



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

المدرسة الوطنية العليا للتكنولوجيا والهندسة - عنابة -

ECOLE NATIONALE SUPÉRIEURE DE TECHNOLOGIE ET D'INGÉNIERIE - ANNABA
Département Génie des Procédés et Energétique

MEMOIRE

En vue d'obtention du diplôme d'INGÉNIEUR D'ETAT

Spécialité : Génie Chimique

Présenté par

IMENE MAICHE
ISRA FEDANI

AMELIORATION DE L'EFFICACITE DE L'ABSORPTION DES GAZ NO_x DANS LA COLONNE NC2050 DANS L'UNITE DE PRODUCTION D'ACIDE NITRIQUE- FERTIAL ANNABA

Encadré par

MCB. Sarah CHAOUCHI
ENSTI Annaba

Membres du jury :

MCB. Fatma Zohra BELKACEMI

Président

ENSTI

MCA. Imen TOUHAMI

Examineur

ENSTI

JUIN 2025

Résumé

Ce travail a pour objectif d'étudier les paramètres influençant l'absorption des gaz NOx dans la colonne de l'unité d'acide nitrique, dans le but de réduire les émissions des NOx et d'améliorer l'efficacité du procédé.

Dans un premier temps, un bilan global a été réalisé par des calculs manuels, puis recoupé par une simulation sous Aspen HYSYS. Plusieurs effets liés aux conditions de fonctionnement ont été analysés afin d'identifier les principaux facteurs de la diminution de la performance de la colonne.

Afin de proposer deux solutions : la première consiste à dimensionner deux types d'échangeurs de chaleur (échangeur à plaques et échangeur tube et calandre), puis validée à l'aide de l'outil EDR, pour abaisser la température du solvant de la colonne (eau de procédé) et la seconde à augmenter le débit d'oxygène autant que possible.

Les résultats obtenus ont permis de proposer une solution réaliste pour optimiser le fonctionnement de la colonne. Cela dit, les simulations restent limitées car les phénomènes physiques ont été simplifiés dans Aspen HYSYS. Une campagne d'exploitation sur site s'avère indispensable pour valider réellement les scénarios retenus.

Mots clés : Absorption des NOx, Colonne d'absorption, Acide nitrique, Simulation Aspen HYSYS, Échangeur de chaleur, Optimisation de procédé, Bilan global, EDR.

Abstract

This work aims to study the parameters affecting the absorption of NOx gases in the absorption column of the nitric acid production unit, with the objective of reducing NOx emissions and improving process efficiency.

First, a global mass balance was performed using manual calculations, and then verified through simulation using Aspen HYSYS. Several operational factors were analyzed to identify the main causes of the column's performance drop.

Two solutions were proposed: the first involves designing two types of heat exchangers (plate and shell-and-tube), validated using the EDR tool, to lower the temperature of the process water used as the solvent; the second is to increase the oxygen flow rate as much as possible.

The results made it possible to suggest a realistic solution to optimize the column's operation. However, the simulations remain limited due to simplifications of physical phenomena in Aspen HYSYS. Therefore, on-site testing is essential to validate the proposed scenarios.

Keyword: NOx absorption, Absorption colon, Nitric acid, Aspen HYSYS simulation, Heat exchanger, Process optimization, Overall balance, EDR tool.

ملخص

يهدف هذا العمل إلى دراسة العوامل المؤثرة على امتصاص غازات أكاسيد النيتروجين في عمود الامتصاص بوحدة إنتاج حمض النيتريك، بهدف تقليل انبعاثات أكاسيد النيتروجين وتحسين كفاءة العملية.

Aspen أولاً، أُجري توازن كتلة إجمالي باستخدام حسابات يدوية، ثم تم التحقق منه من خلال المحاكاة باستخدام برنامج HYSYS. تم تحليل العديد من العوامل التشغيلية لتحديد الأسباب الرئيسية لانخفاض أداء العمود.

تم اقتراح حلين: الأول يتضمن تصميم نوعين من المبادلات الحرارية (لوحية وقشرية وأنبوبية)، تم التحقق من صحتها، لخفض درجة حرارة مياه العملية المستخدمة كمذيب؛ والثاني هو زيادة معدل تدفق الأكسجين قدر EDR باستخدام أداة الإمكان.

مكنت النتائج من اقتراح حل واقعي لتحسين تشغيل العمود. ومع ذلك، لا تزال عمليات المحاكاة محدودة بسبب تبسيط لذلك، يُعد الاختبار في الموقع ضرورياً للتحقق من صحة Aspen HYSYS الظواهر الفيزيائية في برنامج السيناريوهات المقترحة..



Remerciements

Nous tenons tout d'abord à exprimer notre profonde gratitude à **Dr. CHAOUCHI**, notre encadrante universitaire, pour sa confiance, sa disponibilité et ses conseils précieux tout au long de ce travail.

Nos remerciements les plus sincères vont également à **Dr. Ferkous. H**, notre professeur, pour son soutien constant, sa patience et ses encouragements. Sa présence et ses conseils nous ont beaucoup aidés. tant sur le plant technique que moral.

Nous adressons nos remerciements à **Monsieur Bouchareb Nadir**, notre encadrant industriel à **FERTIAL-unité NINA** (acide nitrique), nous exprimons également notre gratitude à **Monsieur Bellal Khaled** ainsi qu'à tout l'équipe de l'unité pour leur accueil, leur aide et leur collaboration.

Enfin, nous remercions l'**École Supérieur de Technologie et d'ingénierie** pour la qualité de la formation reçue, ainsi que **nos familles** et nos proches pour leur soutien inconditionnel, leurs encouragement et leur patience tout au long de notre parcours.



Dédicace

À ma famille,
À ma mère tendre,
À mon cher père,
À ma sœur **Kaouther** et à mes frères **Adem** et **Abd Allah**,
Compagnons du cœur et de l'enfance,
Merci pour votre amour, votre patience et votre soutien constant.

À mes camarades du département de Génie des Procédés,
Merci pour les beaux souvenirs, les rires sincères,
Et tous ces instants gravés dans la mémoire.

Avec une pensée toute particulière pour **Serine**,
Imene, **Raounak** et **Isra**,
Mes chères amies et compagnes d'étude,
Avec qui j'ai partagé les efforts, l'espoir et le soutien à chaque étape.
MAICHE Imene

À mes parents, sources infinies d'amour et de sagesse, Votre confiance inébranlable a été le socle de mon courage.

À mon frère, pilier discret mais essentiel, Ta présence constante a éclairé mes jours les plus sombres.

À ma petite sœur d'une autre mère **MARIA**, douce lumière de mes jours, ta présence est un souffle d'espoir qui éclair mes pas.

À tous ceux qui ont joué un rôle pour m'amener ici,
Merci

Et enfin à moi-même,

Ce mémoire est le fruit d'un long parcours que je me dois d'honorer je dédié mon travail avec fierté

ISRA Fedani

LISTE DES ABRIVIATIONS

NC2050 : Colonne de l'unité Nitrique, équipement n°2050	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ ref}$: Débit de dioxyde d'azote sortant de la chaudière de récupération
STTP : Solution de Tétra-polyphosphate de sodium	$\dot{n}_{NO_2}^5$: Quantité matière de dioxyde d'azote réagissante dans la cinquième réaction
NPK : Azote (N) + Phosphor (P) + Potassium (K)	$\dot{n}_{NO_2}^4$: Quantité matière de dioxyde d'azote réagissante dans la quatrième réaction
C. II : centrale deux	α_5 : Rendement de la cinquième réaction
COV: Composés Organique Volatils	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ ref}$: Débit d'acide sortant du refroidisseur
SNCR : Réduction Sélective Non Catalytique	α_4 : Rendement de la quatrième réaction
SCR : Réduction Sélective Catalytique	$\dot{n}_{NO}^{sor\ ref}$: Débit de monoxyde d'azote sortant du refroidisseur
CIAT : Compagnie Industriel d'Application Thermique	\dot{n}_{NO}^4 : Quantité matière de monoxyde d'azote réagissante dans la quatrième réaction
PRSV : Peng Robinson Stryjek Vera	\dot{n}_{NO}^5 : Quantité matière de monoxyde d'azote réagissante dans la cinquième réaction
\dot{n}_{tot} : débit molaire totale de l'air	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ ref}$: Débit d'oxygène sortant du refroidisseur
Q_{air} : débit volumique totale de l'air	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ ref}$: Débit d'eau sortant du refroidisseur
V_m : Volume molaire	$\dot{n}_{H_2O\ cond}^{sor\ ref}$: Débit d'eau liquide sortant du refroidisseur
n_{H_2O} : Débit d'eau existe dans l'air	$\dot{n}_{H_2O\ vap}^{sor\ ref}$: Débit d'eau vapeur sortant du refroidisseur
X_{H_2O} : fraction de l'eau dans l'air	$\dot{n}_{O_2}^{sec}$: Débit d'oxygène dans l'air secondaire
P_{H_2O} : pression de 'eau	$\dot{n}_{O_2}^{ent\ oxy}$: Débit d'oxygène entre dans la zone d'oxydation
P_T : pression atmosphérique	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy}$: Débit de dioxyde d'azote sort de la zone d'oxydation
$\dot{n}_{air\ sec}$: débit molaire de l'air sec	α_{oxy} : Rendement de la réaction d'oxydation dans la zone d'oxydation
$X_{air\ sec}$: Fraction molaire de l'air sec	$\dot{n}_{NO}^{sor\ oxy}$: Débit de monoxyde sort de la zone d'oxydation
\dot{n}_{O_2} : débit molaire d'oxygène	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ oxy}$: Débit d'oxygène sort de la zone d'oxydation
X_{O_2} : fraction molaire d'oxygène	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ abs}$: Débit de dioxyde d'azote qui sort de la zone d'absorption
\dot{n}_{N_2} : Débit molaire de nitrogène	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ abs}$: Débit d'eau qui sort de la zone d'absorption
X_{N_2} : Fraction molaire de nitrogène	$\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ abs}$: Débit d'acide nitreux qui sort de la zone d'asorption
n_{NH_3} : Débit molaire d'ammoniaque	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ abs}$: Débit d'acide nitrique qui sort de la zone d'absorption
Q_{NH_3} : Débit volumique d'ammoniaque	$\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ bln}$: Débit d'acide nitreux qui sort de la zone de blanchiment
$\dot{n}_{NH_3}^1$: Quantité matière de l'ammoniaque réagissante dans la première réaction	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ bln}$: Débit d'oxygène qui sort de la zone de blanchiment
α_1 : le rendement de la première réaction	x_{NO_x} : Fraction massique des NOx (NO et NO ₂)
$\dot{n}_{NO}^{sor\ conv}$: Débit de monoxyde d'azote sort du convertisseur	$\dot{m}_{NO}^{Émission}$: Débit massique de monoxyde d'azote dans les émission
$\dot{n}_{O_2}^{sor\ conv}$: Débit d'oxygène sort du convertisseur	$\dot{m}_{NO_2}^{Émission}$: Débit massique de dioxyde d'azote dans les émission
$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ conv}$: Débit d'eau sort du convertisseur	$\dot{m}_{tot}^{Émission}$: Débit massique total des émissions
$\dot{n}_{H_2O}^{entrant}$: Débit d'eau entre dans le convertisseur	T_{fe} : Température d'entrée de fluide froid
$\dot{n}_{N_2}^{sor\ conv}$: Débit de nitrogène sort du convertisseur	T_{fs} : Température de sortie de fluide froid
$\dot{n}_{N_2}^{entrant}$: Débit de nitrogène entre dans le convertisseur	T_{ce} : température d'entrée de fluide chaud
$n_{NH_3}^2$: Quantité matière de l'ammoniaque réagissante dans la deuxième réaction	T_{cs} : température de sortie de fluide chaud
$\dot{n}_{NO}^{sor\ conv}$: Débit de monoxyde d'azote sort du convertisseur	$T_{f,moy}$: Température moyenne de fluide froid
$\dot{n}_{NO}^{ent\ ch}$: Débit de monoxyde d'azote entre dans le convertisseur	\dot{m}_f : Débit de fluide froid
$\dot{n}_{NO_2}^3$: Quantité matière de dioxyde d'azote réagissante dans la troisième réaction	\dot{m}_C : Débit de fluide chaud
α_3 : Rendement de la troisième réaction	ρ_1 : masse volumique de fluide froid
$\dot{n}_{NO}^{Sor\ ch}$: Débit de monoxyde d'azote sortant de la chaudière de récupération	
$\dot{n}_{O_2}^{Sor\ ch}$: Débit d'oxygène sortant de la chaudière de récupération	
$\dot{n}_{N_2}^{Sor\ ch}$: Débit de nitrogène sortant de la chaudière de récupération	
$\dot{n}_{H_2O}^{Sor\ ch}$: Débit d'eau sortant de la chaudière de récupération	
ΔTLM : différence moyenne logarithmique de température	
ΔTLM_C : différence moyenne logarithmique corrigé	

de température

U_0 : coefficient d'échange globale estimée
 D_2 : diamètre externe de tube
 D_1 : diamètre interne de tube
 L : la longueur de tubes
 A : Surface d'échange
 L_{eff} : la longueur effective de tube
 D_c : diamètre de la calandre
 D_f : diamètre de fusseau
 k : constante
 R_p : résistance à l'encrassement de l'eau de procédé
 R_m : résistance à l'encrassement de l'eau de mer
 n_t : nombre total des tubes
 A_c : surface de la calandre
 Re_f : Reynolds de fluide froid
 \dot{V}_c : Débit volumique de fluide chaud
 N : Nombre des plaques
 A_m : Surface mouillée
 e : Espace entre deux plaques
 l : Largeur de plaque
 P_m : Périmètre mouillée
 D_h : Diamètre hydraulique
 N_{f1} : nombre des passes côté froid
 N_c : Nombre des passes côté chaud

