

MEMOIRE DE PROJET DE FIN D'ETUDES

Pour l'Obtention du

**Diplôme de Master Sciences et Techniques
Spécialité : Génie Mécanique et Productique**

Amélioration de la performance du système de récupération de chaleur

Présenté par :

Diris Iliass

Encadré par :

- El Hakimi Abdelhadi, Professeur département Génie Mécanique, FST Fès.
- Boukaddour Tarik, Encadrant de l'OCP Jorf Lasfar.

Effectué à : OCP El Jadida

Soutenu le : 17/06/2019

Le jury :

- Mr. El Khalfi Ahmed, FST Fès.
- Mr. Harras Bilal, FST Fès.

Année Universitaire : 2018-2019

DEDICACE

A ma mère

Source de confiance et d'amour inconditionnel, aucune dédicace ne sera à la hauteur de ses prières incessantes durant mon parcours scolaire pour ma réussite.

A mon père

Homme de valeurs et de principes dont la vie est synonyme d'amour et de sacrifice. Nul sentiment ne peut exprimer ma reconnaissance envers lui.

A mes frères et sœurs

Vous m'avez toujours encouragé, aidé et servi avec dévouement. J'en sauriez-vous exprimer par ces mots mon amour, mon attachement et mon affection.

A toute ma famille

Que ce travail soit l'aboutissement de votre soutien et de votre encouragement.

A tous mes amis

Que notre amitié dure pour toujours.

A mes Professeurs du département Génie Industriel

Qui m'ont soutenu et n'ont pas cessé de me transmettre leurs connaissances afin de consolider ma formation.

REMERCIEMENTS

Il m'est agréable de m'acquitter d'une dette de reconnaissance envers toutes les personnes qui m'ont soutenu et qui ont intervenus dans l'accomplissement de mon projet.

J'adresse mes sincères remerciements à mon encadrant de stage **Mr Boukaddour Tarik** Ingénieur, qui a été présent pour orienter et stimuler mes recherches avec beaucoup de patience et d'attention, et avec qui j'ai eu de fructueuses discussions au cours de mon stage,

Je profite de cette occasion pour exprimer mes plus vifs remerciements et sincères expressions de reconnaissance à **Mr. El Hakimi Abdelhadi** mon encadrant interne pour ses soutiens, conseils, propositions et orientations précieuses qu'il m'a réservé, et aussi pour ses encouragements considérables et la confiance qu'il m'a attribué tout au long de la période du stage.

Ma gratitude s'adresse aussi à l'ensemble du personnel de l'atelier sulfurique, cadres, employés et ouvriers Comme Mr Jaajaa, Yafidi, Drawat, Warrak, Dikr et Karmaji qui m'ont comblé de leurs bienveillances et amabilité, aussi à ceux ayant peu ou prou contribué à l'élaboration de ce présent projet.

Je tiens à remercier aussi tout le corps administratif du département « Génie Mécanique », option « Génie Mécanique et productique » à FSTF, pour leur soutien et leur encouragement pour que ce travail voit le jour.

Enfin merci à toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

RESUME

Le présent projet s'intéresse au diagnostic du système de récupération de chaleur HRS de l'atelier sulfurique du Maroc Phosphore III-IV situé au niveau du complexe industriel de Jorf Lasfar. Le Groupe OCP a investi dans ce système en vue de sécuriser son approvisionnement en vapeur moyenne pression, cependant, depuis sa mise en service il n'a jamais atteint la production nominale.

En vue de résoudre ce problème, un bilan de matière et d'énergie ont été effectués pour une meilleure définition des flux et des paramètres de procédé. Suite à la recherche des causes racines du problème, il s'est avéré que la cause principale est la réaction d'absorption s'effectuant au niveau de la tour HRS. Enfin des solutions ont été proposées pour assurer un flux de chaleur suffisant à la production de la vapeur MP.

La meilleure solution proposée pour avoir la production nominale est de changer le système de distribution d'acide par un système plus efficace.

Mots-clés : Récupération de chaleur HRS, Production de la vapeur, Acide sulfurique, Atelier sulfurique, Absorption, Système de distribution.

ABSTRACT

This project focuses on the diagnosis of the heat recovery system HRS in the Sulfuric & Utilities Workshop located at the Jorf Lasfar industrial complex. OCP Group has invested in this system in order to secure its supply of medium pressure steam, however, since its commissioning it has never reached the nominal output.

