire pour chaque étage du compresseur et, par conséquent, un seul moteur et un seul arbre d'entraînement alimentant les deux étages du compresseur. les paramètres des compresseurs sont principalement définis par leur type, leur taux de compression et leur efficacité isentropique. Cependant, son prix est principalement influencé par le pouvoir de consommation.

4.4.3. Echangeurs de chaleur

Un échangeur de chaleur est un dispositif utilisé pour transférer de la chaleur entre deux fluides ou plus. Ils sont utilisés dans les processus de refroidissement et de chauffage. [7] Pour cette application, nous allons utiliser un échangeur de chaleur tubulaire répondant aux normes de l'Association des fabricants d'échangeurs tubulaires (également connu sous le nom de TEMA)

pour définir le meilleur échangeur de chaleur. La raison de choisir un échangeur de chaleur à tube et coque est qu'ils peuvent être facilement nettoyés. Bien que les échangeurs de chaleur aient la même fonction, leurs fonctions peuvent différer. Trois types d'échangeurs de chaleur sont utilisés pour cette application.

Watercooler:	Le refroidisseur d'eau sert à refroidir ou à condenser le flux chaud sortant du compresseur à une température acceptable. Ils utilisent de l'eau de mer à une température d'entrée de 25 ° C.
Condenser:	Sont utilisés pour condenser l'éthylène ou le réfrigérant jusqu'à 30 ° C avec de l'eau de mer.
Economizer:	Un économiseur est utilisé comme échangeur de chaleur en préchauffant (ou en pré-refroidissant) un fluide afin de réduire la consommation d'énergie. Il est utile d'avoir un coefficient de performance plus élevé.

En général, le prix des échangeurs de chaleur est fortement corrélé à la surface d'échange.

4.4.4. Résultats

Table 4. 6. Caractéristiques géométriques et énergétiques essentielles de l'échangeur de chaleur.

Heat exchanger	Designation	Type	Heat transfer rate(kW)	Size (mm)		Surface of exchange (m ²)
Condenser	A-Cond-Evap	BKU	216.7	400	3800	37.2
Economizer	A-Precooler-2	BKU	88	400	2000	23.6
Sea Water Cooler	A-Cool-Ethylene-1	AEU	118.6	300	1800	17
Sea Water Cooler	A-Cond-Prop	BEU	401.1	500	3600	55.9
Economizer	A-Precooler-1	BKU	81.4	400	1000	27.8

4.4.1.4. Séparateur de phase

Le séparateur de phases, également appelé récipient sous pression, est un récipient qui sépare le mélange en gaz et en liquide total. Un séparateur biphasé peut être horizontal, vertical ou sphérique. Le liquide quitte le récipient au fond par une vanne de contrôle de niveau ou de décharge. Le gaz quitte la cuve par le haut en passant par un extracteur de brouillard pour éliminer les petites gouttelettes de liquide contenues dans le gaz [8]. Le prix d'un séparateur de phase est fortement corrélé à son poids.

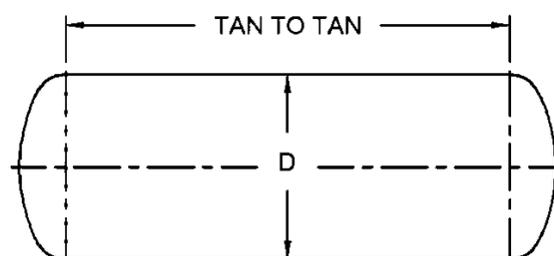
Dans le circuit, il y a 2 séparateurs notés P-S-1 et P-S-2, à la sortie de l'échangeur de chaleur A-Cond-prop et A-Cond-Evap, respectivement. Bien qu'ils n'influencent pas le circuit principal, leur présence est importante pour éliminer les gaz résiduels accumulés qui ne peuvent pas être liquéfiés, tels que l'hydrogène.

Table 4.7. Caractéristiques du séparateur de phase.

	Flow rate per 15 min (kg)	Density	Volume	x2	Diameter	Tan to tan length (mm)	Pressure (MPa)
P-S-2	467	457.6	0.97	2.04	1	2300	2504
P-S-1	961,5	435	0.45	4.42	1.4	2500	1560

Pendant le processus de séparation, le liquide / gaz s'écoule pendant 15 minutes dans le séparateur. Le séparateur est conçu pour être rempli à moitié d'une phase liquide et l'autre moitié d'une phase gazeuse de longueur raisonnable. Le poids final est déterminé en fonction du débit volumique, de la longueur, du diamètre et de l'épaisseur de la coque [9].

La figure 4.10 représente un schéma d'un séparateur horizontal.

**Figure 4.10.** Schéma d'un séparateur horizontal.

À partir de [13] [14] et selon l'application et la température de fonctionnement, la forme de récipient à pression la plus appropriée serait le type horizontal à tête ellipsoïdale utilisant l'ASME A516 Gr. 65 acier au carbone. Le volume d'un récipient sous pression ellipsoïdal est calculé comme suit:

$$V = \frac{\pi \cdot D^3}{12} + \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} \quad (4.7)$$

Ou :

D : Diamètre intérieur du bateau

L : Longueur à la longueur

Formule de calcul d'épaisseur minimale pour le cylindre:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot e - 0.6P} \quad (4.8)$$

Formule de calcul d'épaisseur minimale pour la tête:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot e - 0.2P} \quad (4.9)$$

Ou ;

P : Pression de service maximale admissible égale à 110% de la pression de travail.

D : Diamètre intérieur.

S : Contrainte de traction maximale admissible.

e : L'efficacité du joint soudé, égale à 100%

Selon [14], la contrainte de traction maximale admissible pour A516 Gr. 65 soit 120 MPa.

Le tableau 4.7.2 donne les caractéristiques de l'appareil sous pression après calcul numérique au moyen des équations 4.8, 4.9 et 4.10.

Table 4. 8. Caractéristiques du séparateur de phase.

	Cylinder			Head			Volume (m3)	Density kg/m3	Weight (kg)
	Thickness (mm)	Internal Radius (mm)	External Radius (mm)	Thickness (mm)	Internal Radius (mm)	External Radius (mm)			
P-S-2	5.77	1005.78	1011.56	5.75	500	505.75	0.094	7800	734.95
P-S-1	5.16	1405.16	1410.31	5.14	700	705.14	0.131	7800	1022.00

4.4.1.5. Vanes de détente

Le rôle des vannes d'expansion / papillon est de convertir un fluide haute pression en basse pression en le forçant par des orifices étroits. Dans le cas hypothétique, l'enthalpie reste constante, le seul travail possible est le travail en flux aux emplacements où la masse entre et sort du volume de contrôle. Il n'y a généralement pas de transfert de chaleur significatif avec l'environnement et le changement d'énergie potentielle entre l'entrée et la sortie est négligeable [12].

4.4.1.6. Mixer/splitter

Le mélangeur et le séparateur ont une fonction relativement similaire. La fonction du mélangeur est de mélanger deux flux et plus, puis de les sortir en un seul flux. La fonction Splitter est une entrée d'un flux unique dans plusieurs flux de sortie.

4.4.2. Equipements secondaire

L'équipement secondaire de l'installation concerne l'équipement jouant un rôle mineur dans le processus de liquéfaction. Bien qu'ils n'influencent pas directement les performances, leur présence est nécessaire pour garantir les meilleures conditions d'exploitation et les performances à long terme. Les équipements secondaires seront également pris en compte dans l'étude techno-économique.

L'équipement secondaire peut inclure

- vannes de sécurité.
- Système anti incendie.
- Capteurs.
- les régulateurs.

4.4.2. Liste des équipements et paramètres clés

Le tableau 4.8 montre la liste des équipements principaux avec leurs paramètres pertinents.

Table 4. 9. Liste des équipements principaux avec leur paramètres pertinents.

Liquefaction Cycle	Compressor	A-Comp-3-1	Power (kW)	30.75	kW
		A-Comp-4-1		65.27	
		A-Comp-4-2		65.09	
	Sea Water Cooler	A-Cool-Ethylene-1	Surface of exchange	17	m ²
	Condenser	A-Cond-Evap		37.2	
	Economizer	A-Precooler-2		23.6	
	Purge	Separator	Weight	734.95	kg
Refrigeration Cycle	Compressor	A-Comp-1	Power (kW)	45.52	kW
		A-Comp-2		65.33	
	Sea Water Cooler	A-Cond-Prop	Surface of exchange	55.9	m ²
	Economizer	A-Precooler-1		27.8	
	Purge	Separator	Weight	1022.00	kg
Additional	Security Valves				
	Fire Protection System				
	Sensors				
	Regulators				

Chapitre IV
Analyse technico-économique

Analyse technico-économique

5.1. Introduction

L'objectif principal de tout projet d'ingénierie est d'améliorer l'efficacité ou de limiter les pertes. Cependant, même avec une conception technique efficace, ils ne peuvent pas tous générer suffisamment de ressources financières pour justifier l'investissement. Ce chapitre évaluera le potentiel financier du procédé de liquéfaction d'éthylène conçu en fonction de plusieurs paramètres et analysera les résultats.

5.2. Methodologie

L'évaluation du procédé de liquéfaction de l'éthylène conçu se fera en trois étapes:

- 1) L'évaluation des coûts d'équipement évaluera l'investissement initial du projet. Cela inclut l'achat et la construction d'équipements.
- 2) L'évaluation des coûts d'exploitation permettra d'estimer les coûts d'exploitation du processus.
- 3) À partir des résultats des étapes 1 et 2, l'évaluation financière évaluera les paramètres clés pour valider ou non ce projet.

5.3. Évaluation du « Capital cost »

Les coûts en capital sont les capitaux fixes qui sont engagés lors de l'achat ou de la location. L'installation comprend tout l'équipement qui sera acheté pour exécuter cette installation. Les coûts pour chaque équipement dépendent de la taille de la machine et de sa fonction. Pour estimer le coût en capital fixe, il faut suivre les étapes suivantes:

- 1) Énumérer le type d'équipement principal de l'usine et estimer sa taille.
- 2) Estimez le coût d'équipement des principaux équipements puis ajustez ses coûts sur une base de temps commune en utilisant un indice de coût.
- 3) Convertissez le coût des principaux éléments de l'installation en acier au carbone, pression modérée et température modérée.
- 4) Sélectionnez les sous-facteurs d'installation appropriés dans les tableaux 1 à 4 de l'annexe 4 et adaptez-les aux circonstances individuelles en fonction des matériaux de construction, de la température de fonctionnement et de la pression.
- 5) Appliquez l'équation 2.6 à l'aide du tableau 5 de l'annexe 4 pour estimer le montant total du coût en capital.

L'équation 5.1 donne le coût de l'équipement en fonction de sa capacité.

$$C_E = C_B \cdot \left(\frac{Q}{Q_B} \right)^M \cdot f_M \cdot f_P \cdot f_T \quad (5.1)$$

C_E : Equipment cost with capacity Q (Annex 2 Table 5.7)

C_B : QB (Annex 2 Table 5.7)

M : Constant depending on equipment type (Annex 2 Table 5.7)

f_M : Correction factor for building materials (Annex 4 Table 5.1, 5.2 and 5.3)

f_T : Correction factor for design temperature (Annex 4 Table 5.5)

f_P : Correction factor for design pressure (Annex 4 Table 5.4)

Le tableau 5.1 répertorie les principaux types d'équipements avec leur taille de base (CEPCI 2000) [39].