ρ_2 : masse volumique de fluide chaud
 c_{p1} : capacité thermique de fluide froid
 c_{p2} : Capacité thermique de fluide chaud
 λ_1 : conductivité thermique de fluide froid
 λ_2 : Conductivité thermique de fluide chaud
 μ_1 : Viscosité dynamique de fluide froid
 μ_2 : Viscosité dynamique de fluide chaud
 \dot{m}_f : Débit de fluide chaud
 Q : Puissance thermique
 ΔT_f : la différence de température d'entrée et de sortie du fluide froid
 F : Facteur de correction
 Re_c : Reynolds de fluide chaud
 Pr_c : Prandtl de fluide chaud
 Nu_f : Nusselt de fluide froide
 h_i : Coefficient de convection
 h_e : Coefficient de convection
 λ_m : Conductivité thermique de matériau
 f : facteur de frottement de darcy
 \dot{V}_f : débit volumique de fluide froid

LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1. Impacts des Nox sur la sante humain et l'environnement.	15
Tableau II.2. Différentes technologies de traitement des NOx	16
Tableau II.3. Différents types des échangeurs de chaleurs	17
Tableau III.1. Données opératoires de l'unité de production HNO3	19
Tableau.III.2. Flux des gaz entrants et sortant du convertisseur	19
Tableau.III.3. Flux des gaz entrants et sortant de la chaudière de récupération	20
Tableau.III.4. Composition des gaz entrants et sortant du refroidisseur	21
Tableau.III.5. Flux des gaz entrants et sortant de la zone d'oxydation	21
Tableau III.6. Données opératoires de la colonne d'absorption	21
Tableau III.7. calcule les débits (formules et valeurs) sort de la zone d'absorption	22
Tableau III.8. Débit entrant et sortant de la zone de blanchiment	22
Tableau III.9. Bilan matière global sur la colonne d'absorption de l'unité production HNO3	23
Tableau IV.1. Données opératoires des fluides d'eau froid et chaud	25
Tableau IV.2.Méthode de calcule (formules et valeurs) de l'échangeur tubes et calandre	26
Tableau IV.3.Méthode de calcule (formules et valeurs) de l'échangeur à plaques	26
Tableau IV.4. Nombre des plaques des différents modèles	27
Tableau IV. 5. Tableau récapitulatif des grandeurs hydrodynamiques et thermiques pour les deux échangeurs	27
Tableau V.1. Les résultats de simulation	31
Tableau V.2. Comparaison entre les deux types d'échangeurs	33
Tableau V.3. Comparaison entre les deux méthodes de calcul	33

LISTE DES FIGURES

Figure I.1. Présentation de l'historique du complexe d'engrais	12
Figure I.2. Position géographique FERTIAL-ANNABA	12
Figure I.3. Présentation des deux zones de production FERTIAL-ANNABA	13
Figure I.4. Procédé de fabrication d'acide nitrique	13
Figure. III.16. Bilan matière global sur la colonne d'absorption de l'unité production HNO3	22
Figure IV.1. Schéma du procédé modifié après l'ajout de l'échangeur à plaques	26
Figure V.1. Liste des composantes	28
Figure V.2. Fluide package	28
Figure V.3. Simulation de la colonne d'absorption	29
Figure V.4. Liste des réactions	29
Figure V.5. Schéma général du procédé de production d'acide nitrique par le logiciel HYSYS	29
Figure.V.6. Simulation par EDR	30
Figure.V.7. Sélection du type d'échangeur	30
Figure V.8. Paramètres d'entrée-sortie l'échangeur à plaques	31
Figure V.9. Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur tubes et calandres	31
Figure IV.10. le modèle à choisir de l'échangeur à plaques	31
Figure IV.11. Caractéristiques géométriques de l'échangeur tubes et calandres	31
Figure V.12. Désigne T & C dans EDR	31
Figure V.13. Désigne T & C dans hysys	31
Figure V.14. Désigne à plaques dans EDR	32
Figure V.15. Désigne à plaques dans hysys	32
Figure VI.1. Effet du débit d'air en Kmol/h sur la concentration des NOx	33
Figure VI.2. Effet de température d'eau en °C sur l'absorption des NOx	34
Figure VI.2. Effet du débit d'eau en Kmol/h sur la concentration des NOx	34
Figure VI.2. Effet de température de gaz en °C sur la concentration des NOx	34
Figure VI.4. Effet de température d'air en °C sur la concentration des NOx	35

TABLE DES MATIÈRES

INTRODUCTION GENERALE	9
CHAPITRE I. Satage pedagogique	10
I.1. Présentation de l'entreprise fertial annaba	10
I.2. Unité de l'acide nitrique	11
I. 3. Objectif du stage	11
CHAPITRE II. Etude bibliographique	12
II.1. Generalites sur les NO _x	12
II.1.1. Introduction	12
II.1.2. Technologies de traitement des nox	12
II.1.3. Absorption et lavage des gaz	14
II.2. Échangeur de chaleur	14
II. 2.1. Définition	14
II.2.2. Différents types des echangeurs de chaleur	14
II.3. Conclusion	15
CHAPITRE III: Bilan de matiere sur la colonne d'oxydation-absorption	16
III.1. Bilan de matiere globale	16
III.1.1. Section de conversion	16
III.1.2. Chaudière de récupération	17
III.1.3. Section de refroidissement des gaz nitreux :	17
III.4. Section d'oxydation	18
III.5. Section d'absorption	18
III.6. Section de blanchiment	19
III.6. Conclusion	20
CHAPITRE IV: Dimmensionnement des echangeurs de chaleur	21
IV.1. Introduction	21
IV.2. Dimensionnement des deux échangeurs	21
IV.2.1. Résultat de calculs pour l'échangeur tubes et calandre	21
IV.2.2. Résultat de calcule à plaques	22
IV.2.3. Verification du modèle choisi (détermination de facteur d'échange thermique) ..	23
IV.6. Conclusion	24
CHAPITRE V. Etude de simulation des equipements etudies	25
V.1. Introduction	25
V.2. Simulation de la colonne d'absorption par hysis	25
V.3. Simulation des echangeurs de chaleurs par edr	27
CHAPITRE VI. resultats et discussions	30
VI.1. Introduction	30
VI.2. Effets des parametres relatifs au dimmensionnemet de la colonne d'absorption	30
VI.2.1. Effet du débit d'air sur la réaction d'oxydation des nox	30
VI.2.2. Effet de la température de l'eau entrant sur la fraction de NO _x	30
VI.2.3. Paramètres stables sans impact observable	31
VI.4. Conclusion	32
CONCLUSION GENERALE	33
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	34

INTRODUCTION GENERALE

Les oxydes d'azote (NO_x) représentent une famille de polluants atmosphériques aux impacts multiples sur l'environnement et la santé publique. Principalement émis par les véhicules et les industries chimiques [1], ces composés jouent un rôle clé dans la formation de l'ozone troposphérique, des pluies acides et des particules fines (PM-2.5), contribuant ainsi à la dégradation de la qualité de l'air et à des problèmes écologiques tels que l'eutrophisation des milieux aquatiques.

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude nous avons effectué un stage au sein du complexe Fertial -ANNABA dans l'unité de production de l'acide nitrique

L'objectif principal de ce projet est double. Dans un premier temps, il s'agit d'assurer le suivi et le contrôle des émissions de NO_x , en respectant les normes de rejet fixées par la réglementation algérienne, à savoir 800 mg/Nm^3 [2]. Dans un second temps, le projet vise à réduire la température de l'eau entrant dans la colonne d'absorption, par l'installation d'un nouvel échangeur de chaleur, afin d'améliorer l'efficacité du procédé.

La problématique centrale de ce mémoire peut donc être formulée ainsi : **comment optimiser le dimensionnement de la colonne d'absorption et de l'échangeur de chaleur afin de maximiser l'absorption des NO_x tout en assurant un refroidissement efficace de l'eau de procédé ?**

Pour répondre à cette question, l'étude portera sur l'analyse technique du dimensionnement actuel de la colonne d'absorption et de l'échangeur de chaleur, suivie de propositions d'amélioration visant à réduire les émissions polluantes et à optimiser la température de l'eau. Ce mémoire s'organisera en plusieurs parties : une revue des normes et procédés existants, une analyse détaillée du système en place, puis une étude de dimensionnement et de conception des équipements proposés.

CHAPITRE I. SATAGE PEDAGOGIQUE

I.1. Présentation de l'entreprise FERTIAL ANNABA

Le complexe d'engrais d'ANNABA est destiné à la fabrication de l'ammoniac en premier lieu, avec une capacité de production d'un million de tonnes par an, une gamme d'engrais azotés et phosphatés, des unités de production d'acide sulfurique et phosphorique et nitrique. Ce site de production connaît un historique riche dans le cadre national du développement économique et social du pays en répondant au besoin en fertilisants, et exporté les excédents aux pays voisins [3]. Les grandes étapes de développement du complexe sont présentées ci-dessous :

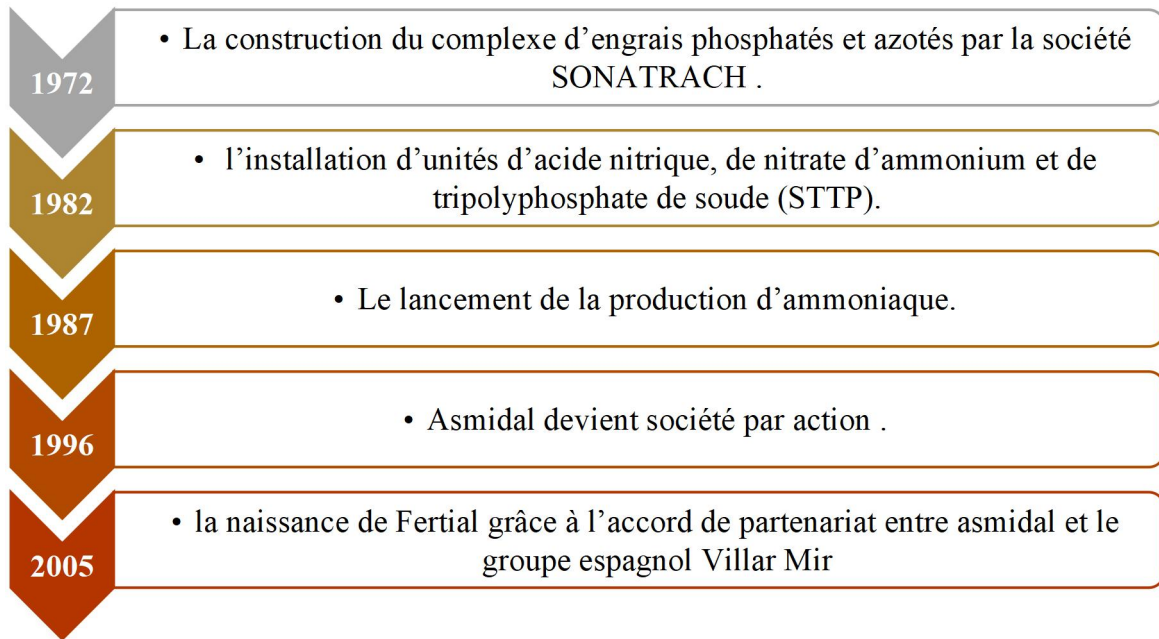


Figure I.1. Présentation de l'historique du complexe d'engrais

Le choix de ce lieu d'implantation a été basé sur des considérations technico économiques. L'usine FERTIAL Annaba est située à 04 km à l'est de la ville d'Annaba, à proximité des installations portuaires, la voie ferrée, et la mer méditerranée [3].