In order to solve this problem, a heat and material balance were made for a better definition of flows and process parameters. Following the search for root causes of the problem, it turned out that the main cause is the absorption reaction taking place at the HRS tower and finally there are some solutions that have been proposed to ensure adequate heat flow for steam production.

The best solution proposed to have the nominal production is to change the acid distribution system by a more efficient one.

Keywords : Heat recovery, Steam production, Sulfuric acid, Sulfuric workshop, Absorption, Distribution system.

Liste des Tableaux

Tableau 1 : Taux de conversion et température d'E/S de chaque couche de convertisseur.....	13
Tableau 2 : Données Générales	24
Tableau 3 : Débits à l'entrée et à la sortie du four	25
Tableau 4 : Débits au niveau du convertisseur	25
Tableau 5 : Débits au niveau de la tour HRS	26
Tableau 6 : Débits au niveau de la 4ième masse	26
Tableau 7 : Débits au niveau de la tour finale	26
Tableau 8 : Les pertes avant HRS et gain après HRS	28
Tableau 9 : Identification du problème par la méthode QQQCP	30
Tableau 10 : Récapitulatif du redimensionnement de la chaudière HRS	33
Tableau 11 : Table d'écart entre les paramètres réels et nominaux d'AS	34
Tableau 12 : Ecart entre la production nominale et réelle de la vapeur MP.....	34
Tableau 13 : Paramètres réels et nominaux - eau alimentaire	35
Tableau 14 : Identification du problème au niveau de la tour HRS	36
Tableau 15 : Identification des paramètres du problème.....	36
Tableau 16 : Paramètres réel et nominaux - acide d'arrosage	38
Tableau 17 : Echelle d'évaluation.....	50
Tableau 18 : Système de distribution à pulvérisation.....	51
Tableau 19 : Longueurs des downcomers	57
Tableau 20 : Coûts comparés des matériaux métalliques résistants à la corrosion	59
Tableau 21 : propriétés Inox 310-S	59
Tableau 22 : Résistance des plastiques aux différents acides.....	59
Tableau 23 : Retour sur investissement.....	62

Liste des figures

Figure 1 : Carte géographique des sites miniers du groupe OCP.....	3
--	---

Figure 2 : Chaîne de valeur de l’OCP	3
Figure 3 : Entités jorf lasfar.....	6
Figure 4 : Organigramme de la direction de production sulfurique et utilités.....	6
Figure 5 : Maquette de l’atelier sulfurique.....	7
Figure 6 : Grandes étapes de fabrication d’acide sulfurique	8
Figure 7 : Circuit acide/gaz/vapeur	8
Figure 8: Flow sheet de l’unité 11 de stockage du soufre	9
Figure 9 : Filtration et séchage de l’air	10
Figure 10 : Illustration de la combustion du soufre.....	10
Figure 11 : Chaudière de récupération de la chaleur de combustion.....	11
Figure 12 : Catalyseur à la base de pentoxyde de vanadium.....	11
Figure 13 : Flow Sheet de la zone conversion.....	12
Figure 14 : Les deux colonnes d’absorption intermédiaire et finale	13
Figure 15 : Tours d’absorption intermédiaire et finale.....	14
Figure 16 : Flow Sheet du circuit vapeur	16
Figure 17 : Circuit de refroidissement de l’acide sulfurique après absorption.....	16
Figure 18 : Unité de stockage de l’acide sulfurique.....	17
Figure 19 : Suppression de l’échangeur E07	20
Figure 20 : Suppression de la tour d’absorption intermédiaire	20
Figure 21 : Circuit d’acide dans le système HRS.....	20
Figure 22 : Circuit du gaz dans l’HRS	21
Figure 23 : Circuit de la vapeur dans l’HRS	21
Figure 24 : Chaudière de récupération de chaleur.....	32
Figure 25 : Illustration de la couche de garnissage	37
Figure 26 : Système de distribution actuel	39
Figure 27 : Tour HRS.....	40
Figure 28 : Diagramme ISHIKAWA dans notre cas.....	41
Figure 29 : Composants de la tour HRS	43
Figure 30 : Dimensionnement de la tour	44
Figure 31 : système existant	45
Figure 32 : Bouchage des canalisations	46
Figure 33 : Débordement.....	46
Figure 34 : Apparition des sulfates sur le système de distribution.....	47
Figure 35 : Système de distribution avec un niveau de débordement libre	48