Table 5. 1. Liste des principaux types d'équipement avec leur taille de base.

Equipment	Material	Base measure	Base cost size Q_B	Cost C_B (\$)	Exponent M
Pressure vessel	Stainless steel	Mass(t)	6	9.84E+04	0.82
Shell-and-tube heat exchanger	Carbon steel	Heat transfer area (m ²)	80	3.28E+04	0.68
Compressor (including motor)		Power(kW)	250	9.84E+04	0.46

5.4. Index

Suite aux changements de la valeur de la monnaie dus à l'inflation constante dans le temps, les indices des usines de produits chimiques sont les nombres sans dimension utilisés pour actualiser le coût en capital requis pour ériger des usines de produits chimiques d'un temps passé à un autre. Les données peuvent être actualisées et mises sur une base commune en utilisant des indices de coût en utilisant l'équation 5.2 donnée par:

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{INDEX_1}{INDEX_2} \quad (5.2)$$

Where

C_1 : Coût de l'équipement en année 1

C_2 : Coût de l'équipement en année 2

$INDEX_1$: Index de l'an 1

$INDEX_2$: Index de l'an 2

Le tableau 5.1 présente les données pour les types d'équipements, sur la base des coûts de janvier 2000 avec un indice de coût d'équipement (CEPCI) = 435,8. Le CEPCI de 2018 = 603,1 [39,40].

$$C_1 = \frac{INDEX_1}{INDEX_2} \cdot C_2$$

$$C_1 = \frac{603.1}{435.8} \cdot C_2$$

$$C_1 = 1,3838 \times C_2$$

La multiplication du coût de l'équipement par 1 3838 fera passer son prix de base de 2000 à 2018.

5.5. Évaluation du coût des matériaux

Cette section présente l'évaluation du coût des équipements en fonction de la taille, de la puissance et du poids de chaque équipement issu du chapitre IV.

Les tableaux 5.2 à 5.4 présentent le coût de chaque type d'équipement de l'installation : échangeur de chaleur, compresseur et réservoir sous pression, respectivement.

5.5.1. Échangeurs de chaleur

Le tableau 5.2 illustre les coûts des échangeurs de chaleur.

Table 5. 2. Coûts des échangeurs de chaleur

Heat exchanger	Surface of exchange (m2)	Base cost	Base cost (current index)	Correction factor	Actual cost
A-Cond-Evap	37.2	\$ 19 486.86	\$ 26 967.70	4.35	\$ 117 309.51
A-Precooler-2	23.6	\$ 14 300.55	\$ 19 790.42	4.35	\$ 86 088.31
A-Cool-Ethylene-1	17	\$ 11 441.37	\$ 15 833.61	6.96	\$ 110 201.95
A-Cond-Prop	55.9	\$ 25 704.71	\$ 35 572.53	6.96	\$ 247 584.83
A-Precooler-1	27.8	\$ 15 985.39	\$ 22 122.04	4.35	\$ 96 230.88
Total Cost					
		86 918.87	120 286.31		657 415.47

5.5.2. Compressor

Le tableau 5.3 présente les coûts des compresseurs.

Table 5. 3. Coûts des compresseurs.

Compressor	Power (KW)	Base cost	Base cost (current index)	Correction factor	Actual cost
A-Comp-3-1 (x2)	30.75	\$ 75 055.31	\$ 207 736.85	3.20	\$ 664 757.92
A-Comp-4-1	65.27	\$ 53 053.12	\$ 73 419.78	5.10	\$ 374 440.86
A-Comp-4-2	65.09	\$ 52 985.77	\$ 73 326.57	2.40	\$ 175 983.76
A-Comp-1	45.52	\$ 44 948.55	\$ 62 203.93	3.20	\$ 199 052.58
A-Comp-2	65.33	\$ 53 075.55	\$ 73 450.82	2.40	\$ 176 281.96
Total Cost					
		\$ 279 118.31	\$ 490 137.94		\$ 1 590 517.08

Un second compresseur identique est ajouté à l'A-Comp-3-1 en tant que compresseur de secours en cas de défaillance du premier.

5.5.3. Récipient a pression

Le tableau 5.4 indique le coût de l'appareil récipient à pression

Table 5. 4. Coût des récipients a pression

Purges	weight (Ton)	Base cost	Base cost (current index)	correction factor	Actual cost
Purge ethylene	0.637	\$ 21 670.16	\$ 29 989.16	4.80	\$ 143 947.96
Purge propane	0.887	\$ 28 414.30	\$ 39 322.32	1.50	\$ 58 983.47
Total Cost					
		\$ 50 084.46	\$ 69 311.47		\$ 202 931.43

5.5.4. Évaluation du coût de l'équipement

D'après les tableaux 5.2 à 5.4, le coût final de l'équipement principal est donné par le tableau 5.5.

Table 5. 5. Les coûts d'équipement finaux.

	Base cost	Base cost (current index)	actual cost
Total Cost	\$ 416 121.65	\$ 679 735.72	\$ 2 450 863.99

5.5.5. Évaluation des coûts d'installation

Lorsqu'un équipement utilise un matériau autre que l'acier au carbone (par exemple l'acier inoxydable) ou fonctionne à des pressions et à des températures extrêmes, le coût en capital doit être réajusté en conséquence. L'équation 5.3 décrit la méthode permettant de calculer le coût total du capital fixe [39].

$$C_F = \sum_i \left[f_M \cdot f_P \cdot f_T (1 + f_{PIP}) \right]_i C_{E,i} + (f_{ER} + f_{INST} + f_{ELEC} + f_{UTIL} + f_{OS} + f_{BUILD} + f_{SP} + f_{DEC} + f_{CONT} + f_{WS}) \sum_i C_{E,i} \quad (5.3)$$

Ou ;

- f_{ER} : Montage d'équipement,
 f_{PIP} : Tuyauterie (installée)
 f_{INST} : Instrumentation et contrôles (installés)
 f_{ELEC} : Électrique (installé)
 f_{UTIL} : Utilitaires
 f_{OS} : frais hors du sites
 f_{BUILD} : Bâtiments (y compris les services)
 f_{SP} : Préparation du site
 f_{DEC} : Conception, ingénierie et construction,
 f_{CONT} : Imprévus (environ 10% des coûts en capital fixe)
 f_{WC} : Fonds de roulement (% 15 du coût en capital)

Il prend en compte les coûts associés à l'équipement, tels que:

- Coûts des études d'ingénierie.
- Les coûts de construction incluent les coûts de la tuyauterie, de l'instrument de contrôle, de l'installation électrique, du bâtiment, de la préparation du site et de divers services publics.
- Frais de transport pour l'expédition du matériel.
- événement indésirable.

Le tableau 5.6 donne le coût de l'énergie électrique pour chaque compresseur du processus.

Table 5. 6. Coût de l'énergie électrique pour chaque compresseur.

Item	Compressor	Consumption (kWh)
Compressor designation	A-Comp-3-1	30.75
	A-Comp-4-1	65.27
	A-Comp-4-2	65.09
	A-Comp-1	45.52
	A-Comp-2	65.33
Total consumption (kWh)		271.96

Le résultat numérique de l'équation (5.3) donne:

Le coût total de l'installation est égal à 9 190 739 USD

Le coût total de l'installation est estimé à 9 190 739,96 \$. Cela donne à un ordre de grandeur du coût que sa précision est d'environ 30% du prix réel attendu. Ce coût sera réparti de manière égale sur la longueur totale de la construction de l'usine; qui est estimé à environ 3 ans.

5.6 Coûts de fonctionnement des services publics

5.6.1 Coûts d'électricité

Les compresseurs sont la partie de l'installation qui consomme le plus d'énergie électrique. Toute la consommation électrique restante est négligée à côté de la consommation du compresseur.

Le coût du kWh d'énergie en Algérie pour le secteur industriel est fixé à 0,03 dollar par kWh. Les coûts électriques sont calculés à l'aide de l'équation 5.4:

$$\text{Electrical cost} = P.LF.EC.OT \quad (5.4)$$

Where:

P : Consommation d'énergie

LF : Facteur de charge en pourcentage

EC : Prix de l'électricité (\$ / kWh)

OT : Temps de fonctionnement

Le tableau 5.7 donne le coût total de l'énergie électrique par pourcentage d'utilisation.

Table 5. 7. Coût total de l'énergie électrique par pourcentage de la durée de fonctionnement.

The total electricity cost	percentage of operating time	Cost
	50%	\$ 35 735.54
	100%	\$ 71 471.09

5.6.2. Maintenances et coûts d'exploitation

Les coûts de maintenance et d'exploitation annuels, pour l'usine chimique, représentent environ 5,6% du coût des matériaux. Le tableau 5.8 indique les coûts de maintenance annuelle pour 50% et 100% de la durée de fonctionnement.

Table 5. 8. Coût de maintenance annuelle pour 50% et 100% de la durée de fonctionnement.

Type of cost	percentage of operating time	cost
Maintenance costs and operating costs	50%	\$ 90 246.71
	100%	\$ 180 493.42

5.6.3. Coût de l'approvisionnement en eau

L'alimentation en eau sert à refroidir et à liquéfier le propane et l'éthylène à travers le cycle de réfrigération et de liquéfaction. L'usine de produits chimiques sur place se trouve près de l'eau de mer et contient une installation déjà opérationnelle pour fournir suffisamment d'eau de mer pour le refroidissement. Le coût d'un mètre cube d'eau de refroidissement de la mer est de 1,05 dollar par mètre cube.

Le tableau 5.9 présente le coût annuel du refroidissement à l'eau pour 50% et 100% de la durée de fonctionnement.

Table 5. 9. Les coûts annuels de refroidissement par eau représentent 50% et 100% de la durée de fonctionnement.

Type of cost	percentage of operating time	cost
Total water cost	50%	\$ 110 376.00
	100%	\$ 220 752.00

5.6.4. Coût total d'exploitation

Le tableau 5.10 indique le coût total d'exploitation de l'installation pour 50% et 100% du temps d'exploitation.

Table 5. 10. Total des coûts d'exploitation de l'installation pour 50% et 100% du temps d'exploitation.

	percentage of operating time	cost
Total operating cost	50%	\$ 214 735.74
	100%	\$ 429 471.47

5.7. Bénéfice brut

Le bénéfice brut de l'installation dépend de la durée de fonctionnement annuelle et du prix du polyéthylène à haute densité pouvant être produit à partir d'éthylène. Il est possible de produire 1 tonne de polyéthylène haute densité avec 1 052 tonnes d'éthylène, qui est ensuite vendue 133 133 DZD, quel que soit le prix actuel de l'éthylène. Cela correspond à environ 1 069,55 dollars. (taux de change officiel, juin 2019). L'étude économique sera réalisée en mesurant le manque à gagner en perdant l'éthylène au lieu de produire et de vendre du polyéthylène haute densité. Pour cette application, différents scénarios seront étudiés en utilisant différentes durées de fonctionnement par an:

- 50% de l'année.
- 100% de l'année.

Le procédé a été conçu pour liquéfier jusqu'à 1100 kg / h de gaz d'évaporation d'éthylène, ce qui correspond au débit d'évaporation maximal. Toutefois, l'évaluation financière sera effectuée pour le taux d'évaporation moyen mesuré qui correspond à 625 kg / h.