Figure I.2. Position géographique FERTIAL-ANNABA

FERTIAL Annaba présente plusieurs activités, produit principalement des engrais phosphatés et azotés, dont une certaine partie est autoconsommée par l'usine même pour la production d'autres produits [4]. La plateforme comprend deux zones :

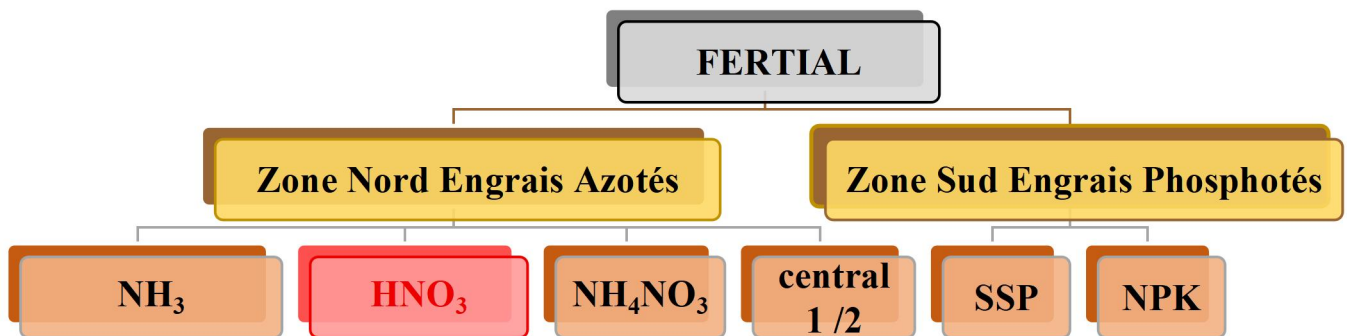


Figure I.3. Présentation des deux zones de production FERTIAL-ANNABA

I.2. Unité de L'acide Nitrique

L'acide Nitrique joue un rôle fondamental dans l'industrie, en particulier dans la production d'engrais azotés comme le nitrate d'ammonium (NH_4NO_3) et les fertilisants NPK. L'unité de production d'acide nitrique est implantée dans la zone nord du complexe, à proximité de celle dédiée à la fabrication de l'ammoniac. Sa capacité nominale atteint environ 800 tonnes par jour [5]. L'ensemble du procédé est structuré en cinq grandes étapes successives.

Figure I.4. Procédé de fabrication d'acide nitrique



L'air et l'ammoniac sont préparés dans les deux premières sections. Ensuite, La synthèse de l'acide nitrique s'effectue principalement au niveau des troisième et quatrième étapes du procédé. La cinquième et dernière section, quant à elle, est dédiée à la réduction des gaz résiduels, ce qui permet de contrôler et limiter les émissions de composés azotés vers l'atmosphère [2].

I. 3. Objectif du Stage

Au cours de notre stage réalisé au sein du complexe Fertial d'Annaba, nous avons été intégrées à l'unité chargée de la production d'acide nitrique, notre sujet a été identifié. Ce sujet s'inscrit dans le contexte actuel de développer les connaissances et évaluer les compétences acquises pendant notre parcours académique. L'objectif s'articule en premier temps sur le suivi et le contrôle des émissions de NO_x en respectant les normes de rejet selon la réglementation en vigueur ($800 \text{ mg } \text{Nm}^3$ selon le gouvernement algérien) [1]. Dans un deuxième temps, la réduction de la température de l'eau à l'arrivée de la colonne d'absorption par l'installation d'un nouvel échangeur de chaleur.

L'étude du dimensionnement de la colonne d'absorption et l'échangeur de chaleur utilisé a été discuté dans ce projet afin d'améliorer l'absorption des NO_x et refroidir l'eau de procédé.

CHAPITRE II. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

II.1. GENERALITES SUR LES NOX

II.1.1. Introduction

Les oxydes d'azote, aussi appelés gaz nitreux ou NO_x, sont produits par maints procédés, durant la réaction et la concentration de l'acide nitrique. Les gaz NO_x sont nocifs et peuvent contribuer à divers problèmes environnementaux et avoir des conséquences sur la santé.

Tableau II.1. Impacts des Nox sur la sante humain et l'environnement [1,6,7,8].

L'impact sur la santé humaine	L'impact sur l'environnement
<ul style="list-style-type: none">▪ L'exposition aux NO_x irrite les poumons et cause l'asthme et les bronchites,▪ Une exposition prolongée peut augmenter les risques d'hypertension,▪ Exposition prolongée au NO₂ réduit la croissance pulmonaire chez l'enfant,▪ Le NO₂ affaiblit l'immunité locale des poumons.	<ul style="list-style-type: none">▪ Les NO_x se transforment partiellement en N₂O, un puissant gaz à effet de serre et au réchauffement climatique,▪ Les dépôts de NO_x enrichissent les eaux en azote, favorisant la prolifération d'algues,▪ Les NO_x réagissent avec les COV (Composés Organiques Volatils) et contribuent à la formation d'ozone photochimique,▪ Les oxydes d'azote (NO_x) sont reconnus comme des agents majeurs dans la formation des pluies acides, dont les effets peuvent altérer aussi bien les écosystèmes terrestres que les milieux aquatiques.

Les émissions de NO_x proviennent principalement des procédés de combustion, notamment dans les secteurs du transport routier, considéré comme la source la plus importante, suivi par l'industrie manufacturière. Dans le cadre de ses engagements internationaux en matière de lutte contre la pollution atmosphérique et les changements climatiques, l'Algérie a adopté plusieurs accords visant à réduire les émissions de polluants, en particulier les oxydes d'azote [8].

II.1.2. Technologies de Traitement des NOx

Différentes technologies ont été appliquées à l'échelle industrielle pour réduire les émissions en NO_x [10]. Les techniques de réduction des NO_x peuvent être regroupées en deux grandes familles. D'une part, les méthodes dites primaires visent à limiter la formation des oxydes d'azote dès la source, notamment par l'ajustement des paramètres de combustion ou l'utilisation de la recirculation des gaz de combustion [11]. D'autre part, les méthodes secondaires consistent à traiter les NO_x déjà formés dans les effluents gazeux, en recourant soit à la réduction sélective catalytique (RSC), soit à la réduction sélective non catalytique (RSNC) [12].

En général, les procédés primaires permettent une réduction des émissions de NO_x allant de 10 à 50 %, tandis que les techniques secondaires offrent des performances plus élevées.

Tableau II.2. Différentes technologies de traitement des NO_x [13]

Méthodes de traitement des rejets en Nox	Fonctionnement
Réduction Catalytique Sélective (SCR)	Principe : Injection d'ammoniac (NH ₃) sur un catalyseur pour convertir les NO _x en N ₂ et H ₂ O. Efficacité : Jusqu'à 90-95% de réduction. Inconvénients : Coût élevé, gestion des catalyseurs usés.
Réduction Non Catalytique Sélective (SNCR)	Principe : Injection d'ammoniac ou d'urée directement dans la chaudière (sans catalyseur). Efficacité : 30-70% , dépend de la température. Avantage : Moins coûteux que le SCR.
Adsorption	Principe : Charbon actif ou chaux hydratée pour capturer les NO _x . Efficacité : comprise entre 80 et 90 %, selon la température de fonctionnement, la quantité d'ammoniac injectée (NH ₃) et les caractéristiques de conception du système.
Absorption	Principe : le procédé repose sur un lavage acide des gaz à l'aide d'une solution aqueuse alcaline. Cette solution peut contenir des composés tels que le carbonate de calcium, le carbonate de potassium ou de magnésium, ou encore de l'hydroxyde de calcium. L'ammoniac sous forme gazeuse y est également utilisé pour favoriser la neutralisation .

Actuellement, les productions industrielles nécessitent faire face à des réglementations plus étroites en question d'environnement. Ceci a mené à la recherche de méthodes de réduction de NO_x encore plus efficaces.

II.1.3. Absorption Et Lavage Des Gaz

Dans la majorité des cas, les gaz résiduels sont traités par un lavage avec une solution aqueuse alcaline contenant du carbonate ou de l'hydroxyde de calcium, ou encore des sels de potassium ou de magnésium. Toutefois, cette méthode peut générer des effluents concentrés en nitrates, et plus particulièrement en nitrites, ce qui soulève des préoccupations environnementales. L'utilisation de l'ammoniac sous forme gazeuse, combinée à un système de barbotage, est également fréquente. Néanmoins, certaines conditions opératoires peuvent entraîner la formation de nitrite d'ammonium, un composé instable et potentiellement dangereux [14].

L'efficacité du processus est fortement influencée par la solubilité des gaz dans le liquide de lavage, laquelle diminue avec l'élévation de la température. Il est donc essentiel de sélectionner un liquide de lavage possédant une capacité d'absorption élevée vis-à-vis des polluants ciblés.

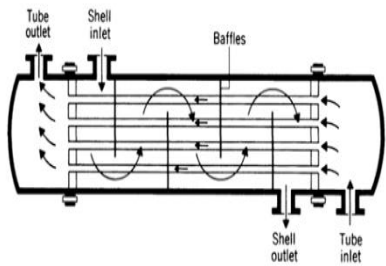
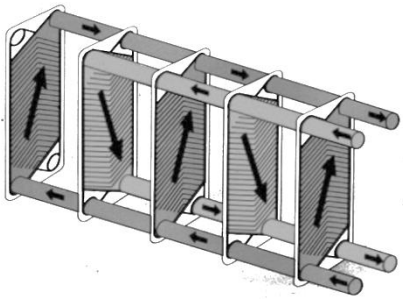
II. 2.1. Définition

L'échangeur thermique a pour fonction essentielle de permettre le transfert de chaleur entre deux fluides ayant des températures différentes. En fonction de leur principe de fonctionnement, les échangeurs remplissent divers rôles dans les procédés industriels. Parmi les plus courants, on retrouve les dispositifs servant au préchauffage ou au refroidissement de fluides liquides ou gazeux (comme l'air), dans le but de réguler leur température à un point précis du procédé. D'autres types, tels que les réfrigérants, sont utilisés pour évacuer l'énergie thermique vers l'extérieur, tandis que les condenseurs facilitent la conversion de la vapeur en phase liquide lorsqu'elle est mélangée à un gaz non condensable [15].

II.2.2. Différents Types Des Echangeurs De Chaleur

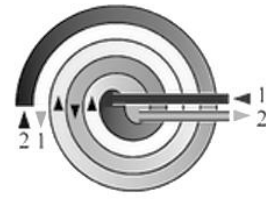
Il existe plusieurs types des échangeurs, les principalement utilisés sont cités dans le tableau suivant :

Tableau II.3. Différents types des échangeurs de chaleurs [16-17]

Echangeurs tubulaires	Ce type d'échangeur composé de deux passages, les fiscaux tubulaire et la boîte qui entoure les tubes qui s'appelle la calandre, cette géométrie est idéale pour les applications à haute pression, de plus il réduit les risques d'encrassement grâce à l'espace entre les tubes, c'est pour ça qu'il représente 60% des installation dédiées à l'échangeur de chaleur	
Echangeurs à plaques	L'échangeur à plaques est constitué d'un ensemble de plaques métalliques ondulées, séparées par des joints d'étanchéité et maintenues ensemble par des tirants entre deux plaques d'extrémité rigides. Cette conception favorise un transfert de chaleur élevé grâce à la large surface d'échange offerte par les plaques et à l'écoulement turbulent des fluides.	

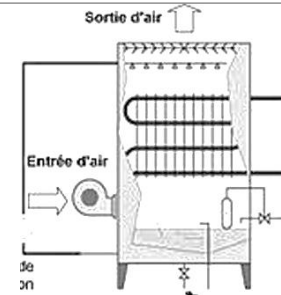
Echangeur à spirales

Un échangeur à spirales consiste en 2 plaques de métal enroulées de manière hélicoïdale pour former une paire de canaux en spirale. L'échange de chaleur n'est pas aussi bon. Utilisable pour les liquides visqueux ou pour les mélanges liquide-solide



Aéro-refroidisseur

est un simple échangeur eau/air, un ou plusieurs ventilateurs forcent le passage de l'air extérieur pour accélérer le refroidissement des fluides chauds, ce type d'échangeur sa efficacité est limitée par la température de l'air ambiante



II.3. Conclusion

La démarche que nous avons adoptée dans l'évaluation qualitative et quantitative du degré de pollution des effluents gazeux dans l'unité de production d'acide nitrique du complexe Fertial-Annaba est relatif à l'évaluation des rejets gazeux dans la colonne d'absorption, dans l'objectif principale l'amélioration de l'efficacité de la réduction des gaz NO_x par absorption. Dans un deuxième lieu, nous avons focalisées dans l'étude d'un échangeur de chaleur pour trouver la puissance thermique d'échange adéquate à la plus faible surface d'échange et au moins pertes de charges, ce qui conduit au meilleur coût d'investissement. Par conséquent, il est nécessaire d'évaluer les paramètres clés tels que les coefficients d'échange thermique ; les surfaces d'échanges ; les pertes de pressions et les écarts de températures entre les fluides caloporteurs, par un calcul des bilans énergétiques, et ceci pour les deux types d'échangeurs proposée.