Figure 36 : Système de distribution avec un trou de débordement à la base.....	48
Figure 37 : Système de distribution avec un trou de coté de débordement	49
Figure 38 : Système de distribution à barillets perforées	49
Figure 39 : Système de distribution à pulvérisation	49
Figure 40 : Dessin du nouveau système en perspective	52
Figure 41 : Dimension de la conduite d'alimentation et du collecteur.....	54

Table des matières

DEDICACE.....	ii
REMERCIEMENTS	iii

RESUME.....	iv
ABSTRACT	v
Liste des Abréviations.....	vi
Liste des Tableaux.....	vii
Liste des figures	vii
Introduction Générale.....	1
Chapitre 1 : Présentation de l'Entité d'accueil et description du procédé de fabrication de l'acide sulfurique H ₂ SO ₄	2
Introduction	2
I. Présentation du Groupe Office Chérifien des Phosphates.....	3
1. Activités du groupe OCP.....	3
2. Stratégies du Groupe Office Chérifien des Phosphates.....	4
II. Présentation du pôle chimie Jorf Lasfar	4
1. Pourquoi la création du site Jorf Lasfar.....	4
2. Maroc phosphore III-IV	5
3. Direction de l'unité Sulfurique et Utilités et Service d'accueil.....	6
III. Procédé de Monsanto à double absorption de production d'acide sulfurique.....	6
1. Unité de stockage du soufre	8
2. Combustion du soufre	9
3. Conversion de SO ₂ en SO ₃	11
4. Absorption du gaz SO ₃ et formation de H ₂ SO ₄	13
5. Production de la vapeur.....	15
6. Dilution et refroidissement de l'acide produit	16
Conclusion.....	17
Chapitre 2 : Cadrage du projet et Etude du système de récupération de la chaleur	18
Introduction	19
I. Modification et présentation de la nouvelle installation HRS.....	19
1. Modifications apportées à la ligne 01Y.....	19
II. Bilan de matière et d'énergie de la ligne 01Y avec HRS.....	22
1. Bilan de matière de la ligne 01Y	24
2. Bilan d'énergie de la ligne 01Y.....	26
Conclusion.....	28
Chapitre 3 : Analyse et recherche de la cause racine du problème	29
Introduction	30
I. Identification du problème	30
II. Recherche des causes racines du problème	31

Chapitre 1 : Présentation de l'Entité d'accueil et description du procédé de fabrication de l'acide sulfurique H_2SO_4

Introduction

Ce chapitre comprend une brève présentation d'Office Chérifien des Phosphates et du complexe Jorf Lasfar plus précisément, ses activités et ses positions géographiques. Ensuite, on

parlera de l'entité d'accueil, l'unité sulfurique et utilités, ses activités et la démarche à suivre pour produire l'acide sulfurique H_2SO_4 .

I. Présentation du Groupe Office Chérifien des Phosphates

L'OCP occupe une place particulière dans l'histoire industrielle du Maroc ; le groupe est le premier exportateur au monde de minerai, leader sur le marché de l'acide phosphorique et un acteur de poids dans les engrais solides.

Office Chérifien des Phosphates à sa création depuis 1920 a évolué sur le plan juridique, pour devenir en 2008 une société anonyme dénommée « OCP SA » dont le siège est à Casablanca. De quelques centaines de personnes à sa création, pour un chiffre d'affaires de 3 millions de Dollars US, OCP a réalisé un chiffre d'affaires de 4.9 milliards de Dollars US en 2014 et compte près de 23000 collaborateurs.

1. Activités du groupe OCP

Le programme industriel du groupe repose sur l'optimisation et le renforcement des activités sur la totalité de la chaîne de valeur, de l'extraction minière jusqu'à la commercialisation des engrais phosphatés.

Le groupe est présent dans cinq zones géographiques du pays dont trois sites d'exploitation minière Khouribga, Benguéir et Boucraâ, deux unités de transformation : Safi MP I-II, Jorf Lasfar MP II-IV, et 3 ports phosphatiers.



Figure 1 : Carte géographique des sites miniers du groupe

Le Groupe intervient sur tous les maillons de la chaîne de valeur dans l'industrie des phosphates, allant de l'extraction du minerai, la fabrication d'acide phosphorique, à la production des engrais, ainsi que le transport.