Le tableau 5.11 représente le bénéfice brut total par période donnée; heures, jour, mois, 6 mois, année.

Table 5. 11. Bénéfice économique total pour un prix minimal d'éthylène par période donnée; heure, jour, mois, 6 mois, année.

Case	Usd/ton	T	Gross gain per-			
			Hour	Month	6 Month	Year
Maximal boil off	\$ 1 069.55	1.1	\$ 1 176.5	\$ 847 082.0	\$ 5 082 492.1	\$ 10 164 984.2
Average boil off	\$ 1 069.55	0.625	\$ 668.5	\$ 481 296.6	\$ 2 887 779.6	\$ 5 775 559.2
Minimal boil off	\$ 1 069.55	0.4	\$ 427.8	\$ 308 029.8	\$ 1 848 178.9	\$ 3 696 357.9

Le tableau 5.12 récapitule le bénéfice brut par tonne d'éthylène recyclé pour les pertes moyennes.

Table 5. 12. Bénéfice économique annuel total pour chaque scénario pour 50% et 100% du temps de fonctionnement.

Percentage of usage	Gross profit
50%	\$ 2 887 779.60
100%	\$ 5 775 559.20

5.8. Évaluation financière

5.8.1. Hypothèses

- Le coût initial de l'investissement sera fourni par la société propriétaire de ce projet.
- Le taux d'actualisation est supposé constant et égal à 10% .
- L'évaluation financière utilisera les méthodes de la période de récupération (PP), de la période de récupération actualisée (DPP), de la valeur actualisée nette (VAN) et du taux de rendement interne (TRI), qui sont des indicateurs fiables pour évaluer le potentiel d'un projet donné.
- L'installation a une durée de vie de 25 ans.

5.8.2. Définitions

- Flux de trésorerie actualisé (DCF):

L'analyse des flux de trésorerie actualisés pour l'objet d'estimer les entrées de fonds futures est fonction de la valeur de l'argent. La valeur temporelle de l'argent suppose qu'un dollar aujourd'hui vaut plus d'un dollar demain.

- Période de récupération (PP):

La période de récupération a été - approximativement - première méthode utilisée pour calculer approximativement le temps nécessaire pour récupérer le coût des investissements induits par les entrées de trésorerie successives [42].

- Période de récupération réduite (DPP):

La période de récupération d'achat (DPP) est similaire à la méthode de période de récupération. Cependant, il prend en compte la valeur future des entrées de trésorerie avec un taux d'actualisation [43].

- Valeur actuelle nette (VAN):

La valeur actuelle nette - compensée - compensée - compensée par la différence entre les entrées de trésorerie générées par les investissements réalisés dans le projet [44].

- Taux de rendement interne (TRI):

TRI (TRI) is a taux of a normal value of zero trading on a flow. Le TRI est ainsi utilisé lors de la sélection des investissements en fonction du retour [45].

5.8.3. Methodes d'évaluations

Plusieurs méthodes d'évaluation telles que PP, DPP, NPV et IRR seront étudiées séparément pour évaluer le potentiel financier de ce projet.

Le tableau 5.13 donne les méthodes d'évaluation des critères applicables pour accepter un projet.

Table 5. 13. Méthodes d'évaluation des critères applicables pour accepter un projet.

Critère d'évaluation	Accepted if:
Période de récupération (PP)	PP varies from 2 to 3 years
Période de récupération réduite (DPP)	DPP vary from 3 to 5 years
Valeur actuelle nette (VAN)	NPV > 0
Taux de rendement interne (TRI)	IRR varies from 10-15% (developing countries)

Le tableau 5.14 donne la formule de calcul des critères applicables.

Où:

I : Investissement initial

r : Taux de remise

n : Nombre d'années

B : Entrées de fonds = recettes - dépenses.

Table 5. 14. Formule de calcul des critères applicables.

		Formule mathématique
Méthode	Critères	B constante
Méthode non actualisée	Période de récupération	$PP = \frac{I}{B}$
Méthode actualisée	Période de récupération réduite (DPP)	$DPP = \frac{\log\left(\frac{B}{B-r.I}\right)}{\log(1+r)}$
	Valeur actuelle nette (VAN)	$NPV = -I + B \times \frac{(1+r)^n - 1}{r(1+r)^n}$
	Taux de rendement interne (TRI)	Value of n to satisfy this equality: $0 = -I + B \times \frac{(1+r)^n - 1}{r(1+r)^n}$

5.9. Résultats

5.9.1. Encaissement annuel net

Le tableau 5.15 donne les rentrées de fonds nettes annuelles.

Table 5. 15. Encaissement annuel net.

Percentage of usage	Net profit
50%	\$ 2 673 043.86
100%	\$ 5 346 087.73

5.9.2. Période de récupération

Le tableau 5.16 illustre la période de retour sur investissement.

Table 5. 16. Période de récupération

Percentage of usage	Payback period in years
50%	3.4
100%	1.7

5.9.3. Période de récupération réduite

Le tableau 5.17 indique la durée de la période de récupération réduite.

Table 5. 17. Période de période de récupération réduite.

Percentage of usage	Discounted payback period in years
50%	4.4
100%	2.0

La période de récupération des deux méthodes est relativement proche, en raison de la courte récupération de l'investissement initial et du potentiel économique élevé de ce projet. Au moment où les investissements initiaux sont récupérés, l'argent récupéré n'était pas particulièrement actualisé.

5.9.4. Entrée de trésorerie actualisée

L'entrée nette de trésorerie est le bénéfice total réalisé en soustrayant les coûts d'exploitation au bénéfice brut. Notez que les rentrées de fonds nettes diminuent au fil des ans en raison de la diminution de la valeur de chaque dollar.

Le tableau 5.18 indique les entrées nettes de fonds (B) correspondant aux prix maximal et moyen de l'éthylène dans le scénario restant, soit 50% de l'utilisation et 100% de l'utilisation.

Table 5. 18. Entrée nette de fonds pour 50% d'utilisation et 100% d'utilisation.

Year	Discounted cash inflow	
	50% of usage	100% of usage
0	\$ 2 673 043.86	\$ 5 346 087.73
1	\$ 2 430 039.88	\$ 4 860 079.75
2	\$ 2 209 127.16	\$ 4 418 254.32
3	\$ 2 008 297.42	\$ 4 016 594.84
4	\$ 1 825 724.93	\$ 3 651 449.85
5	\$ 1 659 749.93	\$ 3 319 499.87
6	\$ 1 508 863.58	\$ 3 017 727.15
7	\$ 1 371 694.16	\$ 2 743 388.32
8	\$ 1 246 994.69	\$ 2 493 989.38
9	\$ 1 133 631.54	\$ 2 267 263.07
10	\$ 1 030 574.12	\$ 2 061 148.25
11	\$ 936 885.57	\$ 1 873 771.13
12	\$ 851 714.15	\$ 1 703 428.30
13	\$ 774 285.59	\$ 1 548 571.19
14	\$ 703 895.99	\$ 1 407 791.99
15	\$ 639 905.45	\$ 1 279 810.90
16	\$ 581 732.23	\$ 1 163 464.45
17	\$ 528 847.48	\$ 1 057 694.96
18	\$ 480 770.43	\$ 961 540.87
19	\$ 437 064.03	\$ 874 128.06
20	\$ 397 330.94	\$ 794 661.88
21	\$ 361 209.94	\$ 722 419.89
22	\$ 328 372.68	\$ 656 745.35
23	\$ 298 520.61	\$ 597 041.23
24	\$ 271 382.38	\$ 542 764.75
25	\$ 246 711.25	\$ 493 422.50

La figure 5.1 montre les rentrées de fonds nettes et leur épuisement au fil des ans pour chaque scénario.

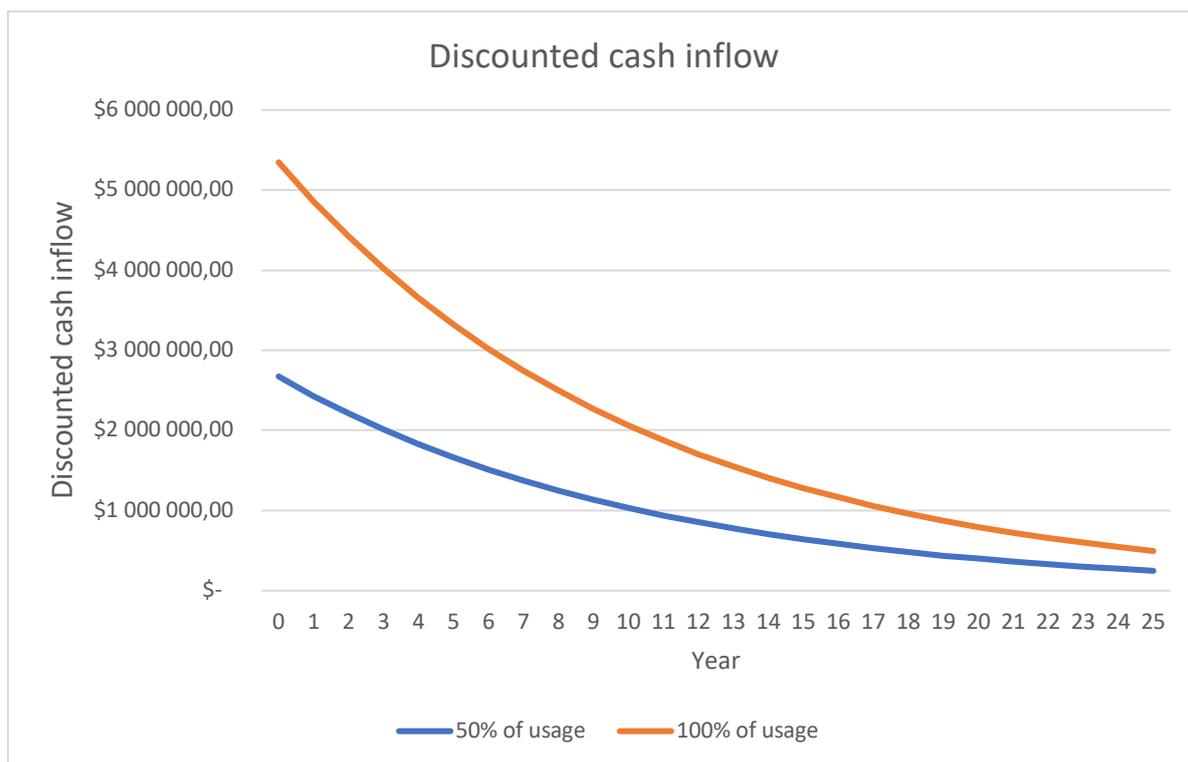


Figure 5. 1. Entrée de fonds actualisée pendant 25 ans pour 50% de l'utilisation.

La figure 5.1 illustre les entrées de fonds futures ajustées en fonction de la valeur temps de la monnaie; la diminution des rentrées de fonds diminue la rentabilité à long terme.

5.9.4. Valeur actuelle nette (NPV)

Valeur actuelle nette pour 50% d'utilisation

Le tableau 5.19 représente la valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.

Table 5. 19. Valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.