Une étude de simulation dans un troisième lieu a été réalisée par deux type de logiciels Hysis et EDR dont le but est la simulation de la colonne d'absorption et le dimensionnement de l'échangeur de chaleur à deux types.

CHAPITRE III: BILAN DE MATIERE SUR LA COLONNE D'OXYDATION-ABSORPTION

III.1. Bilan De Matière Globale

Afin d'évaluer les performances de chaque section, un bilan de matière globale a été réalisé dans la colonne d'oxydation-absorption pour estimer les différentes concentrations en NO_x au niveau de différentes sections. Ce bilan permet d'apprécier les pertes de charge, en comparant les quantités des produits entrant et sortants.



Figure III.1. Différentes sections étudiées

Les données sont prises directement de la feuille de marche d'unité d'acide nitrique pour les différentes sections durant la période du stage effectuée, à savoir :

Tableau III.1. Données opératoires de l'unité de production HNO₃

Débit total d'air humide	57594 Nm ³ /h
Débit d'ammoniaque	6585 Nm ³ /h
Tension de vapeur d'eau à 22°C	22,02 mm Hg
Pression totale	760 mm Hg
Température d'air à l'aspiration	25°C
Température de conversion	880°C

III.1.1. Section de conversion

Cette partie présente un bilan matière relatif à la zone de conversion. La réaction entre l'ammoniac et l'air dans cette section se caractérise par deux taux de conversion, estimés à 96 % pour la réaction principale (α_1) et à 4 % pour la réaction secondaire (α_2). Le taux d'oxydation du monoxyde d'azote (NO) en dioxyde d'azote (NO₂) est évalué à environ 45%. La conversion de l'ammoniac se fait selon les réactions (III.1) et (III.2)

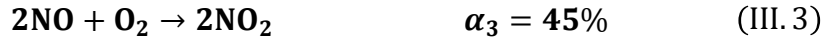


Tableau.III.2. Flux des gaz entrants et sortant du convertisseur

	Entrée	Sortie
Composant	Débit molaire Kmol/h	
Azote(N ₂)	$\dot{n}_{N_2} = n_{air\ sec} \cdot X_{N_2}$ = 1953,7926	$\dot{n}_{N_2}^{sor\ conv} = \dot{n}_{N_2}^{entrant} + \frac{2}{4} \times n_{NH_3}^2$ = 1959,6721
Oxygène(O ₂)	$\dot{n}_{O_2} = n_{air\ sec} \cdot X_{O_2}$ = 524,1638	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ conv} = \dot{n}_{O_2} - \frac{3}{4} \times \dot{n}_{NH_3}^2 - \frac{5}{4} \times \dot{n}_{NH_3}^1$ = 162,5768
Vapeur d'eau (H ₂ O)	$\dot{n}_{H_2O} = X_{H_2O} \cdot \dot{n}_{tot} = \frac{P_{H_2O}}{P_T} \cdot \dot{n}_{tot}$ = 67,6821	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ conv} = \dot{n}_{H_2O}^{entrant} + \frac{6}{4} \times \dot{n}_{NH_3}^1$ = 491,0034
Ammoniaque (NH ₃)	$\dot{n}_{NH_3} = Q_{NH_3} / V_m$ = 293,9732	$\dot{n}_{NH_3}^{sor\ conv} = \dot{n}_{NH_3} \cdot (1 - \alpha_1 - \alpha_2)$ = 0
Monoxyde	0	$\dot{n}_{NO}^{sor\ conv} = \dot{n}_{NH_3}^1$ = 282,2142
Totale	2839,6117	2892,4665

III.1.2. Chaudière de récupération

Cette section présente un bilan matière au niveau de la chaudière de récupération, basé sur la réaction concernée, avec un rendement de conversion estimé à 45% :



Avec les flux sortant du convertisseur = les flux entrant dans la chaudière de récupération :Le tableau suivant récapitule la composition des gaz à l'entrée et à la sortie du convertisseur

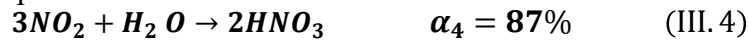
Tableau.III.3. Flux des gaz entrants et sortant de la chaudière de récupération

Composant	Formule	Débit molaire Kmol/h
Azote(N ₂)	$\dot{n}_{N_2}^{sor\ ch} = \dot{n}_{N_2}^{sor\ conv}$	1959,6721
Oxygène(O ₂)	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ ch} = \dot{n}_{O_2}^{sor\ conv} - \frac{1}{2}\alpha_3\dot{n}_{NO}$	99,0786
Vapeur d'eau (H ₂ O)	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ ch} = \dot{n}_{H_2O}^{sor\ conv}$	491,0034
Monoxyde (NO)	$\dot{n}_{NO}^{sor\ ch} = (1 - 0,45)\dot{n}_{NO}$	155,2178
Dioxyde (NO ₂)	$\dot{n}_{NO_2}^3 = \alpha_3 \times \dot{n}_{NO}$	126,9964
Totale		2831,9683

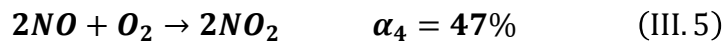
Selon l'étude effectuée, la perte totale de cette section est estimée à **60,4982 Kmole/h** .

III.1.3. Section de refroidissement des gaz nitreux :

Les gaz nitreux issus de la chaudière de récupération s'échappent à une température de 210 °C, une condition thermique peu favorable à la formation efficace d'acide nitrique. L'abaissement de la température de ces gaz à travers le refroidisseur a pour objectif d'améliorer la condensation de la vapeur d'eau jusqu'à 87%, et en présence de NO₂, l'acide faible de 35% à 37% est produit selon la réaction suivante :



Par ailleurs, La réaction de conversion de monoxyde d'azote est favorisée à des basses températures par la réaction :



Le tableau suivant récapitule la composition des gaz à l'entrée et à la sortie du refroidisseur :

Tableau.III.4. Composition des gaz entrants et sortant du refroidisseur

Composant	Formule	Débit molaire Kmol/h
Azote(N ₂)	$\dot{n}_{N_2}^{sor\ ch} = \dot{n}_{N_2}^{sor\ ref}$	1959,6721
Oxygène(O ₂)	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ ref} = \dot{n}_{O_2}^{sor\ ch} - \frac{1}{2}\alpha_5\dot{n}_{NO}^{sor\ ch}$	62,6024
Vapeur d'eau (H ₂ O)	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ ref} = \dot{n}_{H_2O\ cond}^{sor\ ref} + \dot{n}_{H_2O\ vap}^{sor\ ref}$	455,0211
Monoxyde (NO)	$\dot{n}_{NO}^{sor\ ref} = \frac{1}{3}\alpha_4\dot{n}_{NO_2}^{sor\ ch} + (1 - \alpha_5)\dot{n}_{NO}^{sor\ ch}$	118,2477
Dioxyde (NO ₂)	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ ref} = \alpha_5 \cdot \dot{n}_{NO}^{sor\ ch} + (1 - \alpha_4)\dot{n}_{NO_2}^{sor\ ch}$	97,4019
Acide (HNO ₃)	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ ref} = \frac{2}{3}\alpha_4\dot{n}_{NO_2}^{sor\ ch}$	71,9646
Totale		2764,9098

Selon l'étude effectuée, la perte totale de cette section est estimée à **67,0585 Kmol/h**.

III.4. Section d'oxydation

Après avoir traversé le refroidisseur, les gaz pénètrent dans la zone d'oxydation située au sein de la colonne d'absorption. C'est dans cette section que se déroule la réaction d'oxydation, alimentée par l'air secondaire provenant de la zone de blanchiment, conformément à la réaction (III.5). Le taux d'oxydation atteint 35 %, tandis qu'environ 13 % seulement du débit total d'air est effectivement consommé dans cette transformation.

Tableau.III.5. Flux des gaz entrants et sortant de la zone d'oxydation

Composant	Formule	Débit molaire Kmol/h
Azote(N ₂)	$\dot{n}_{N_2}^{sor\ ch} = \dot{n}_{N_2}^{sor\ ref}$	2251,6181
Oxygène(O ₂)	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ oxy} = \dot{n}_{O_2}^{ent\ oxy} - \alpha_{oxy} \dot{n}_{NO}^{sor\ ref}$	120,2324
Vapeur d'eau (H ₂ O)	$\dot{n}_{H_2O}^{ent\ oxy} = \dot{n}_{H_2O}^{sor\ ref} + \dot{n}_{H_2O}^{sec}$	465,1345
Monoxyde (NO)	$\dot{n}_{NO}^{sor\ oxy} = (1 - \alpha_{oxy}) \dot{n}_{NO}^{sor\ ref}$	76,861
Dioxyde (NO ₂)	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy} = \dot{n}_{NO_2}^{sor\ ref} + \alpha_{oxy} \dot{n}_{NO}^{sor\ ref}$	138,7886
Acide (HNO ₃)	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ ref} = \dot{n}_{HNO_3}^{sor\ oxy}$	71,9646
Totale		3124,5992

III.5. Section d'absorption

La colonne d'absorption a pour rôle principal de diminuer la concentration en dioxyde d'azote (NO₂) issue de la zone d'oxydation. Sur les plateaux internes de la colonne, le gaz circule en sens opposé à celui de l'eau de procédé utilisée comme solvant. Ce contact en contre-courant favorise la formation progressive de l'acide nitrique (HNO₃), conformément à la réaction (III.6), avec un taux d'absorption évalué à 52 %. À la sortie de la colonne, le mélange gazeux résiduel est principalement composé d'oxygène (O₂), d'azote (N₂), de vapeur d'eau (H₂O) et d'oxydes d'azote, notamment NO et NO₂.

Les données exploitées pour le calcul du bilan matière dans cette zone sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau III.6. Données opératoires de la colonne d'absorption

Débit d'eau de procédé	5435,1 kg/h
Débit d'acide dilué à 34,71 %	6585 Nm ³ /h
$2NO_2 + H_2O \rightarrow HNO_2 + HNO_3$	$\alpha_{abs} = 52\%$ (III. 6)

Le tableau suivant récapitule la composition des gaz à l'entrée et à la sortie de la zone d'absorption :

Tableau III.7. calcule les débits (formules et valeurs) sort de la zone d'absorption

Composant	Formule	Débit molaire Kmol/h
Azote(N ₂)	$\dot{n}_{N_2}^{sor\ oxy} = \dot{n}_{N_2}^{sor\ abs}$	2251,6181
Oxygène(O ₂)	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ oxy} = \dot{n}_{O_2}^{sor\ oxy}$	120,2324
Eau(H ₂ O)	$\dot{n}_{H_2O}^{sor\ abs} = \dot{n}_{H_2O}^{en\ toxy} + \dot{n}_{H_2O}^{ent\ abs} - \frac{1}{2} \alpha_{abs} \dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy}$	731

Monoxyde (NO)	$\dot{n}_{NO}^{sor\ oxy} = \dot{n}_{NO}^{sor\ abs}$	76,861
Dioxyde (NO₂)	$\dot{n}_{NO_2}^{sor\ abs} = (1 - \alpha_{abs})\dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy}$	66,9185
Acide (HNO₃)	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ abs} = \dot{n}_{HNO_3}^{sor\ ref} + \frac{1}{2}\alpha_{abs}\dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy}$	108,0496
Acide (HNO₂)	$\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ abs} = \frac{1}{2}\alpha_{abs}\dot{n}_{NO_2}^{sor\ oxy}$	36,085
Totale		2940,3597

III.6. Section de blanchiment

Les acides formés dans a zone d'absorption entre dans la zone de blanchiment pour l'oxydation de l'acide nitreux (HNO₂) avec l'air secondaire selon la réaction (III.7) avec un teneur absorption 57%.