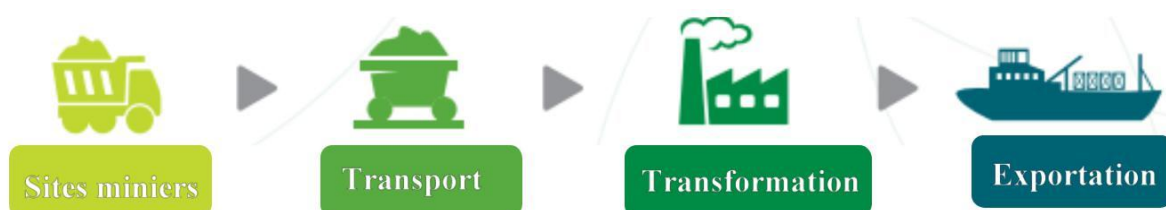


Figure 2 : Chaîne de valeur de l'OCP



2. Stratégies du Groupe Office Chérifien des Phosphates

Pour garder sa position sur le marché mondial et contribuer au développement durable du Maroc, le Groupe OCP fixe comme ambitions les objectifs stratégiques suivants :

☞ **Leadership**

L'OCP est une voix crédible dans l'univers du phosphate grâce à son leadership commercial et industriel et surtout grâce à ses engagements sociétaux.

☞ **Compétitivité**

Essentielle à son développement, la compétitivité de l'OCP repose sur sa flexibilité industrielle et la réduction des coûts.

☞ **Excellence industrielle**

Un programme d'investissement industriel de 120 milliards de dirhams dotera l'OCP d'ici 2020 les techniques les plus innovantes en matière d'extraction, de transformation et de transport du phosphate.

☞ **Capital humain**

Les quelques 20 000 collaborateurs du groupe OCP font sa première richesse.

☞ **Préserver l'environnement**

Outre l'adoption de techniques industrielles respectueuses de l'environnement, l'OCP s'est doté de stratégies ambitieuses en matière d'efficacité énergétique et de sauvegarde des ressources hydriques.

☞ **Soutenir l'agriculture marocaine**

Outre une carte de fertilité des sols, l'OCP a créé un fonds d'investissement destiné à financer des projets agricoles innovants.

☞ **Développer l'écosystème du groupe**

Aux yeux de l'OCP, le renforcement des liens avec son écosystème est un facteur clé de succès. Promouvoir les forces vives locales, développer leur savoir-faire, renforcer l'attractivité des régions d'activités de l'OCP.

II. Présentation du pôle chimie Jorf Lasfar

1. Pourquoi la création du site Jorf Lasfar

L'idée de la création du Pôle Chimie Jorf Lasfar est venue dans le cadre de la stratégie d'extension adoptée par le groupe OCP, en vue de doubler la capacité de valorisation des phosphates.

Situé sur le littoral atlantique, à 20 km au sud-ouest d'El Jadida, le complexe industriel de Jorf Lasfar a démarré sa production en 1986. Le site a été choisi pour ses multiples avantages :

- Proximité des Zones phosphatés de Khouribga, Youssoufia et Benguerir ;
- La présence de fonds marins importants permettant la construction en eau profonde ;
- L'existence d'un réseau de communication développé et facilité de raccordement du site au réseau ferroviaire ;
- Les possibilités offertes en matière d'approvisionnement en eau de mer et en eau douce ;
- Les larges potentialités en terrain pouvant accueillir d'importantes installations industrielles et urbaines.

2. Maroc phosphore III-IV

Après le complexe industriel MAROC PHOSPHORE I et II à Safi, le groupe OCP a décidé de réaliser le complexe industriel MAROC PHOSPHORE III et IV à Jorf Lasfar pour doubler sa capacité de valorisation des phosphates. Ce complexe qui a démarré en 1986, permet de produire annuellement :

- 1,7 Millions de tonnes P_2O_5 d'acide phosphorique ;
- 1,8 Millions de tonne équivalente DAP.

Cette production nécessite la transformation d'environ :

- 6,5 millions de tonnes de phosphates extraites des gisements de Khouribga ;
- 0,41 Millions de tonnes d'ammoniac ;
- 1,8 Millions tonnes de soufre ;
- 16,5 Millions m^3 d'eau de procédé ;
- 650 Millions m^3 d'eau de mer.