Year	Net Present Value, 50% of usage	Net Present Value, 100% of usage
-3	\$ (9 190 739.96)	\$ (9 190 739.96)
-2	\$ (6 760 700.09)	\$ (4 330 660.21)
-1	\$ (4 551 572.93)	\$ 87 594.11
0	\$ (2 543 275.51)	\$ 4 104 188.95
1	\$ (717 550.58)	\$ 7 755 638.80
2	\$ 942 199.35	\$ 11 075 138.67
3	\$ 2 451 062.93	\$ 14 092 865.82
4	\$ 3 822 757.09	\$ 16 836 254.14
5	\$ 5 069 751.78	\$ 19 330 243.52
6	\$ 6 203 383.31	\$ 21 597 506.59
7	\$ 7 233 957.44	\$ 23 658 654.84
8	\$ 8 170 843.00	\$ 25 532 425.97
9	\$ 9 022 557.16	\$ 27 235 854.28
10	\$ 9 796 842.75	\$ 28 784 425.46
11	\$ 10 500 738.74	\$ 30 192 217.45
12	\$ 11 140 644.19	\$ 31 472 028.35
13	\$ 11 722 376.42	\$ 32 635 492.80
14	\$ 12 251 223.90	\$ 33 693 187.76
15	\$ 12 731 994.33	\$ 34 654 728.63
16	\$ 13 169 058.36	\$ 35 528 856.69
17	\$ 13 566 389.30	\$ 36 323 518.57
18	\$ 13 927 599.24	\$ 37 045 938.45
19	\$ 14 255 971.92	\$ 37 702 683.80
20	\$ 14 554 492.53	\$ 38 299 725.03
21	\$ 14 825 874.91	\$ 38 842 489.79
22	\$ 15 072 586.16	\$ 39 335 912.29
23	\$ 15 296 869.12	\$ 39 784 478.20
24	\$ 15 500 762.72	\$ 40 192 265.39
25	\$ 15 686 120.53	\$ 40 562 981.02

La figure 5.2 représente la valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.

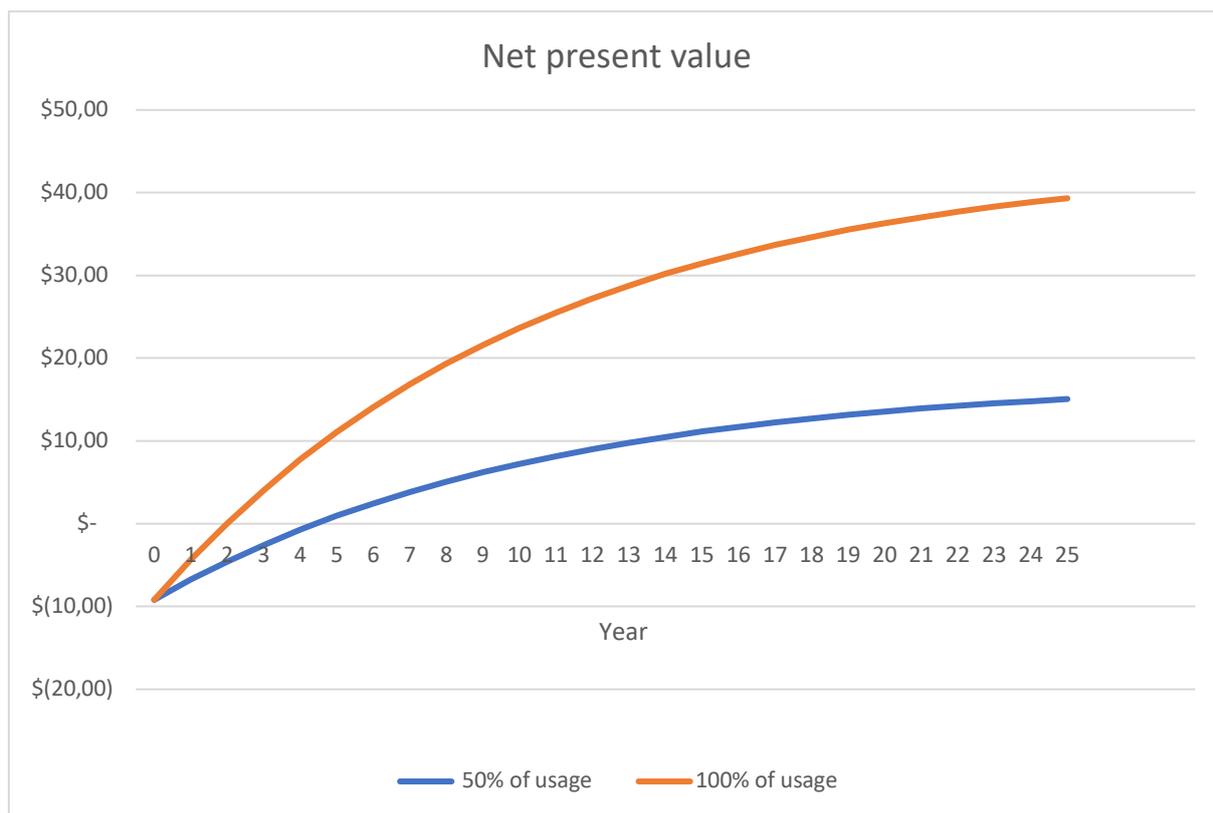


Figure 5. 2. Valeur actuelle nette pour 50% et 100% d'utilisation.

Pour 50% et 100% de l'utilisation, la valeur actuelle nette est acceptée. La figure 5.2 montre que la valeur actuelle nette dépasse.

5.9.6. Taux de rendement interne

Le tableau 5.20 indique les taux internes pour 50% et 100% d'utilisation.

Table 5. 20. Tarifs internes pour 50% et 100% d'utilisation.

Years	Internal rate of return (IRR)	
	50% of usage	100% of usage
1	-50%	-25%
2	-20%	6%
3	-4%	20%
4	4%	28%
5	10%	32%
6	14%	35%
7	16%	37%
8	18%	38%
9	19%	38%
10	20%	39%
11	21%	39%
12	21%	39%
13	22%	40%
14	22%	40%
15	22%	40%
16	23%	40%
17	23%	40%
18	23%	40%
19	23%	40%
20	23%	40%
21	23%	40%
22	23%	40%
23	23%	40%
24	23%	40%
25	23%	40%

La figure 5.3 montre le taux de rendement interne au fil des ans pour 50% et 100% de l'utilisation, respectivement.

La figure montre que le taux de rendement interne converge à 40% et 23% pour 50% et 100% de l'utilisation, respectivement. Ces valeurs sont acceptables selon le tableau 5.15.

Étant donné que le TRI doit être inférieur au taux d'actualisation, ses valeurs actuelles sont nettement supérieures au taux d'actualisation, ce qui signifie que le projet ne risque pas de devenir non rentable en raison du taux d'actualisation au fil du temps.

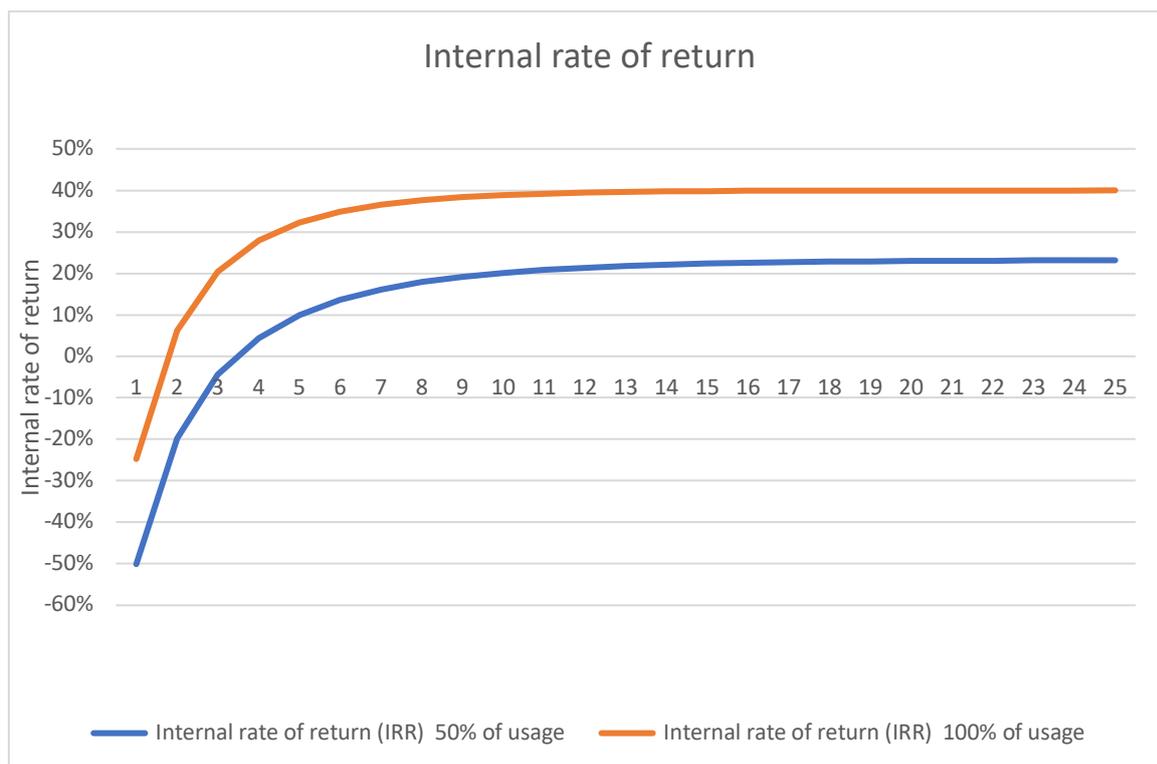


Figure 5. 3. Taux de rendement interne au fil des ans pour 50% et 100% d'utilisation.

5.10. Analyse des résultats

Toutes les mesures utilisées pour déterminer le potentiel économique de ce projet montrent une perspective particulièrement bonne et un risque proche de zéro. Bien que les rentrées de fonds annuelles diminuent avec le temps, les PP et DPP attendus sont plus qu'acceptables. Le calcul de la VAN renforce les résultats du PP et du PDP en fournissant des résultats similaires avec 7 et 23,5 millions de dollars générés après 10 ans pour 50% et 100% de l'utilisation. Enfin, le TRI renforce une deuxième fois la pertinence des valeurs en VAN, car elle est supérieure au taux d'actualisation. Pour résumer, toutes les mesures indiquent que ce projet a une perspective de rentabilité élevée, cela prouve également que cette analyse financière est pertinente et peut être utilisée comme un argument solide pour le potentiel économique.

Conclusions

Conclusions

Le présent travail est consacré à l'étude technico-économique de la récupération des vapeurs d'éthylène générées par Boil-off au complexe gazier de Skikda. L'étude fait partie d'un projet dans le cadre duquel l'appel d'offres a été lancé par la société Sonatrach et repris par la Japanese Gas Corporation (JGC). Notez que dans le complexe de stockage d'éthylène, le fluide est stocké sous forme liquide à une température de (-104 ° C) et à la pression atmosphérique dans un réservoir de stockage cryogénique d'une capacité de 12 000 tonnes.

En raison du fait que le réservoir de stockage ne peut pas être parfaitement isolé, des phénomènes de transfert de chaleur se produiront entre l'environnement extérieur et l'intérieur du réservoir de stockage. Cet échange de chaleur entraîne une augmentation de la température interne du réservoir de stockage et par conséquent de la température de l'éthylène liquide.