Tableau III.8. Débit entrant et sortant de la zone de blanchiment

Composant	Formule	Débit molaire Kmol/h
Oxygène(O₂)	$\dot{n}_{O_2}^{sor\ bln} = \dot{n}_{O_2}^{sor\ oxy} - \frac{1}{2}\alpha_{bln}\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ abs}$	106,7005
H₂O	$\dot{n}_{NO}^{sor\ bln} = \dot{n}_{NO}^{sor\ abs}$	731
Acide (HNO₃)	$\dot{n}_{HNO_3}^{sor\ bln} = \dot{n}_{HNO_3}^{sor\ abs} + \alpha_{bln}\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ abs}$	135,1134
Acide (HNO₂)	$\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ bln} = (1 - \alpha_{bln})\dot{n}_{HNO_2}^{sor\ abs}$	15,5166
totale	995,367	1276,5978

La figure et le tableau ci-dessus résument le bilan global de la colonne :

Tableau III.9. Bilan matière global sur la colonne d'absorption de l'unité production HNO₃

composants	Entrée de la colonne			Sortie de la colonne	
	Gaz+acide	Air sec	Eau procédé	Émission	Liquide
Azote(N₂)	1959,6721	291,946	0	2251,6181	0
Oxygène(O₂)	62,6024	78,3233	0	106,7006	0
H₂O	455,0211	10,1134	301,95	0	731
Monoxyde (NO)	118,2477	0	0	76,861	0
Dioxyde (NO₂)	97,4019	0	0	66,9185	0
Acide (HNO₃)	71,9646	0	0	0	135,1134
HNO₂	0	0	0	0	15,5166
Total	2764,9098 Kmol/h	380,3827 Kmol/h	301,95 Kmol/h	2502,0981 Kmol/h	1169,8973 Kmol/h

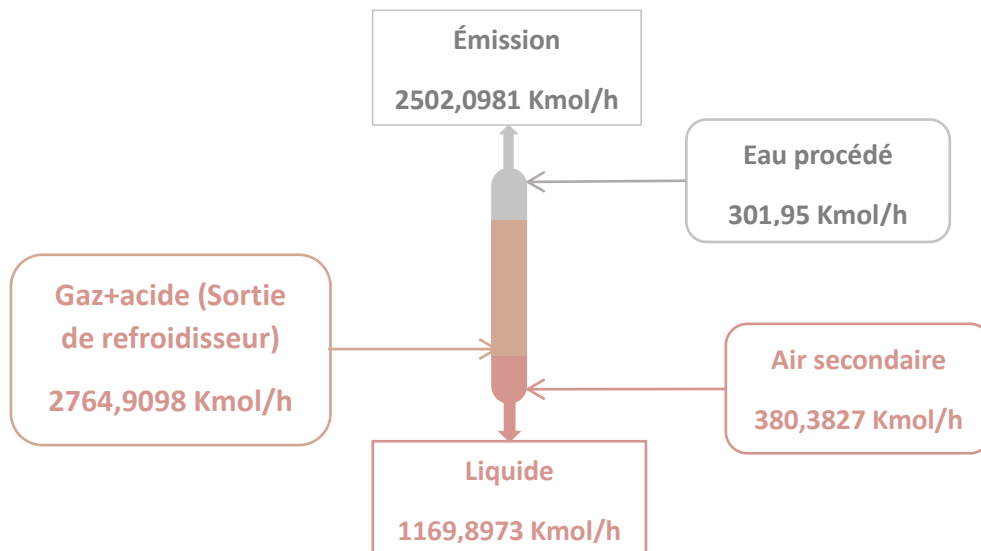


Figure. III.16. Bilan matière global sur la colonne d'absorption de l'unité production HNO₃

La fraction massique des NO_x:

$$x_{NO_x} = \frac{\dot{m}_{NO}^{Émission} + \dot{m}_{NO_2}^{Émission}}{\dot{m}_{tot}^{Émission}} = \frac{76,861 \times 30 + 66,9185 \times 46}{71844,85}$$

$$x_{NO_x} = 0,075 > 0,033 \text{ (3300 ppm la capacité de traitement de l'unité)}$$

III.6. Conclusion

Ce chapitre expose le bilan matière de l'unité de production d'acide nitrique, depuis le réacteur de conversion jusqu'à la sortie de la colonne d'absorption. L'objectif principal est de réduire les émissions de NO_x en respectant les normes. Pour cela, un calcul des bilans a été effectué afin de vérifier les données de conception et valider celles utilisées dans la simulation.

CHAPITRE IV: DIMENSIONNEMENT DES ECHANGEURS DE CHALEUR

IV.1. Introduction

L'absorption des gaz est favorisée par les basses températures. Le problème rencontré dans l'unité de production réside dans ce paramètre clé. L'eau utilisée dans la colonne d'absorption entre avec une température de 40°C, supérieure à celle recommandée par le désigne. L'abaissement de la température à l'entrée de la colonne fait le deuxième objectif de notre étude. La résolution de ce problème se base dans le placement d'un échangeur de chaleur en amont de la colonne afin de réduire la température désirée et évaluer une surface d'échange capable de réaliser le service thermique.

Cette section présente le dimensionnement de deux types d'échangeurs de chaleur : à plaques et à tubes et calandre. Leur sélection repose sur des études antérieures, et une comparaison des performances est proposée entre les deux types clôture l'étude du dimensionnement.

IV.2. Dimensionnement des deux échangeurs

L'évaluation des performances d'un échangeur de chaleur repose sur le calcul de plusieurs paramètres clés, tels que la puissance thermique, la différence de température moyenne logarithmique, le nombre d'unités de transfert et la surface d'échange.

Dans le cadre de cette étude, deux fluides à températures différentes circulent à travers l'échangeur. Leurs caractéristiques et conditions d'entrée sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.1. Données opératoires des fluides d'eau froid et chaud

Le fluide froid : Eau de mer	Le fluide chaud : Eau de process	
L'entrer : $T_{fe} = 15^{\circ}\text{C}$	L'entrer : $T_{ce} = 40^{\circ}\text{C}$	
La sortie : $T_{fs} = 27^{\circ}\text{C}$	La sortie : $T_{cs} = 28^{\circ}\text{C}$	
$T_{f,moy} = 21^{\circ}\text{C}$	$T_{c,moy} = 34^{\circ}\text{C}$	
Le débit massique $\dot{m}_f = ?$	Le débit massique $\dot{m}_c = 5435,1 \text{ kg/h}$	
Les propriétés physiques à la T_{moy}	Fluide froid	Fluide chaud
La masse volumique(kg/m^3)	$\rho_1 = 1010$	$\rho_2 = 1001$
La capacité thermique (kJ/kg.k)	$c_{p1} = 4,314$	$c_{p2} = 4,314$
La conductivité thermique (W/m.k)	$\lambda_1 = 0,6049$	$\lambda_2 = 0,6237$
La viscosité dynamique (cP)	$\mu_1 = 0,9778$	$\mu_2 = 0,7332$

IV.2.1. Résultat de calculs pour l'échangeur tubes et calandre

Les caractéristiques des tubes sont classées dans l'annexe.

Tableau IV.2.Méthode de calcul (formules et valeurs) de l'échangeur tubes et calandre

Débit requis de fluide froid	$\dot{m}_f = \frac{Q}{c_{pf} \times \Delta T_f}$	5435, 1 kg/h
ΔTLM Contre-courant	$\frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln \left(\frac{T_{ce} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{fe}} \right)}$	13°C
Facteur R	$R = \frac{T_{ce} - T_{cs}}{T_{fs} - T_{fe}}$	1
Facteur E	$E = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fe}}$	0,48
Facteur de correction F		0,837
ΔTLM_c	$\Delta TLM \times F$	10,88°C
Coefficient d'échange globale initial U_0	800 < U_0 < 1700 [18]	900 (W/m ² °C)
La surface d'échange	$A = \frac{Q}{U \times \Delta TMC}$	7,9816 m ²
Caractéristiques des tubes	D_2 D_1 L Type de matériaux	15,875 mm 12,573 mm 2,44 m Acier inoxydable
Nombre de Tubes	$n_T = \frac{A}{\pi \times D_2 \times L_{eff}}$	72 tubes
Diamètre de la calandre	$D_c = D_f + jeu$ $D_f = d_2 \times \left(\frac{n_t}{k} \right)^{1/n}$	322,8474mm 270,71mm
R_p		2×10^{-4}
R_m		$6,5 \times 10^{-4}$

Le coefficient d'échange thermique entre les deux fluides eau-eau en contact varie entre 800 et 1700 W/m² °C.

D'après les résultats obtenus, les deux fluides encrassent donc l'échangeur recommandé est un échangeur à tête flottante. De plus, l'eau de mer est plus encrassant, il est orienté vers les tubes.

IV.2.2. Résultat de calcul à plaques

D'après nos recherche sur la littérature, le coefficient d'échange initiale U_0 est estimée a 1400 (W/m² °C) [18]

Tableau IV.3.Méthode de calcul (formules et valeurs) de l'échangeur à plaques

Contre-courant	$A = \frac{Q}{U_0 \times \Delta TLM}$	4,2943 m ²
Débit volumique fluid froid	$\dot{V}_f = Q_f / \rho_f$	5,3813 m ³ /h
Débit volumique fluid chaud	$\dot{V}_c = Q_c / \rho_c$	5,4297 m ³ /h
Nombre des plaques	$N = \frac{\text{Surface total}}{\text{Surface de plaque}} = \frac{4,2943}{0,12}$	36
La surface mouillée	$A_m = e \times l$	$1,656 \times 10^{-3} m^2$

Le périmètre mouillé	$P_m = 2(e + l)$	0,9669m
Diamètre hydraulique	$D_h = \frac{2A_m}{P_m}$	$3,4254 \times 10^{-3} m$

Le modèle sélectionné est de **PW12** [19]. En basant sur la notice de CIAT (voir annexe), qui dépend de deux facteurs importants, à savoir le flux de chaleur de valeur 78,157 KW (<600KW), et les débits volumiques $\dot{V}_c < 70 \text{ m}^3/\text{h}$ et $\dot{V}_f < 70 \text{ m}^3/\text{h}$ respectivement.

Tableau IV.4. Nombre des plaques des différents modèles

Modèle	Nombres des plaque	
PW6	N=72	Grand
PW12	$N = \frac{4,2943}{0,12} \approx 36$	Acceptable
PW17	N=26	Petit

IV.2.3. Verification du modèle choisi (détermination de facteur d'échange thermique)

L'analyse dimensionnelle à l'aide des nombres de Nusselt, Prandtl et Reynolds permet d'évaluer respectivement le transfert thermique, les propriétés thermiques du fluide et le régime d'écoulement. Ces paramètres sont essentiels pour déterminer le coefficient global d'échange.

La géométrie de l'échangeur influence directement la vitesse et le trajet des fluides chaud (V_c) et froid (V_f).

Le tableau suivant présente les principales grandeurs hydrodynamiques et thermiques associées aux deux types d'échangeurs étudiés : à plaques et à tubes et calandre.

Tableau IV. 5. Tableau récapitulatif des grandeurs hydrodynamiques et thermiques pour les deux échangeurs

	À plaque	Tube et Calandre
Vitesse d'écoulement	$V_f = \frac{\dot{V}_f}{N_f \cdot A_m} = 180,532 \text{ m/h}$ $V_c = \frac{\dot{V}_c}{N_c \cdot A_m} = 182,156 \text{ m/h}$	$V_f = \frac{m_f \times N_t \times 4}{n_t \times \rho_1 \times \pi \times D_1^2} = 1,3377 \text{ m/s}$ $V_c = \frac{m_c}{\rho \times A_c} = 0,2444 \text{ m/s}$
Nombre de Reynolds	$Re_i = \frac{\rho_2 V_i D_h}{\mu_2}$ $Re_f = 177,433$ $Re_c = 234,0287$	$Re_f = 17373,3552$ $Re_c = 3828,9251$
Nombre de Prandtl	$Pr_i = \frac{C_p \mu_i}{\lambda_i}$ $Pr_f = 6,9734$ $Pr_c = 5,0714$	$Pr_f = 6,9734$ $Pr_c = 5,0714$
Nombre de Nusselt	$Nu_f = 0,287 \times Re_f^{0,705} \times Pr_f^{0,33} =$ $Nu_c = 0,287 \times Re_c^{0,705} \times Pr_c^{0,33}$ [20] $Nu_f = 20,9791$ $Nu_c = 22,9567$	$Nu_f = C \times Re^{0,8} \times Pr^{\frac{1}{3}}$ $Nu_c = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1 + 12,7(f/8)^{0,5}(Pr^{2/3} - 1)}$ $Nu_f = 108,3387$ $Nu_c = 26,518$

Coefficient de convection	$h_i = \frac{Nu_i \lambda}{D_h}$ $h_f = 3704,752 W/m^2 K$ $h_c = 4269,1125 W/m^2 K$	$h_i = 5667,64736 W/m^2 K$ $h_e = 1441,205308 w/m^2 K$
Coefficient globale d'échange	$\frac{1}{U_{cal}} = \frac{1}{h_c} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_f} + Rec + Ref$ $\frac{1}{U_{cal}} = 8,4702 \times 10^{-4} m^2 K/W$ $U_{cal} = 1180,61 W/m^2 K$	$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + \frac{de}{2\lambda_m} \times \ln\left(\frac{de}{di}\right) + \frac{de}{di} \times \frac{1}{h_i}$ $\frac{1}{U_{cal}} = 1,0494 \times 10^{-3}$ $U_{cal} = 952,9248 W/m^2 K$
Le modèle est validé	$1 - \frac{U_{cal}}{U_0} = 15\% < 30\%$	$6\% < 30\%$
Calcul de la surface d'échange	$A_{cal} = \frac{Q}{U_{cal} \times \Delta TLM}$ $5,09 m^2$	$A_{cal} = \frac{Q}{U_{cal} \times \Delta TLM}$ $7,5349 m^2$

Le régime de l'écoulement dépend de la vitesse et le diamètre des tubes. D'après les résultats obtenus, le régime est turbulent pour le fluide froid $Re_f > 10^4$ et transitoire pour le fluide chaud Re_c respectivement.