L'apport énergétique nécessaire à cette transformation est fournie par trois groupes turboalternateur de 37,4 MW chacun, fonctionnant au moyen de la vapeur haute pression produite par la chaleur dégagée lors de la combustion du soufre au niveau de l'atelier sulfurique.

Le complexe MP III-IV dispose de plusieurs ateliers qui fonctionnent en série : ils sont liés entre eux, et leur interaction est représentée sur la figure suivante :

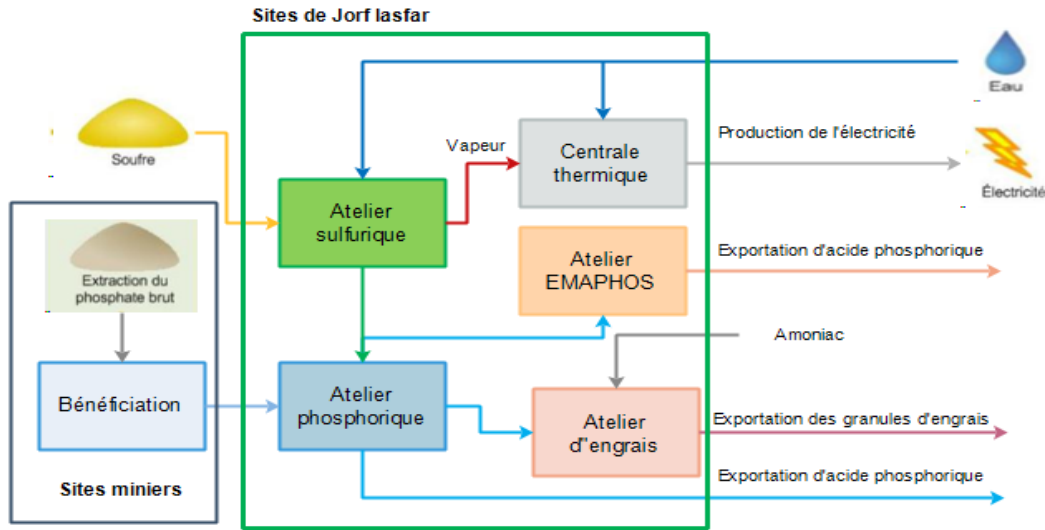


Figure 3 : Entités jorf lasfar

3. Direction de l'unité Sulfurique et Utilités et Service d'accueil

L'organigramme de la direction est illustré ci-dessous :

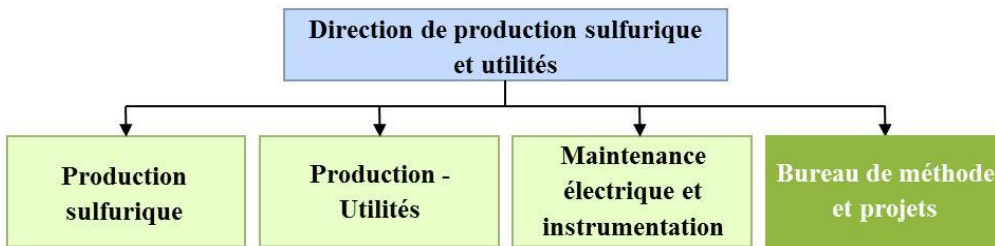


Figure 4 : Organigramme de la direction de production sulfurique et utilités

Le stage s'est déroulé au sein de l'OIJ/S : Le service « Bureau de méthode et projets ».

Ce service est chargé de l'exécution de prestations demandées par les services de production des ateliers cités, aussi il assure l'interface entre la production et la maintenance mécanique moyennement le bureau de méthodes.