L'élévation de la température de l'éthylène liquide entraîne son évaporation partielle et la génération d'une pression importante sur la paroi interne du réservoir de stockage, ce qui met en danger l'intégrité du réservoir de stockage. Pour remédier à ce risque technologique, une purge évacue le gaz d'éthylène vers une torche où il sera brûlé, ce qui entraînera une perte économique (1 200 dollars par mètre cube envoyé à la torche) en plus de l'impact écologique.

Il convient donc de définir une unité de micro-liquéfaction pour la récupération des vapeurs d'éthylène générées par Boil-Off à partir du réservoir d'éthylène.

L'installation conçue doit assurer la récupération des vapeurs d'éthylène en les renvoyant dans le réservoir de stockage. La question à laquelle nous avons tenté de répondre dans le cadre de ce projet est la suivante : est-il techniquement et économiquement rentable d'investir dans la liquéfaction des vapeurs d'éthylène générées par Boil-off et de les recycler dans le réservoir de stockage, puis quelle est l'usine de micro-liquéfaction offrir ?

En parcourant l'état de la technique sur le sujet, il est prouvé que même le phénomène de bouillonnement était connu depuis des décennies. Outre le GNL, il n'y avait aucune enquête approfondie sur le système de re-liquéfaction de l'éthylène, l'évaporation de l'éthylène être

systématiquement incendié. Récemment, l'intérêt du procédé de re-liquéfaction par évaporation de l'éthylène a été soulevé, probablement en raison des préoccupations économiques liées à la combustion de matières premières coûteuses, le prix de l'éthylène étant compris entre 850 et 1 800 dollars la tonne. Mais aussi, la prise de conscience écologique par le gouvernement en imposant des taxes - des taxes sur le carbone - pour les industriels qui brûlent des hydrocarbures.

Un modèle mathématique a été présenté afin de déterminer les débits massiques d'éthylène gaz généré par Boil-off. Ce modèle mathématique relatif aux équations différentielles ordinaires a été résolu numériquement avec des conditions aux limites adéquates. Notez que la capacité à estimer avec précision le taux des gaz d'évaporation d'éthylène, même avant la construction du réservoir de réserve, permet d'avoir une idée générale de la quantité d'évaporation attendue et, parallèlement, des pertes économiques. Cela peut aider à planifier dès les premières étapes la construction d'un système de re-liquéfaction par évaporation et à pouvoir fonctionner, car le réservoir de stockage est rempli pour la première fois. Une installation de micro-liquéfaction des vapeurs d'éthylène a été conçue. Le dimensionnement de l'installation est effectué à l'aide du logiciel commercial Hysis.

Les résultats obtenus ont été validés par des mesures expérimentales réalisées sur site. Les détails techniques et géométriques relatifs aux équipements composant cette installation ont été apportés. Afin de tester la rentabilité de l'usine de liquéfaction proposée, une analyse technique et économique a été réalisée. Le potentiel économique du procédé a été évalué pour le procédé de récupération en ce qui concerne la quantité d'éthylène récupéré. Il est démontré que la faisabilité technique et l'opportunité économique du projet sont très prometteuses et que le projet est rentable.

References

References

- [1] Meisong Y. Simulation and optimization of an ethylene plant. Master of Science in Chemical Engineering, Texas Technical University, USA, 2000.
- [2] Pamanta sanng Lungsodng Maynila. Ethylene Production, Internal report, College of Engineering and Technology. Department of Chemical Engineering Petrochemicals. Manila University, Philippines, 2015.
- [3] Duncan S., FRACI, CChem, MSPE, Duncan Seddon & Associates Pty Ltd, Ethylene price history and trends. [Consulted on June 14, 2019] available at: <http://duncanseddon.com/ethylene-price-history-and-trends>
- [4] Chin Y.W. Cycle Analysis on LNG Boil-off Gasre-liquefaction plant. J Korean Institute Appl. Superconductivity Cryogenics, Vol. 8, pp. 34-38, 2006.
- [5] Moon J.W., Lee Y. P., Jin Y. W., Hong E.S. and Chang H.M. Cryogenic refrigeration cycle for re-liquefaction of LNG boil-off gas. Int. Cryocooler Conference, Boulder, pp. 629-635, 2007.
- [6] Pil C.K., Rausand M. and Vatn J. Reliability assessment of re-liquefaction systems on LNG carriers. Reliability Engineering & System Safety, Vol. 93, pp. 1345-1353, 2008.
- [7] Anderson T.N., Ehrhardt M.E., Foglesong R. E., Bolton T. and Jones D. Richardson A. Shipboard re-liquefaction for large LNG carriers. Proceedings of the 1st Annual Gas Processing Symposium, Doha, Qatar, 10-12 January 2009.
- [8] Shin Y. and Lee Y. P. Design of a boil-off natural gas liquefaction control system for LNG carriers. Applied Energy, Vol.86, pp. 37-44, 2009.
- [9] Dimopoulos G.G. and Frangopoulos CA. A Dynamic model for liquefied natural gas evaporation during marine transportation. Int. J. Thermodynamics, Vol. 11, N°3, pp 123-133, 2010.
- [10] Boumedienne M., Beladjine B. M., Ouadhaa A. and Adjlout L, Performance analysis of oxygen refrigerant in an LNG BOG re-liquefaction plant. Procedia Computer Science, Vol. 19, pp. 762-769, 2013.
- [11] Sayyaadi H., M. Babaelahi. Thermo-economic optimization of a cryogenic refrigeration cycle for re-liquefaction of the LNG boil-off gas. International Journal of Refrigeration, Vol. 33, N°6, pp. 1197-1207, 2010.

- [12] Beladjine B.M, Ouadha A., Benabdesslam Y., Adjlout L. Exergy analysis of an LNG BOG re-liquefaction plant. Proceedings of the 23rd IIR International Congress of Refrigeration, Prague, Czech Republic, 2011.
- [13] Baek S., Hwang G., Lee S. and Jeong D. Choi. Novel design of LNG (liquefied natural gas) re-liquefaction process. *Energy Conversion and Management*, Vol. 52, N°8–9, pp 2807-2814, 2011.
- [14] Romero J., Orosa A. J. and Armando O. Research on the Brayton cycle design conditions for re-liquefaction cooling of LNG boil off. *Journal of Marine Science and Technology*, Vol. 17, N°4, pp 532-541, 2012.
- [15] Romero J. G., Lopez Bernal J. and Baaliña I. Analysis and efficiency enhancement of a boil-off gas re-liquefaction system with cascade cycle onboard LNG carriers, *Energy Conversion and Management*, vol. 94, pp. 261–274, 2015.
- [16] Hongbo T., Siyu S., Yang N. and Qingxuan Z. A new boil-off gas re-liquefaction system for LNG carriers based on dual mixed refrigerant cycle. *Cryogenics*, Volume 92, pp. 84-92, 2018.
- [17] Berlinck C., Parise E. A. R, Pitanga J. and Marques, R. Numerical simulation of an ethylene re-liquefaction plant. *International Journal of Energy Research*, *International Journal of Energy Research*, Vol. 21, N°7, pp.597-614, 1997.
- [18] Chien M. H., Shih M.Y. An Innovative optimization design for a boil-off gas re-liquefaction of LEG vessels. *J. Petroleum*, Vol. 47, N° 4, pp. 65-74, 2011.
- [19] Li, Y., Jin, G. and Zhong, Z. Thermodynamic Analysis-Based Improvement for the Boil-off Gas Re-liquefaction Process of Liquefied Ethylene Vessels. *Chemical Engineering and Technology*, Vol. 35, N°10, pp. 1759–1764, 2012.
- [20] Nanowski D. Gas plant of ethylene gas carrier and a two stages compression optimization of ethylene as a cargo based on thermodynamic analysis. *J. Polish CIMAC*, Vol.7, N° 1, pp. 183-190, 2012.
- [21] Beladjine B., Ouadha A., and Addad Y. Thermodynamic analysis of hydrocarbon refrigerants-based ethylene BOG re-liquefaction system. *Journal of Marine Science and Application*, Vol. 15, N° 3, pp. 321-330, 2016.
- [22] Hongbo T., Yang Z., Siyu S. and Qingxuan Z. Comparative study of boil-off gas re-liquefaction processes for liquid ethylene vessels. Conference: The 24th IIR International Congress of Refrigeration ICR, Yokohama, Japan, 2018.
- [23] R LEKHAL, Etude et simulation des pertes par boil-off dans un réservoir de GNL, Mémoire de Magister, Ecole Nationale Polytechnique Alger, 2009.

- [24] D.T.Neill, H.T Hashemi, C.M Sliepcevich boil off rate and wall temperature in above-ground LNG storage tanks, Advances in cryogenic heat transfer, chemical engineering progress symposium series, No 87, pp 111-119, 1968.
- [25] Hongbo Tan, Yang Zhang, Siyu Shan, and Qingxuan Zhao. Comparative study of boil-off gas re-liquefaction processes for liquid ethylene vessels. Journal of Marine Science and Technology. Vol 24, Issue 1, pp 209–220. March 2018.
- [26] Ding-Yu Peng and Donald B. Robinson, A New Two-Constant Equation of State. 4th Intl. Heat Transfer Conf., Paris-Versailles, "Heat Transfer 1970", Vol. VI, paper B.7.b, 1970.
- [27] Donnez P., Essentials of Reservoir Engineering. Editions Technips, France, 2007
- [28] Ouadha, A. , Beladjine B. Exergy Analysis of an Ethylene bog re-liquefaction system. The 24th IIR International Congress of Refrigeration ICR2015, Yokohama, Japan, 2015.
- [29] Li Y, Jin G, Zhong Z. Thermodynamic analysis-based improvement for the boil-off gas re-liquefaction process of liquefied ethylene vessels. Chem Eng Technol, Vol. 35, issue, pp. 1759–1764, 2012.
- [30] Thomas F. Stocker and Dahe Qin. The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fifth Assessment Report of the Inter-governmental Panel on Climate Change, Ch.8, IPCC, 2013: Climate Change, 2013.
- [31] Ahmed T. Al-Sammarraie M., Vafai K. Heat transfer augmentation through convergence angles in a pipe. Numerical Heat Transfer, Part A: Applications, 72:3, 197-214, 2017.
- [32] Shlumberger Oilfield glossary, Two phase separator. [consulted on June 14, 2019] available at: https://www.glossary.oilfield.slb.com/en/Terms/t/two_phase_separator.aspx
- [33] National Programme on Technology Enhanced Learning. Chemical Engineering – Chemical Engineering Design. [consulted on June 14, 2019] available at: https://nptel.ac.in/syllabus/syllabus_pdf/103103027.pdf
- [34] Tubular exchanger manufacturers association. Standards of The Tubular Exchanger Manufacturers Association. 9th Edition, New York, USA, 2007
- [35] Anchasa P., Liu H., Kakaç S. Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design. 3rd edition, 2012
- [36] Moran M. J. , Howard N. Shapiro, Daisie D. Boettner, Margaret B. Bailey. Fundamentals of Engineering Thermodynamics, 8th edition, 2014.
- [37] Maan J. H. Stress in ASME pressure vessels. Wiley Press Series, USA, 2017

- [38] American Society of Mechanical Engineers, Boiler and Pressure Vessel Code, Section II, Part D., 2010.
- [39] Robin S. Chemical Process Design and Integration, 2nd edition Wiley, USA, 2016.
- [40] Jenkins S. Chemical engineering plant cost index: 2018 annual value. [Consulted on June 14, 2019] available at: <https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january-prelim-and-december-2018-final/>
- [41] Ministère de l'énergie, tarification de l'énergie. [Consulted on June 14, 2019] available at: <http://www.energy.gov.dz/francais/uploads/2016/Energie/decision%20tarification.pdf>
- [42] Kenton W. Direct Participation Program (DPP). [Consulted on June 14, 2019] available at: <https://www.investopedia.com/terms/d/dpp.asp>
- [43] Kenton W. Discounted Payback Period Definition. [Consulted on June 14, 2019] available at: <https://www.investopedia.com/terms/d/discounted-payback-period.asp>
- [44] Kenton W. Net present value. [Consulted on June 14, 2019] available at: <https://www.investopedia.com/terms/n/npv.asp>
- [45] Kenton W. Calculating internal rate of return using excel. [Consulted on June 14, 2019] available at: <https://www.investopedia.com/articles/investing/102715/calculating-internal-rate-return-using-excel.asp>
- [46] Toumi Ilyes Zakaria. Technical and economic study of an ethylene boil-off recovery at the petrochemical complex in Skikda, Japanese Gas Corporation, Alger , 2019.