On utilise la corrélation de Gnielinski pour le calcul du nombre de Nusselt dans le cas du fluide chaud : si $0,5 \leq Pr \leq 2000$ et $3000 \leq Re \leq 5 \times 10^6$.

Avec f le coefficient de frottement de darcy calculé par la formule de haland :

$$f = \frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \log\left(\left(\frac{\epsilon/D}{3,7}\right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re}\right) = 0,0416$$

Où ϵ est la rugosité du matériau $\epsilon = 0,03 mm$ pour l'acier inoxydable
 λ_m la conductivité thermique pour l'acier inoxydable vaut $14 W/mK$.

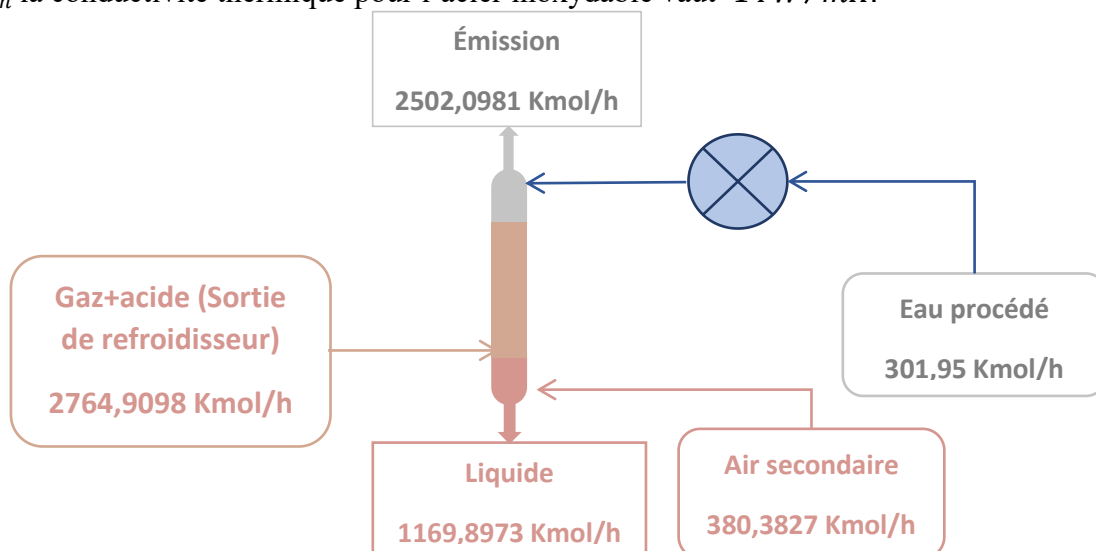


Figure IV.1. Schéma du procédé modifié après l'ajout de l'échangeur à plaques

IV.6. CONCLUSION

Deux types d'échangeurs ont été dimensionnés pour refroidir l'eau de procédé de $40^\circ C$ à $28^\circ C$: à plaques et tubes-calandre. L'échangeur à plaques s'est révélé plus performant thermiquement, avec un coefficient d'échange plus élevé et une surface d'échange plus faible. Toutefois, l'utilisation directe d'eau de mer, très encrassante et corrosive, rend l'échangeur tubulaire plus adapté sur le plan mécanique pour une exploitation prolongée

CHAPITRE V. ETUDE DE SIMULATION DES ÉQUIPEMENTS ÉTUDIÉS

V.1. Introduction

La simulation est un outil essentiel pour comprendre et optimiser un procédé avant sa mise en œuvre. Elle permet d'évaluer différents scénarios en modifiant les conditions opératoires. Dans ce travail, deux logiciels ont été utilisés : Aspen HYSYS, pour simuler la colonne d'absorption des NO_x, et Aspen EDR, pour dimensionner deux types d'échangeurs de chaleur.

V.2. Simulation de la colonne d'absorption par hysys

lors de la construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS, les étapes a suivre sont les suivantes :

La modélisation dans HYSYS suit plusieurs étapes :

- **Définir les composants chimiques** du procédé.
- **Choisir un modèle thermodynamique** adapté (ici, PRSV), pour représenter correctement les équilibres de phases.

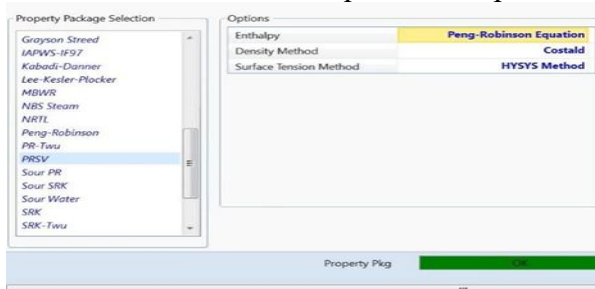


Figure V.1. Liste des composantes

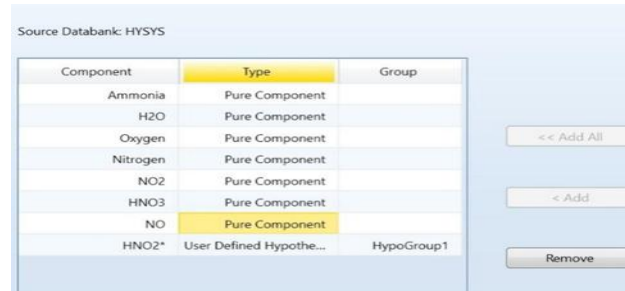


Figure V.2. Fluide package

- **Ajouter les réactions chimiques** liées à l'oxydation et à l'absorption des NO_x.

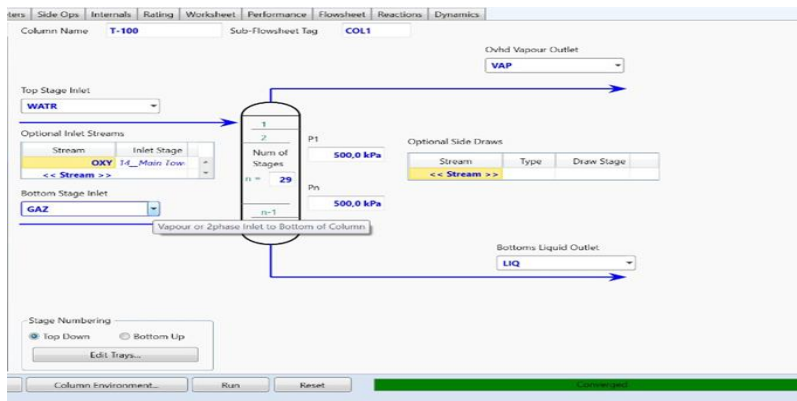


Figure V.3. Simulation de la colonne d'absorption



Figure V.4. Liste des réactions

- **Construire le schéma du procédé**, avec les équipements et courants nécessaires, puis lancer la simulation pour analyser le comportement de la colonne.

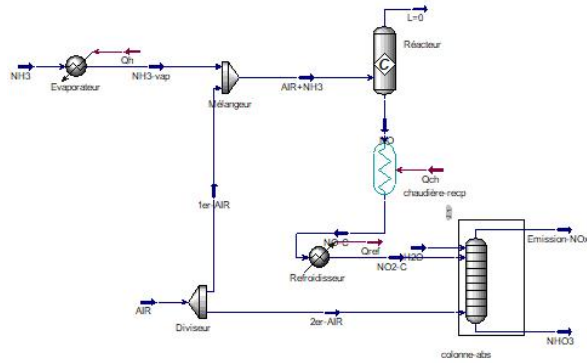


Figure V.5. Schéma général du procédé de production d'acide nitrique par le logiciel

Dans cette partie, nous avons employé deux approches différentes pour dimensionner les différentes sections d'une installation de production d'acide nitrique : une méthode analytique et une autre numérique à l'aide du logiciel HYSYS, afin de comparer les résultats des deux méthodes.

À partir des calculs des bilans réalisés, Les résultats sont confirmés par le logiciel Aspen HYSYS. Et à partir de ce dernier, on a trouvé que la fraction massique des gaz NO_x à la fin du procédé est de 8,1% ~ 7,5% > 3,3% (3300 ppm la capacité de traitement de l'unité), ce qui confirme les calculs précédents et l'inefficacité de l'absorption .

Tableau V.1. Les résultats de simulation

	AIR	Ammoniaque	Section de mélange	Section de conversion
Température (°c)	183	38	147	815,8
pression (Kpa)	543	940	543	543
NH3	0	279,3	279,3	0,00E+00
H2O	106,467993	14,7	121,167993	540,117993
O2	463,959945	0	463,959945	120,420945
N2	1975,57206	0	1975,57206	1981,15806
NO2	0	0	0	0
HNO3	0	0	0	0
NO	0	0	0	268,128
HNO2	0	0	0	0
Débit total (Kmol/h)	2546	294	2840	2909,825
	Chaudière de récupération	Refroidisseur	Émission	Acide
Température (°c)	268,5	55		38
pression (Kpa)	540	535	410	101,3
NH3	0	0	0	0
H2O	540,117993	138,560947	0	767,6913509
O2	66,23152	55,3085808	141,998732	0,001267971
N2	1981,15806	1654,4298	2251,991824	0,008175928
NO2	108,378851	87,6978568	92,77382967	4,226170331
HNO3	0	786,235835	0	72
NO	159,749149	133,402553	117,9980222	0,001977764
Débit total	2855,63557	2855,63557	2604,762408	843,9289429

IV.3.la simulation des échangeurs de chaleurs par edr

Le but de cette étape est de réduire la température de solvant avant l'entrée a la colonne d'absorption. Deux types d'échangeurs ont été testés : tube et calandre ; à plaque.

On introduit le fluide chaud (eau de procédé) dans la calandre d'un échangeur de chaleur pour abaisser la température de (40°C ; 1 bar) jusqu'à (28°C ; 1 bar) par un liquide froide eau de mer qui circule dans le tubes. Le même raisonnement est appliqué pour l'échangeur à plaque.

Étape 1: sélection du type d'échangeur

Pour lancer le programme, il est nécessaire d'ouvrir un nouveau fichier par le clic sur New, après avoir choisi le type d'échangeur tube et calandre ou à plaques comme le montrent les deux figures.

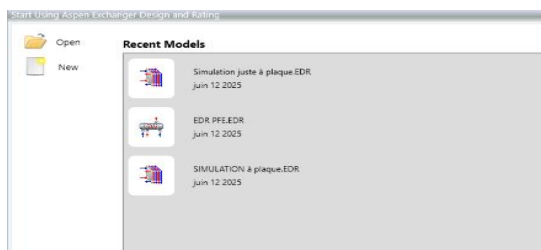


Figure.V.6. Simulation par EDR

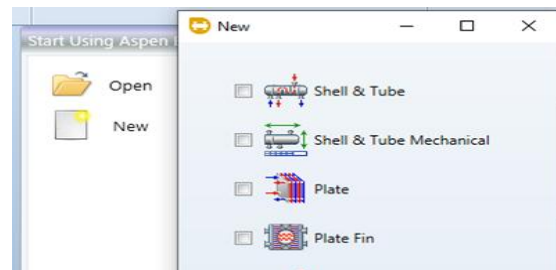


Figure.V.7. Sélection du type d'échangeur

Étape 2: Entrée des paramètres opérationnels

Les paramètres nécessaires sont saisis pour chaque échangeur les températures, les débits et le modèle d'échangeur.