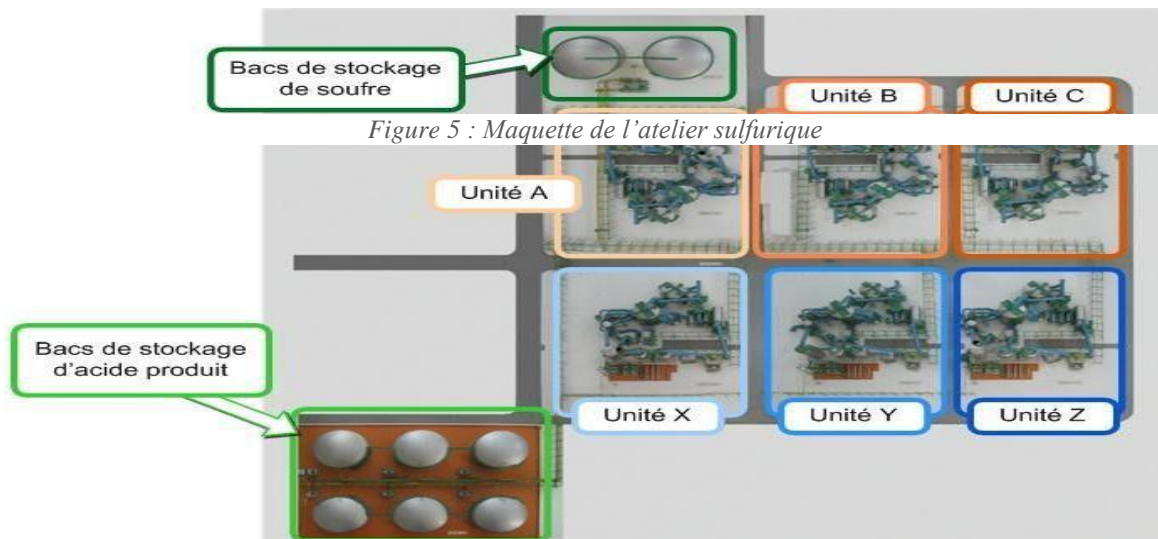
III. Procédé de Monsanto à double absorption de production d'acide sulfurique

L'atelier sulfurique de Maroc Phosphore **III & IV** a pour objectif de réaliser une production annuelle de **5803500** TMH d'acide sulfurique avec une concentration de **98,5%**, et une production annuelle de **1270200** tonnes de la vapeur HP, en exploitant six lignes identiques selon le procédé MONSANTO à double absorption, chacune est d'une capacité unitaire journalière de **2650** TMH.

- 6 lignes de production d'acide sulfurique : A, B, C, X, Y et Z ;
- 2 bacs de stockage du soufre liquide filtré ;
- 6 bacs de stockage d'acide sulfurique produit.

Le procédé de fabrication d'acide sulfurique est basé sur les trois grandes étapes suivantes :

- La combustion du soufre dans le four ;
- La conversion de SO_2 en SO_3 dans le convertisseur ;
- L'absorption de SO_3 dans les tours d'absorption.