Annexes

Annexe 1

<i>Parameters</i>	Value	Unit
h	31	m
z_L	24	m
r_i	16.5	m
r_e	17.4	m
$T_{external}$	300	K
$T_{Ethylene}$	169	K
T_{ground}	288	K
$L_{Perlite}$	0.9	m
L_{Steel}	0.009	m
$L_{glass\ wool}$	0.009	m
$K_{Perlite}$	0.03	W/m ² .K
K_{Steel}	36	W/m ² .K
$K_{glass\ wool}$	0.04	W/m ² .K
C_{pV}	2	kJ/kg.K
K_L	0.0476	W/m.K
K_R	0.0476	W/m.K
$h_{Evaporation,ethylene}$	483	KJ/kg
$h_{external}$	400	W/m ² .K
$h_{L, Ethylene}$	200	W/m ² .K
$h_{L-V}(T_L, T_V)$	0.2	W/m ² .K
$h_{L,V,Convection}(T_L, T_V)$	520	W/m ² .K
$h_{L,V,Radiation}(T_L, T_V)$	490	W/m ² .K
ε_L	0.8	-dimension less-
ε_R	0.8	-dimension less-

Table 3. 2. Propriété géométrique et thermique utilisé pour l'application numérique

Annexe 2

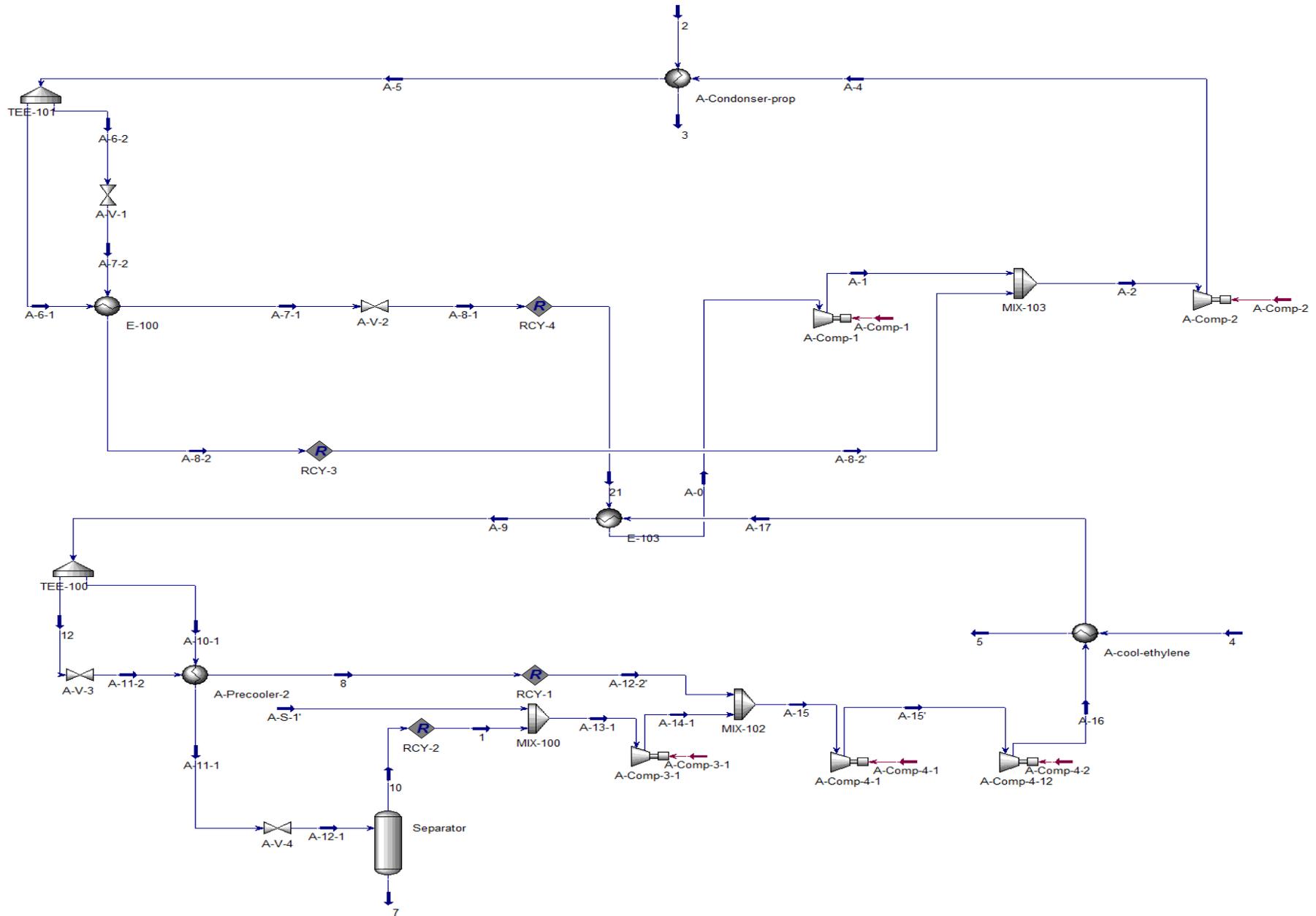


Figure 4. 1 Circuit finale

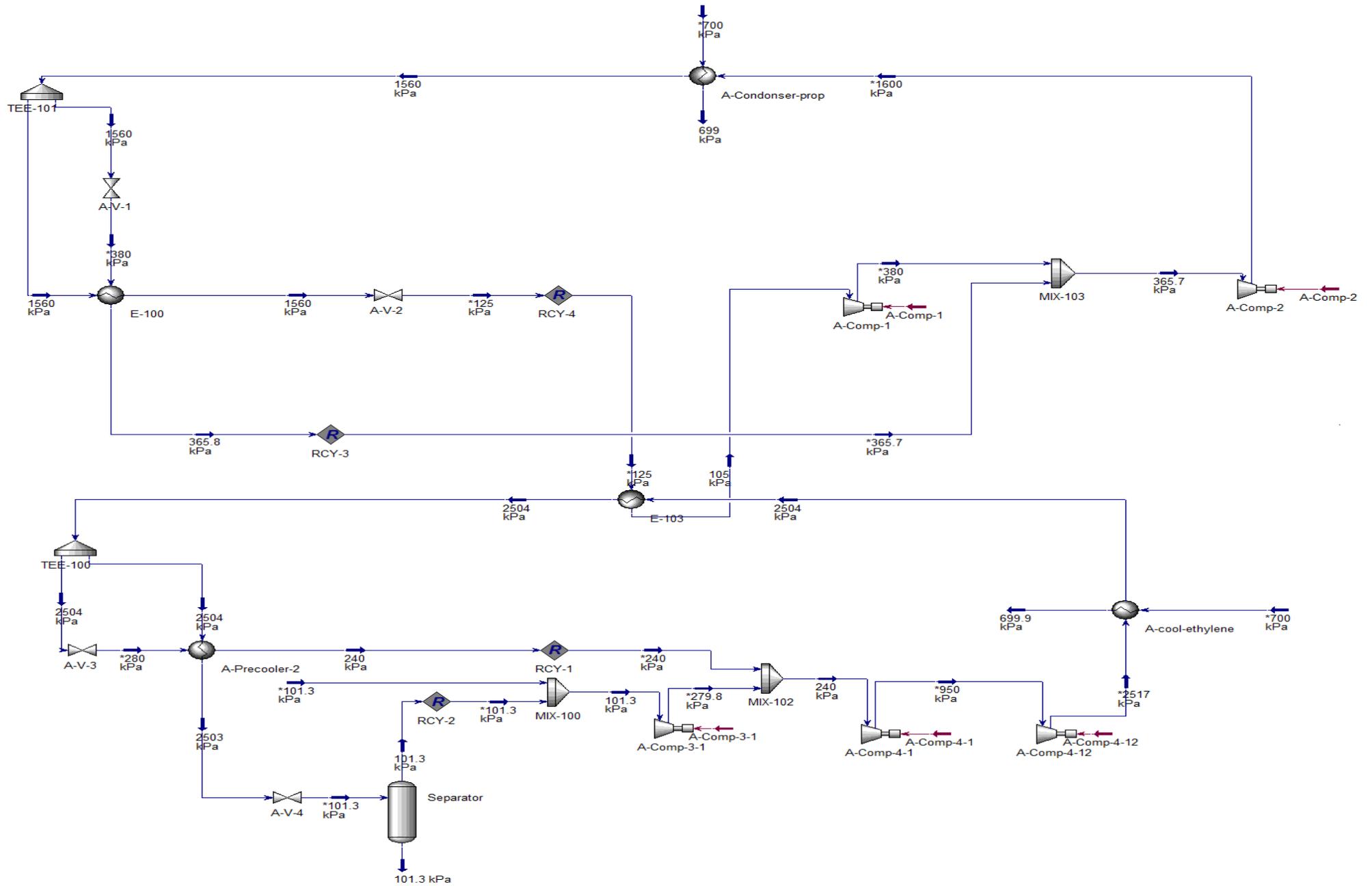


Figure 4. 2 Circuit Finale avec les pressions opératoire

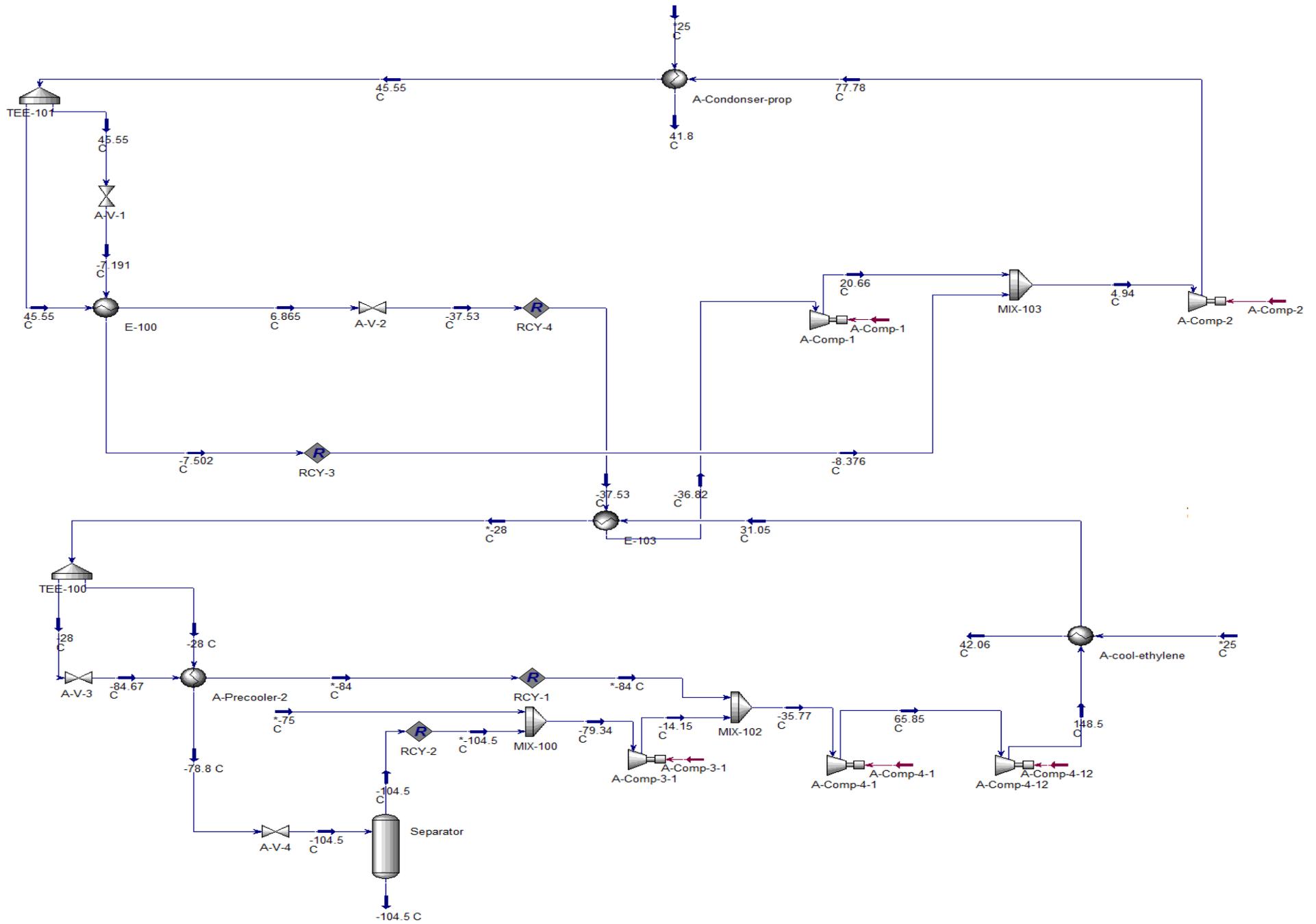


Figure 4.3 Circuit finale avec les températures opératoire

Annexe 3

Table 4. 10 A-Cool-Ethylene-1

Company:										
Location:										
Service of Unit:					Our Reference:					
Item No.:					Your Reference:					
Date:		Rev No.:			Job No.:					
Size :	300 - 1800	mm	Type:	AEU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	2 series		
Surf/unit(eff.)	17.9	m ²	Shells/unit	2	Surf/shell(eff.)	9	m ²			
PERFORMANCE OF ONE UNIT										
Fluid allocation			Shell Side			Tube Side				
Fluid name			A-16-2->A-17-2			4-2->5-2				
Fluid quantity, Total			1865			6000				
Vapor (In/Out)			1865		1865		0		0	
Liquid			0		0		6000		6000	
Noncondensable			0		0		0		0	
Temperature (In/Out)			148.53		31.14		25		42.03	
Dew / Bubble point										
Density Vapor/Liquid			21.2 /		33.23 /		/ 1007.52		/ 994.58	
Viscosity			0.0149 /		0.0113 /		/ 0.8904		/ 0.6272	
Molecular wt, Vap			27.98		27.98					
Molecular wt, NC										
Specific heat			2.041 /		1.947 /		/ 4.179		/ 4.179	
Thermal conductivity			0.0371 /		0.0248 /		/ 0.611		/ 0.634	
Latent heat										
Pressure (abs)			2517		2515.171		700		684.092	
Velocity (Mean/Max)			0.84 / 1.4			0.73 / 0.87				
Pressure drop, allow./calc.			40		1.829		0.1		15.908	
Fouling resistance (min)			0.0009			9E-05		0.00012		Ao based
Heat exchanged		118.6	kW		MTD (corrected)		32.73		°C	
Transfer rate, Service		202	Dirty		201.7		Clean		253.7 W/(m ² -K)	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch				
			Shell Side			Tube Side				
Design/Vacuum/test pressure			2800 / /			800 / /				
Design temperature			185			185				
Number passes per shell			1			6				
Corrosion allowance			3.18			3.18				
Connections		In	mm		1 77.93 / -		1 77.93 / -			
Size/Rating		Out	mm		1 77.93 / -		1 77.93 / -			
ID		Intermediate	mm		1 77.93 / -		1 77.93 / -			
Tube No.		Us	OD		19.05 Tks Average		2.11		mm	
Tube type		Plain	#/m		Material		Carbon Steel		mm	
Shell		Carbon Steel	ID		300		OD		316.76	
Channel or bonnet		Carbon Steel	Shell cover							Carbon Steel
Tubesheet-stationary		Carbon Steel	Channel cover							Carbon Steel
Floating head cover		-	Tubesheet-floating							-
Baffle-cross		Carbon Steel	Type		Single segmental		Cut(%d)		38.36	
Baffle-long		-	Seal Type		H Spacing: c/c		180		mm	
Supports-tube		U-bend	0		Type		Inlet			
Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')						
Expansion joint		Type		None						
RhoV2-Inlet nozzle		557	Bundle entrance		40		Bundle exit		25	
Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe		Tube side		Flat Metal Jacket Fibe				
Floating head		-								
Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class		R - refinery service			
Weight/Shell		473.1	Filled with water		594.5		Bundle		164.4	
Remarks										

Table 4. 11 A-Precooler-2

Company:									
Location:									
Service of Unit:					Our Reference:				
Item No.:					Your Reference:				
Date:		Rev No.:			Job No.:				
Size :	400 , 625	- 2000	mm	Type:	BKU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
Surf/unit(eff.)	23.6		m ²	Shells/unit	1		Surf/shell(eff.)	23.6	m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT									
Fluid allocation			Shell Side				Tube Side		
Fluid name			A-11-2-2->8-2				A-10-1-2->A-11-1-2		
Fluid quantity, Total			564				1256		
Vapor (In/Out)			kg/h		180	564	0		0
Liquid			kg/h		384	0	1256		1256
Noncondensable			kg/h		0	0	0		0
Temperature (In/Out)			°C		-84.65	-84.68	-28		-78.88
Dew / Bubble point			°C						
Density Vapor/Liquid			kg/m ³		5.32 / 538.88	5.27 / 538.91	/ 435.29		/ 531.83
Viscosity			cp		0.0066 / 0.1279	0.0066 / 0.1279	/ 0.0627		/ 0.1184