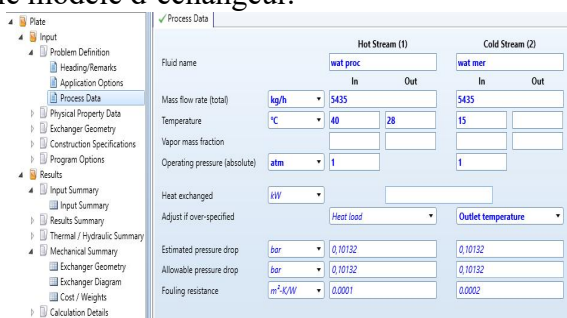


Figure V.8. Paramètres d'entrée-sortie l'échangeur à plaques

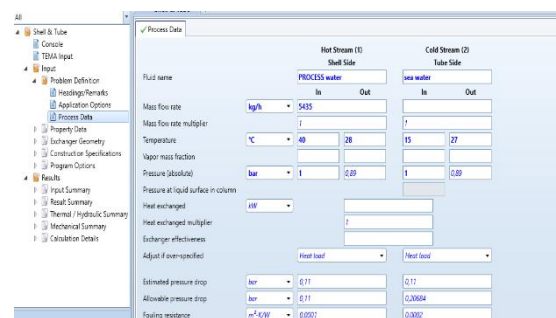


Figure V.9. Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur tubes et calandres

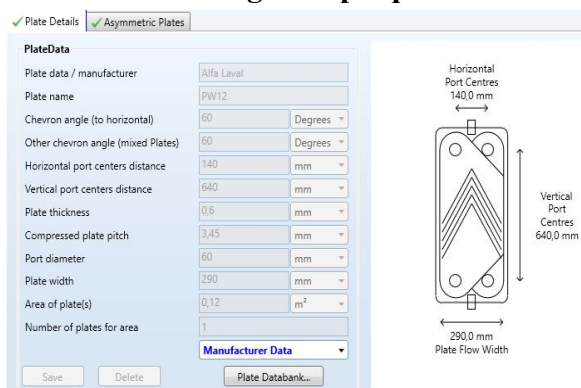


Figure IV.10. le modèle à choisir de l'échangeur à plaques

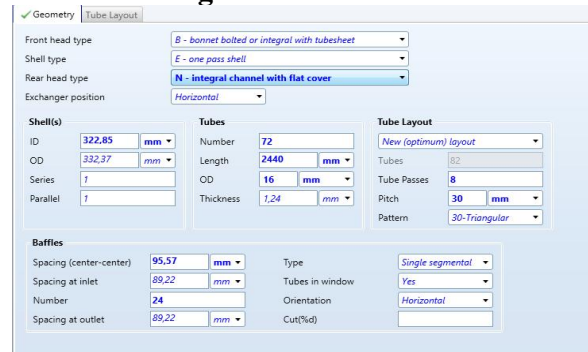


Figure IV.11. Caractéristiques géométriques de l'échangeur tubes et calandres

Étape 3 : Entrée des conditions physiques

Tableau V.3. Comparaison entre les deux méthodes de calcul

	Échangeur à plaques		Échangeur tubes et calandre			
	Cas simulé	Cas calculé	Cas simulé		Cas calculé	
Surface d'échange (m ²)	3,4	5,09	8,6		7,98	
Coefficient d'échange globale	2089	1400	874,8		900	
Nombre de (passes,plaques)(W/m ² K)	30	36	1 calandre	8 tubes	1 calandre	8 tubes

CHAPITRE VI. RÉSULTATS ET DISCUSSIONS

VI.1. INTRODUCTION

L'estimation de quelques paramètres de la colonne d'absorption est importante, en effet cette étude paramétrique donne un ordre optimum de grandeur utilisé afin d'assurer une convergence très rapide de simulation.

La température d'entrée du solvant dans l'absorbeur est maintenue à 40°C supérieures à celles souhaité. Il reste donc à calculer le débit de circulation du solvant. Ce débit est en fonction de plusieurs paramètres : la densité, nombre de moles de NO_x éliminés/mole de solvant, débit et teneurs de NO_x dans le gaz. Le choix de cette dernière est arbitraire à condition qu'elles soient dans les intervalles recommandés.

L'air utilisé dans la réduction du monoxyde d'azote en dioxyde dans la section oxydation de la colonne est testée.

Les calculs sont effectués en basant sur des corrélations ou des bilans de matière et de chaleur

VI.2. Effets des paramètres relatifs au dimensionnement de la colonne d'absorption

VI.2.1. Effet du débit d'air sur la réaction d'oxydation des NO_x

La colonne d'absorption est alimentée l'air pour favoriser l'oxydation du NO en NO₂, ce qui permet une amélioration de l'efficacité d'absorption des NO_x et d'optimiser la production d'acide, (voir figure VI.1).

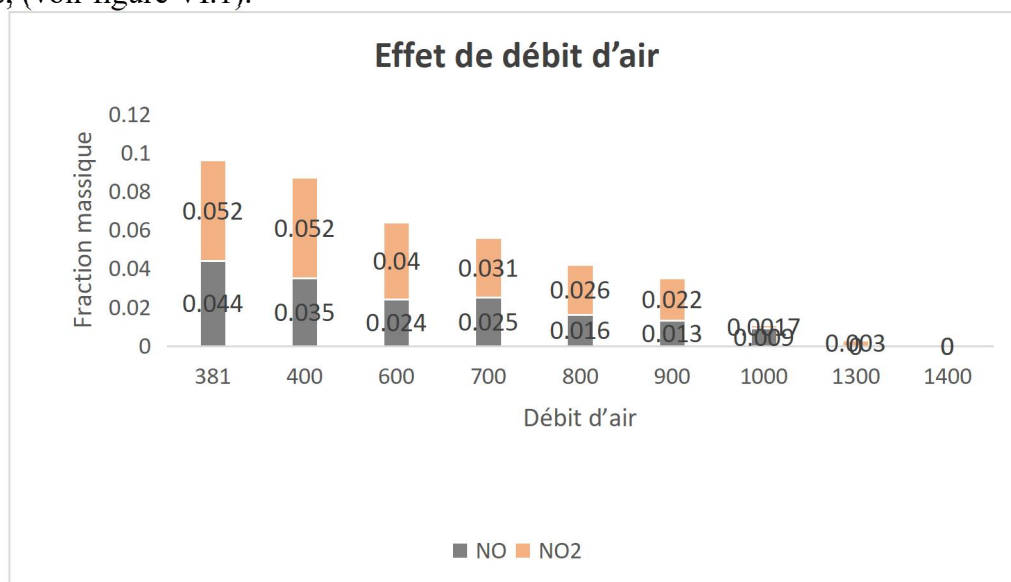


Figure VI.1. Effet du débit d'air en Kmol/h sur la concentration des NO_x

- Le débit d'air améliore l'efficacité d'absorption des NO_x, un débit de 900 Kmol/h permet d'atteindre les normes requises.
- Bien que la valeur de 900 Kmol/h soit important, un légère augmentation de débit entre 400 et 600 Kmol/h permet d'atteindre un taux des émission plus favorable.

VI.2.2. Effet de la température de l'eau entrant sur la fraction de NO_x

Le procédé d'absorption de NO_x avec l'eau de procédé donne une meilleure efficacité à basse température, une éventuelle augmentation des températures ne peut pas seulement influencer sur l'efficacité de traitement mais aussi elle augmente les pertes du solvant utilisé. Il est évident qu'une augmentation de température engendra une augmentation de débit de l'appoint, l'effet a été étudié dans la figure VI.2.

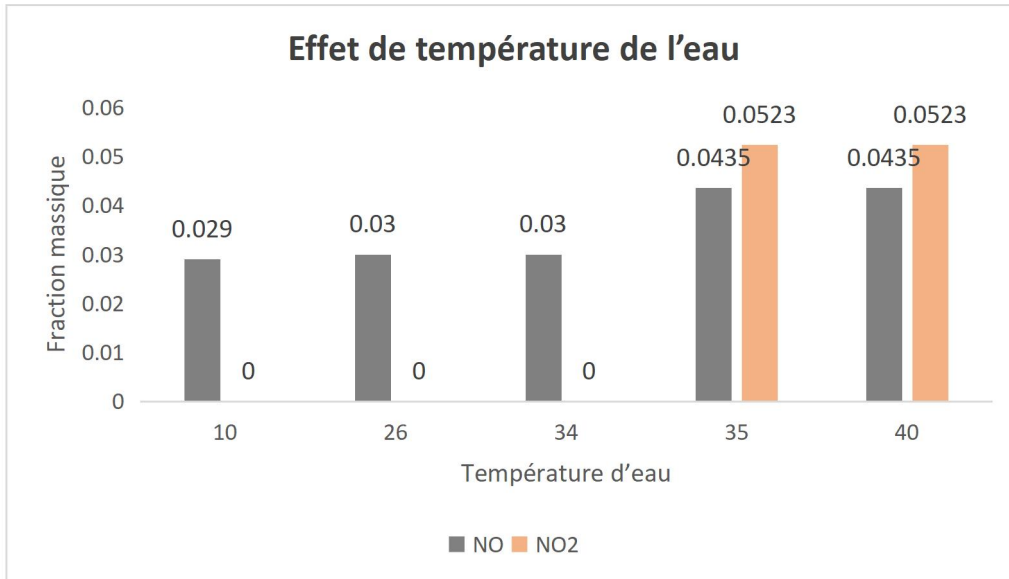


Figure VI.2. Effet de température d'eau en °C sur l'absorption des NOx

- Dans l'intervalle de température de 10°C à 34°C la fraction de NO₂ est nulle, ça explique l'absorption totale de NO₂ par l'eau avec la faible diminution de la fraction de NO, ce qui traduit l'oxydation limitée de NO en NO₂ dans cet intervalle de température.
- À partir de 35°C, les fractions des NO et NO₂ sont grandes, ce qui explique le mal absorption et d'oxydation de les deux.

IV.2.3. Paramètres stables sans impact observable

Les figures suivantes présentent la variation des fractions massiques des NOx en fonction des différents paramètres.

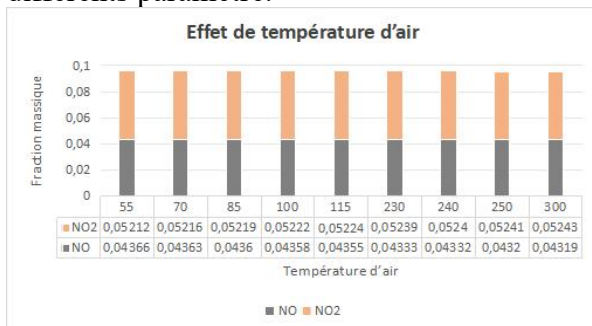


Figure VI.2. Effet du débit d'eau en Kmol/h sur la concentration des NOx

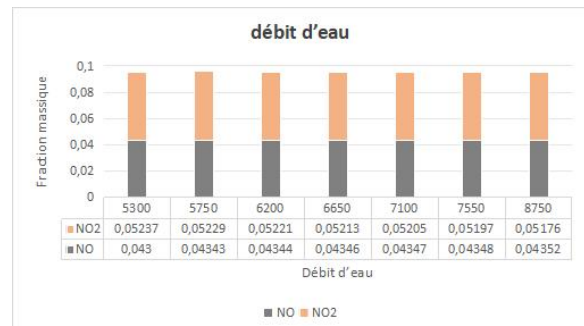


Figure VI.2. Effet de température de gaz en °C sur la concentration des NOx

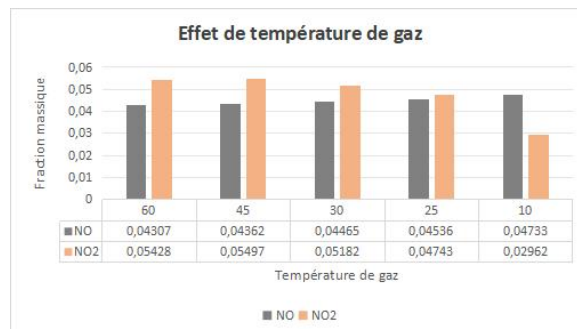


Figure VI.4. Effet de température d'air en °C sur la concentration des NOx

- Les graphes indiquent une relation approximativement linéaire entre les différents paramètres et la fraction de NO. Cela signifie qu'une diminution des températures de l'air et du gaz entrant entraîne une diminution de la fraction de NO dans la plage observée, la même observation pour le débit d'eau entrant, l'augmentation de débit permet de diminuer la fraction mais avec une variation non notable. Seule une augmentation ou une diminution beaucoup plus grande est nécessaire pour obtenir un résultat mesurable. Et ce qui est techniquement et économiquement non viable.
- Les effets des pressions d'entrée n'ont pas été pris en compte, c'est pourquoi leurs effets n'ont pas été présentés.