Molecular wt, Vap					27.85	27.99			
Molecular wt, NC									
Specific heat			kJ/(kg-K)		1.463 / 2.517	1.462 / 2.517	/ 3.095		/ 2.519
Thermal conductivity			W/(m-K)		0.0122 / 0.1659	0.0122 / 0.1659	/ 0.1077		/ 0.1593
Latent heat			kJ/kg		450.1	449.9			
Pressure (abs)			kPa		280	277.702	2504.721		2504.626
Velocity (Mean/Max)			m/s		0.16 / 0.24		0.04 / 0.04		
Pressure drop, allow./calc.			kPa		40	2.298	1		0.095
Fouling resistance (min)			m ² -K/W		0.0009		0.0009	0.00109	As based
Heat exchanged			48	kW	MTD (corrected)			23.01	°C
Transfer rate, Service			88		Dirty	88	Clean	106.7	W/(m ² -K)
CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch		
Design/Vacuum/test pressure			kPa		400 / /		2800 / /		
Design temperature			°C		35		35		
Number passes per shell					1		2		
Corrosion allowance			mm		0		0		
Connections		In	mm	1	50.8 / -	1	50.8 / -		
Size/Rating		Out		1	31.75 / -	1	31.75 / -		
Nominal		Intermediate			/ -		/ -		
Tube No.	Us	OD	19.05	Tks Average	1.65	mm	Length	2000	mm
Tube type	Plain			#/m	Material	SS 304	Tube pattern	90	
Shell	SS 304	ID	400	OD	410	mm	Shell cover	SS 304	
Channel or bonnet	SS 304						Channel cover	-	
Tubesheet-stationary	SS 304						Tubesheet-floating	-	
Floating head cover	-						Impingement protection	None	
Baffle-cross	SS 304	Type	Single segmental	Cut(%d)			Spacing: c/c		mm
Baffle-long	-	Seal Type					Inlet		mm
Supports-tube	U-bend		0	Type					
Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')					
Expansion joint	-	Type	None						
RhoV2-Inlet nozzle	322	Bundle entrance	0	Bundle exit	0				kg/(m-s ²)
Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe					
Floating head	-								
Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service						
Weight/Shell	790.9	Filled with water	1727.4	Bundle	353.4			kg	
Remarks									

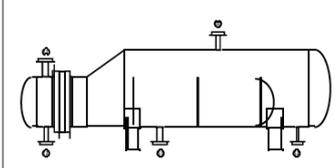


Table 4. 12 A-Precooler-1

Company:									
Location:									
Service of Unit:					Our Reference:				
Item No.:					Your Reference:				
Date:		Rev No.:			Job No.:				
Size :	400 / 625	- 1000	mm	Type:	BKU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
Surf/unit(eff.)	27.8	m ²		Shells/unit	1		Surf/shell(eff.)	27.8	m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT									
Fluid allocation			Shell Side				Tube Side		
Fluid name			17->20				18->19		
Fluid quantity, Total			1447				2808		
Vapor (In/Out)			kg/h		0		770		0
Liquid			kg/h		1447		677		2808
Noncondensable			kg/h		0		0		0
Temperature (In/Out)			°C		-7.19		-7.49		45.55
Dew / Bubble point			°C				-7.24		
Density Vapor/Liquid			kg/m ³		8.33 / 537.74		8.28 / 538.49		35.01 / 457.56
Viscosity			cp		0.0074 / 0.1388		0.0074 / 0.1398		0.0094 / 0.0775
Molecular wt, Vap					44.1		44.1		44.1
Molecular wt, NC									
Specific heat			kJ/(kg-K)		1.687 / 2.458		1.684 / 2.455		2.365 / 2.941
Thermal conductivity			W/(m-K)		0.0219 / 0.0879		0.0219 / 0.0881		0.0312 / 0.0651
Latent heat			kJ/kg		381.8		382.3		293.3
Pressure (abs)			kPa		380		376.211		1560
Velocity (Mean/Max)			m/s		0.62 / 0.82		0.04 / 0.05		
Pressure drop, allow./calc.			kPa		50		3.789		1
Fouling resistance (min)			m ² -K/W		0.0002		0.0002		0.00026
Heat exchanged			kW		81.4		MTD (corrected)		31.5
Transfer rate, Service			W/(m ² -K)		91.5		Dirty		91.5
							Clean		95.4
CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
			Shell Side				Tube Side		
Design/Vacuum/test pressure			kPa		500 / /		1800 / /		
Design temperature			°C		85		85		
Number passes per shell					1		2		
Corrosion allowance			mm		3.18		3.18		
Connections			In		mm		1		26.64 / -
Size/Rating			Out		mm		1		40.89 / -
ID			Intermediate		/ -		/ -		/ -
Sketch									
Tube No.	21Us	OD	19.05	Tks Average	2.11	mm	Length	1000	mm
Tube type	Plain	#/m		Material	Carbon Steel	Tube pattern	90		
Shell	Carbon Steel	ID	400	OD	419.05	mm	Shell cover	Carbon Steel	
Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-	
Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-	
Floating head cover	-						Impingement protection	None	
Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)		Spacing: c/c			mm
Baffle-long	-	Seal Type				Inlet			mm
Supports-tube	U-bend		0	Type					
Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')					
Expansion joint	-	Type	None						
RhoV2-Inlet nozzle	966	Bundle entrance	79	Bundle exit	189				kg/(m-s ²)
Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe					
Floating head	-								
Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service						
Weight/Shell	982.7	Filled with water	1615.7	Bundle	439.2				kg
Remarks									