Pour améliorer l'efficacité de réduction des NOx plusieurs choix sont proposés :

- Diminution de la température d'eau jusqu'à la température de design 28°C ;
- Augmenter le débit de l'air avec un débit entre 400 et 600 Kmol/h ;

Augmenter le nombre de plateaux pour améliorer le temps de contact gaz solvant dans la colonne

VI.4. Conclusion

Après une étude des effets des différents paramètres sur l'absorption des NOx par simulation dans Aspen HYSYS, la température et le débit d'air ont montré un impact significatif sur l'efficacité d'absorption, Une température plus basse et un débit d'air plus élevé favorisent un meilleur lavage de NOx

CONCLUSION GÉNÉRALE

Ce travail s'est inscrit dans le cadre de la réduction des émissions et l'amélioration l'efficacité d'absorption des gaz NO_x dans la colonne d'absorption de l'unité d'acide nitrique. L'objectif principal était de faire une étude sur les paramètres principaux influents, pour proposer une solution technique adaptée.

Un bilan global a été réalisé par des calculs manuels pour prouver l'excès des émissions, puis vérifié par simulation sur Aspen HYSYS. L'étude des paramètres a permis d'identifier deux facteurs majeurs: la température élevée du solvant (eau de procédé) et le débit d'oxygène. Ces éléments influencent le rendement d'absorption.

Pour résoudre le problème deux types d'échangeurs de chaleur ont été dimensionnés, un échangeur à plaques et un échangeur tubes et calandre. Et la validation a été faite par une simulation sur l'EDR, ce qui a permis de les comparer techniquement.

Ce travail a permis d'identifier une solution réaliste pour améliorer le fonctionnement de la colonne d'absorption des NO_x, il serait intéressant, à l'avenir, de tester ces solutions sur le terrain. Il est aussi important de noter que la simulation sous Aspen HYSYS reste simplifiée et ne remplace pas une validation expérimentale.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] clean air technology center et U.S Environmental protection agency « nitrogen oxides (NOx) why and how they are controlled » novembre 1999
- [2] ALGÉRIE. Décret exécutif n° 2006-138 du 16 Rabie El Aouel 1427 correspondant au 15 avril 2006, réglementant l'émission dans l'atmosphère de gaz, fumées, vapeurs, particules liquides ou solides, ainsi que les conditions dans lesquelles s'exerce leur contrôle. Journal officiel de la République Algérienne, n° 26, 2006.
- [3] A. OUKIL. « *Amélioration du rendement de récupération de l'ammoniac au niveau de la section RDC – Unité : Nitrate d'Ammonium – FERTIAL-Annaba* ». Mémoire de Master. Université Badji Mokhtar – Annaba, 2019.
- [4] R. AMMARI et A. GUEDRI. « *Dimensionnement d'un échangeur à plaques à l'unité d'acide nitrique « FERTIAL »* ». Mémoire de Master. Annaba. Université Badji Mokhtar - Annaba, 2021.
- [5] D. E. SEDRATI et R. BENMHIDI. « *Dimensionnement d'un échangeur à plaques afin de réduire les émissions de NO X au niveau de l'unité d'acide nitrique (FERTIAL , ANNABA)* ». Mémoire de Master. Annaba. Université Badji Mokhtar – Annaba, 2024.
- [6] Brook, R.D. et al. (2010) "*Particulate Matter Air Pollution and Cardiovascular Disease*" (Circulation)
- [7] uderman, W.J. et al. (2015) "*Effect of Exposure to Traffic on Lung Development from 10 to 18 Years of Age*" (NEJM)
- [8] Cecile De Klein (Nouvelle Zélande), Rafael S.A. Novoa (Chili), Stephen Ogle (États-Unis), Keith A. Smith (Royaume-Uni), Philippe Rochette (Canada) et Thomas C. Wirth (États-Unis) Brian G. McConkey (Canada), Arvin Mosier (États-Unis) et Kristin Rypdal (Norvège) « EMISSIONS DE N2O DES SOLS GERES ET EMISSIONS DE CO2 DUES AU CHAULAGE ET A L'APPLICATION D'UREE » 2006
- [9] E. C. Zabetta, M. Hupa et K. Saviharju. « *Reducing NOx emissions using fuel staging, air staging, and selective noncatalytic reduction in synergy* ». Dans : Ind. Eng. Chem. Res. 44 (2005), 4552– 4561
- [10] E. C. Zabetta, M. Hupa et K. Saviharju. « *Reducing NOx emissions using fuel staging, air staging, and selective noncatalytic reduction in synergy* ». Dans : Ind. Eng. Chem. Res. 44 (2005), 4552– 4561. [1.20].
- [11] M. T. Javed, N. Irfan et B. Gibbs. « *Review Control of combustion-generated nitrogen oxides by selective non-catalytic reduction* ». Dans : Journal of Environmental Management 83 (2007), 251–289
- [12] H. Berrehail et A. Kraimia, « *Aspects chimiques et mécanistiques de la réduction catalytique sélective des NOx par l'ammoniaque* », Université Badji Mokhtar-Annaba, 2019.p. 26.
- [13] S. W. Bae, S. A. Rok et S. D. Kim. « *NO removal by reducing agents and additives in the selective non-catalytic reduction (SNCR) process* ». Dans : Chemosphere 65 (2006), p. 170–175.

- [14] S. MARSTEAU. «*Absorption des polluants gazeux par lavage liquide : principes, installations et applications. Paris*» : INRS, 2005. 1re éd., réimpression 2006. [en ligne]. Disponible à : [URL du document].
- [15] Taourit FARIDA. «*Etude du comportement dynamique et thermique de deux écoulement du fluide dans un échangeur de chaleur (comparaison entre le cas simple et le cas avec ailettes)* » [Mémoire de Master]. Tlemcen. Université Abou Bakr Belkaid-Tlemcen.Faculté de technologie Département de génie mécanique. 2012-2013.
- [16] G. VRINAT. «*Production du froid : technologie des machines industrielles, Techniques de l'Ingénieur* ». [B 2365]
- [17] S. Mellari.«*Échangeur de Chaleur en Énergies Renouvelables*» Cours et exercices corrigés 2ème année Master Énergies Renouvelables.Université des frères Mentouri Constantine 1. 2021-2022. P. [7-12]
- [18] R. K.SINNOTT. «*Chemical Engineering Design. 4e édition, Volume 6. Oxford : Elsevier Butterworth-Heinemann* », 2005.
- [19] Source : Université de Lorraine – Procédure de dimensionnement des échangeurs de chaleur, disponible en ligne :
<https://rpn.univ-lorraine.fr/UL/echangeurs-de-chaleur/co/proceduredimensionnement.html> .
- [20] R. RAKOTOMAMPIONONA. «*ETUDE DE LA PERFORMANCE D'UN ECHANGEUR DE CHALEUR A PLAQUE A CHEVRON PAR LA VARIATION DE L'ANGLE DE CORRUGATION* ». Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention du diplôme de licence en Génie Industriel. 2024.P .27

ANNEXES

- Tema sheet pour l'échangeur de chaleur tubes et calendre

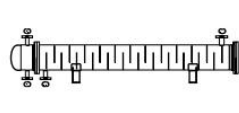
Aspen Exchanger Design and Rating Shell & Tube V11

File: C:\Users\admin\EDR PFE.EDR

Printed: 13/05/2025 at 11:09:4

TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:					Our Reference:				
4	Item No.:					Your Reference:				
5	Date:		Rev No.:			Job No.:				
6	Size: 330 - 2440		mm		Type: BEN	Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series		
7	Surf/unit(eff.)		8,6 m ²		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 8,6 m ²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				PROCESS water			sea water		
11	Fluid quantity, Total				kg/s 1,5097			1,5094		
12	Vapor (In/Out)				kg/s 0		0		0 0	
13	Liquid				kg/s 1,5097		1,5097		1,5094 1,5094	
14	Noncondensable				kg/s 0		0		0 0	
15										
16	Temperature (In/Out)				°C 40		28		15 27	
17	Bubble / Dew point				°C /		/		/ /	
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³		/ 979,46		/ 991,16		/ 1003,65 / 992,12	
19	Viscosity		mPa-s		/ 0,6711		/ 0,8551		/ 1,1497 / 0,8736	
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat				kJ/(kg-K) / 4,524		/ 4,523		/ 4,529 / 4,524	
23	Thermal conductivity				W/(m-K) / 0,6259		/ 0,6105		/ 0,5916 / 0,6091	
24	Latent heat				kJ/kg					
25	Pressure (abs)				bar 1		0,98642		1 0,57252	
26	Velocity (Mean/Max)				m/s 0,1 / 0,12				1,26 / 1,5	
27	Pressure drop, allow/calc.				bar 0,11		0,01358		0,20684 0,42748	
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W 0				0 0 Ao based	
29	Heat exchanged 82		kW		MTD (corrected) 10,89			°C		
30	Transfer rate, Service 874,8		Dirty 1180,1		Clean 1180,1		W/(m ² -K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch		
32					Shell Side			Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure		bar 3,44738 / /		3,44738 / /					
34	Design temperature / MDMT		°C 76,67 / /		65,56 / /					
35	Number passes per shell				1 8					
36	Corrosion allowance		mm 0		0					
37	Connections		In mm 1 50,8 / -		1 31,75 / -					
38	Size/Rating		Out 1 38,1 / -		1 31,75 / -					
39	Nominal		Intermediate / -		/ -					
40	Tube #: 72		OD: 16		Tks. Average 1,24		mm		Length: 2440 mm Pitch: 30 mm Tube pattern:30	
41	Tube type: Plain		Insert:None			Fin#: #/m		Material:SS 304		
42	Shell SS 304		ID 322,85		OD 332,37		mm		Shell cover -	
43	Channel or bonnet SS 304				Channel cover SS 304					
44	Tubesheet-stationary SS 304				Tubesheet-floating -					
45	Floating head cover -				Impingement protection None					
46	Baffle-cross SS 304		Type Single segmental		Cut(%d) 32,22		HoriSpacing: c/c 95,57 mm			
47	Baffle-long -		Seal Type			Inlet 89,22		mm		
48	Supports-tube U-bend		0		Type					
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'I')			
50	Expansion joint -				Type None					
51	RhoV2-Inlet nozzle 497		Bundle entrance 62		Bundle exit 61		kg/(m-s ²)			
52	Gaskets - Shell side -		Tube side			Flat Metal Jacket Fibe				
53	Floating head -									
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell 370,3		Filled with water 574,7		Bundle 161,5		kg			
56	Remarks									
57										
58										

- Api sheet pour l'échangeur a plaque

Plate Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:	Our Reference:			
4	Item No.:	Your Reference:			
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	CASE	HOT SIDE		COLD SIDE	
7	Fluid	wat proc		wat mer	
8	Total flow	kg/s	1,5098	1,5098	
9	Flow per PHE	kg/s	1,5098	1,5098	
10	Pressure drop (allow./calc.)	bar	0,10132 / 0,09831	0,10132 / 0,03844	
11	Velocity between plates	m/s	0,37	0,26	
12	Wall shear stress	N/m ²	31,57	12,18	
13	Fouling margin	%	0	0	
14	OPERATING DATA	INLET	OUTLET	INLET	OUTLET
15	Liquid flow	kg/s	1,5098	1,5098	1,5098
16	Vapor flow	kg/s	0	0	0
17	Operating temperature	°C	40	28	15 / 26,99
18	Operating pressure	bar	1,01325	0,91894	1,01325 / 0,97481
19	LIQUID PROPERTIES				
20	Density	kg/m ³	994,53	997,75	999,02 / 997,9
21	Specific heat	kJ/(kg-K)	4,188	4,191	4,195 / 4,191
22	Viscosity	mPa-s	0,8534	0,8388	1,161 / 0,8572
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	0,6198	0,6044	0,5889 / 0,6031
24	Surface tension	N/m	0,0696	0,0716	0,0735 / 0,0717
25	VAPOR PROPERTIES				
26	Density	kg/m ³			
27	Specific heat	kJ/(kg-K)			
28	Viscosity	mPa-s			
29	Thermal conductivity	W/(m-K)			
30	Relative molecular mass				
31	Dew point / bubble point	°C	/		
32	Latent heat	kJ/kg			
33	Critical pressure	bar	221,0597		
34	Critical temperature	°C	374,13		
35	Total heat exchanged	kW	75,9		
36	Overall coefficient (UA)	W/(m ² -K)	Clean condition:	2089	Service: 2089
37	LMTD / Effective MTD	°C	13,01	/	12,53
38	Heat transfer area	m ²	3,4		
39	Stream heat transfer coeff.	W/(m ² -K)	5473,6		3950,4
40	CONFIGURATION FOR EXCHANGER AND PLATE DETAILS				
41	Number of PHE in parallel	1	Heat transfer area/PHE	m ²	3,4
42	Number of passes, hot side	3	Heat transfer area/plate	m ²	0,12
43	Number of passes, cold side	2	Plate chevron angles(s)	Degrees	60
44	Number of plates per PHE	30	Nominal plate thickness	mm	0,6
45			Nominal plate gap	mm	2,85
46	Mass empty / full of water	kg	24,6 /		36,4
47	Remarks:				
48					
49					
50					