Table 4. 13 A-Cond-Evap heat exchangers

Company:										
Location:										
Service of Unit:					Our Reference:					
Item No.:					Your Reference:					
Date:		Rev No.:			Job No.:					
Size :	400 , 641	· 3800	mm	Type:	BKU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series	
Surf/unit(eff.)	37.2	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	37.2	m ²			
PERFORMANCE OF ONE UNIT										
Fluid allocation			Shell Side				Tube Side			
Fluid name			21-2->A-0-2				A-17-4->A-9-2			
Fluid quantity, Total			2974				1820			
Vapor (In/Out)			kg/h		1113	2974	1820	0		
Liquid			kg/h		1861	0	0	1820		
Noncondensable			kg/h		0	0	0	0		
Temperature (In/Out)			°C		-37.53	-37.63	30.56	-27.66		
Dew / Bubble point			°C				-20.64	-22.55		
Density Vapor/Liquid			kg/m ³		2.95 / 575.46	2.87 / 576.14	33.17 /	/ 434.01		
Viscosity			cp		0.0064 / 0.2041	0.0064 / 0.2058	0.0113 /	/ 0.0623		
Molecular wt, Vap					44.1	44.1	27.99			
Molecular wt, NC										
Specific heat			kJ/(kg-K)		1.47 / 2.32	1.468 / 2.318	1.945 /	/ 3.124		
Thermal conductivity			W/(m-K)		0.0176 / 0.099	0.0176 / 0.0992	0.0248 /	/ 0.1074		
Latent heat			kJ/kg		419.2	419.9	295.5			
Pressure (abs)			kPa		125	121.847	2505	2504.699		
Velocity (Mean/Max)			m/s		0.82 / 1.18		0.59 / 1.1			
Pressure drop, allow./calc.			kPa		50	3.153	1	0.302		
Fouling resistance (min)			m ² -K/W		0.0002		0.0009	0.00116	Ao based	
Heat exchanged			216.7 kW		MTD (corrected)			19.44 °C		
Transfer rate, Service			301.6		Dirty 301.6		Clean 510.3 W/(m ² -K)			
CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch			
			Shell Side			Tube Side				
Design/Vacuum/test pressure			kPa		300 / /	2800 / /				
Design temperature			°C		70	70				
Number passes per shell					1	2				
Corrosion allowance			mm		3.18	3.18				
Connections		In	mm		1	152.4 / -	1	101.6 / -		
Size/Rating		Out			1	101.6 / -	1	50.8 / -		
Nominal		Intermediate			/ -	/ -				
Tube No.			Us	OD	19.05	Tks Average	2.11	mm	Length	3800
Tube type			Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90		
Shell			Carbon Steel	ID	400	OD	419.05	mm	Shell cover	Carbon Steel
Channel or bonnet			Carbon Steel		Channel cover			-		
Tubesheet-stationary			Carbon Steel		Tubesheet-floating			-		
Floating head cover			-		Impingement protection			None		
Baffle-cross			Carbon Steel	Type	Unbaffled	Cut(%d)	Spacing: c/c		mm	
Baffle-long			-		Seal Type			Inlet		mm
Supports-tube			U-bend	0		Type				
Bypass seal			Tube-tubesheet joint			Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')				
Expansion joint			-		Type			None		
RhoV2-Inlet nozzle			253	Bundle entrance	11	Bundle exit	34	kg/(m ² -s ²)		
Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibe		Tube side			Flat Metal Jacket Fibe		
Floating head			-							
Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class			R - refinery service	
Weight/Shell			1572	Filled with water	3159.5	Bundle	645	kg		
Remarks										

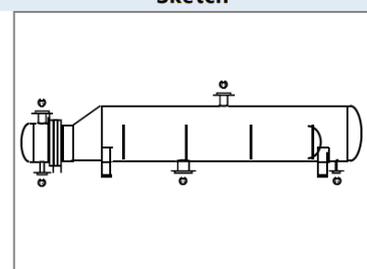
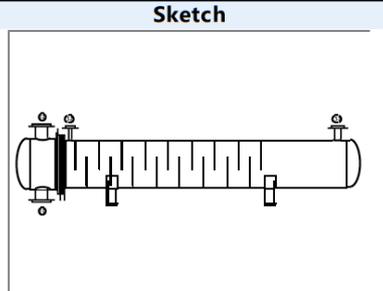


Table 4. 14 A-Cond-Evap

Company:									
Location:									
Service of Unit:					Our Reference:				
Item No.:					Your Reference:				
Date:		Rev No.:			Job No.:				
Size :	500 - 3600	mm	Type:	BEU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series	
Surf/unit(eff.)	55.9	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	55.9	m ²		
PERFORMANCE OF ONE UNIT									
Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
Fluid name			13->14			11->9			
Fluid quantity, Total			3672			20000			
Vapor (In/Out)		kg/h	3672	0	0	0	0		
Liquid		kg/h	0	3672	20000	20000			
Noncondensable		kg/h	0	0	0	0			
Temperature (In/Out)			89.74			45.05			
Dew / Bubble point			46.68			46.68			
Density Vapor/Liquid		kg/m ³	28.03 /	/	458.69	/	1007.52	/	994.39
Viscosity		cp	0.0105 /	/	0.078	/	0.8904	/	0.6241
Molecular wt, Vap			44.1						
Molecular wt, NC									
Specific heat		kJ/(kg-K)	2.237 /	/	2.932	/	4.179	/	4.179
Thermal conductivity		W/(m-K)	0.0385 /	/	0.0654	/	0.611	/	0.6343
Latent heat			290.8			291			
Pressure (abs)		kPa	1600	1597.209	700	626.005			
Velocity (Mean/Max)			0.5 / 1.57			1.4 / 2.38			
Pressure drop, allow./calc.		kPa	40	2.791	1	73.995			
Fouling resistance (min)		m ² -K/W	0.0002			0.0002	0.00026	Ao based	
Heat exchanged		401.1	kW			MTD (corrected)		13.04	°C
Transfer rate, Service		550.5	Dirty		550.6	Clean		735.6	W/(m ² -K)
CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
			Shell Side			Tube Side			
Design/Vacuum/test pressure		kPa	1800 /	/	800 /	/			
Design temperature		°C	125			80			
Number passes per shell			1			10			
Corrosion allowance		mm	3.18			3.18			
Connections		In	mm	1	77.93 /	-	1	154.05 /	-
Size/Rating		Out		1	35.05 /	-	1	154.05 /	-
ID		Intermediate		/	-		/	-	
Tube No.		Us	OD	19.05	Tks Average	2.11	mm	Length	3600
							mm	Pitch	25.4
								mm	
Tube type		Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90		
Shell		Carbon Steel	ID	500	OD	519.05	mm	Shell cover	Carbon Steel
Channel or bonnet		Carbon Steel				Channel cover			
Tubesheet-stationary		Carbon Steel				Tubesheet-floating			
Floating head cover		-				Impingement protection			
						None			
Baffle-cross		Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	38.57	H Spacing: c/c	160	mm
Baffle-long		-	Seal Type				Inlet	823.98	mm
Supports-tube		U-bend	0	Type					
Bypass seal					Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')			
Expansion joint					Type	None			
RhoV2-Inlet nozzle		1632	Bundle entrance	4	Bundle exit	9	kg/(m-s ²)		
Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe			Tube side		Flat Metal Jacket Fibe		
Floating head		-							
Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service			
Weight/Shell		1683.5	Filled with water	2339.9	Bundle	958.9	kg		
Remarks									



Annexe 4

Tableau 5.1: Moyens d'équipement types moyens des facteurs de coût en capital de construction.

Material	Correction factor f_M
Carbon steel	1
Aluminum	1.3
Stainless steel (low grades)	2.4
Stainless steel (high grades)	3.4
Hastelloy C	3.6
Monel	4.1
Nickel and inconel	4.4
Titanium	5.8

Tableau 5.2: Facteurs typiques du coût du capital de construction pour les échangeurs de chaleur à tubes et tuyaux (Anson, 1977)

Material	Correction factor f_M
Cs shell and tubes	1
Cs shell, aluminum tubes	1.3
CS shell, monel tubes	2.1
CS shell, SS (low grade) tubes	1.7
SS (low grade) shell and tubes	2.9

Tableau 5.3: Facteurs typiques du coût du capital de construction pour les appareils sous pression et les colonnes de distillation (Mulet, Corripio et Evans, 1981a, 1981)

Material	Correction factor f_M
Carbon steel	1
Stainless steel (low grades)	2.1
Stainless steel (high grades)	3.2
Monel	3.6
Inconel	3.9
Nickel	5.4
Titanium	7.7

Tableau 5.4: Facteurs typiques du coût du capital d'investissement lié à la pression.

Design pressure (bar/absolute)	Correction factor f_p
0,01	2
0,1	1,3
0,5-7	1
50	1.5
100	1.9

Tableau 5.5: Facteurs typiques du coût en capital de la température de l'équipement.

Design temperature (°C)	Correction factor f_T
0–100	1
300	1.6
500	2.1

Tableau 5.6: Facteurs typiques du coût en capital basés sur les coûts d'équipement livrés.

Item	Fluid processing
<i>Direct costs</i>	
Equipment delivered cost	1
Equipment erection, f_{ER}	0.4
Piping (installed), f_{PIP}	0.7
Instrumentation and controls (installed), f_{INST}	0.2
Electrical (installed), f_{ELEC}	0.1
Utilities, f_{UTIL}	0
Off-sites, f_{OS}	0
Buildings (including services), f_{BUILD}	0
Site preparation, f_{SP}	0.1
<i>Total capital cost of installed equipment</i>	2.5
<i>Indirect costs</i>	
Design, engineering, and construction, f_{DEC}	0.25
Contingency (about 10% of fixed capital costs), f_{CONT}	3.75
<i>Total fixed capital cost</i>	
<i>Working capital (%15 of capital cost) f_{WC}</i>	0.7
<i>Working capital</i>	4.45

Tableau 5.7: Coûts d'équipement typiques.

Material of equipment	Capacity construction	Base measure	Base cost size Q B	Cost C B(\$)	Size range	exponent M
Pressure vessel	SS	Mass(t)	6	9.84E+04	6–100	0,82
Shell-and-tube heat exchanger	CS	Heat transfer area(m2)	80	3.28E+04	80–4000	0,68
Compressor (including motor)	Power(kW)	250	9,84E+04	250–10,000	0.46	