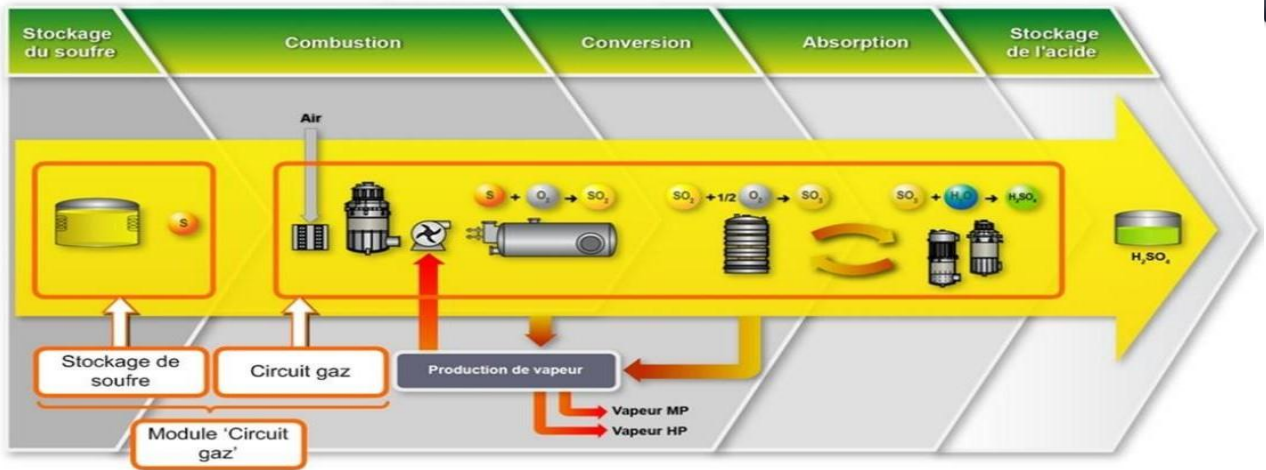


Figure 6 : Grandes étapes de fabrication d'acide sulfurique

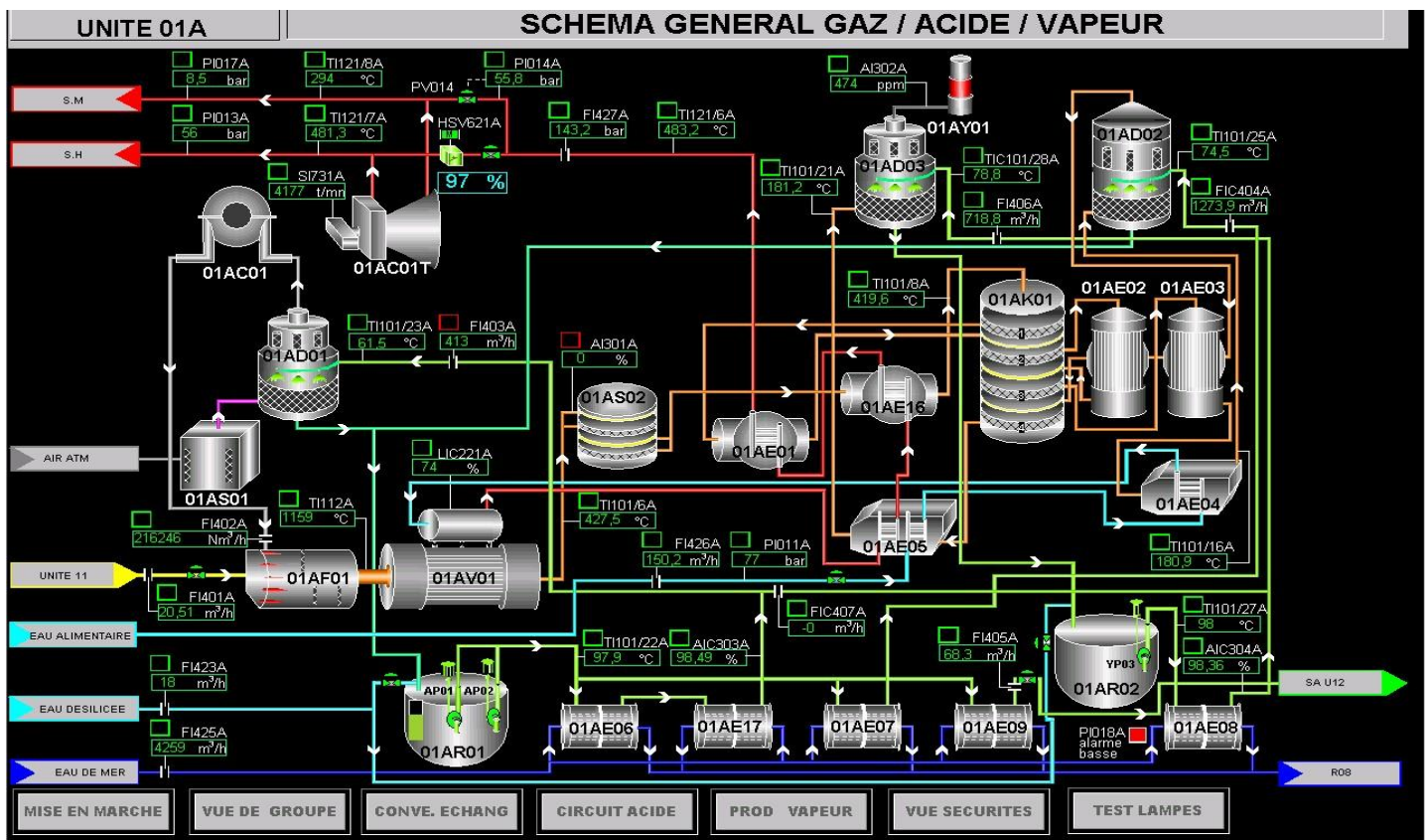


Figure 7 : Circuit acide/gaz/vapeur

1. Unité de stockage du soufre

Souvent très pur et facilement purifiable, le soufre élémentaire est la matière de départ la plus simple. De ce fait, l'industrie de l'acide sulfurique repose sur le soufre. On le récupère aussi de certains gaz naturels qui contiennent de l'hydrogène sulfuré H₂S. La qualité du soufre et le mode de transformation ultérieure du gaz sulfureux décident le choix du procédé. Ce procédé emploie comme matière première le soufre élémentaire, d'une pureté de 99,5%, livré à

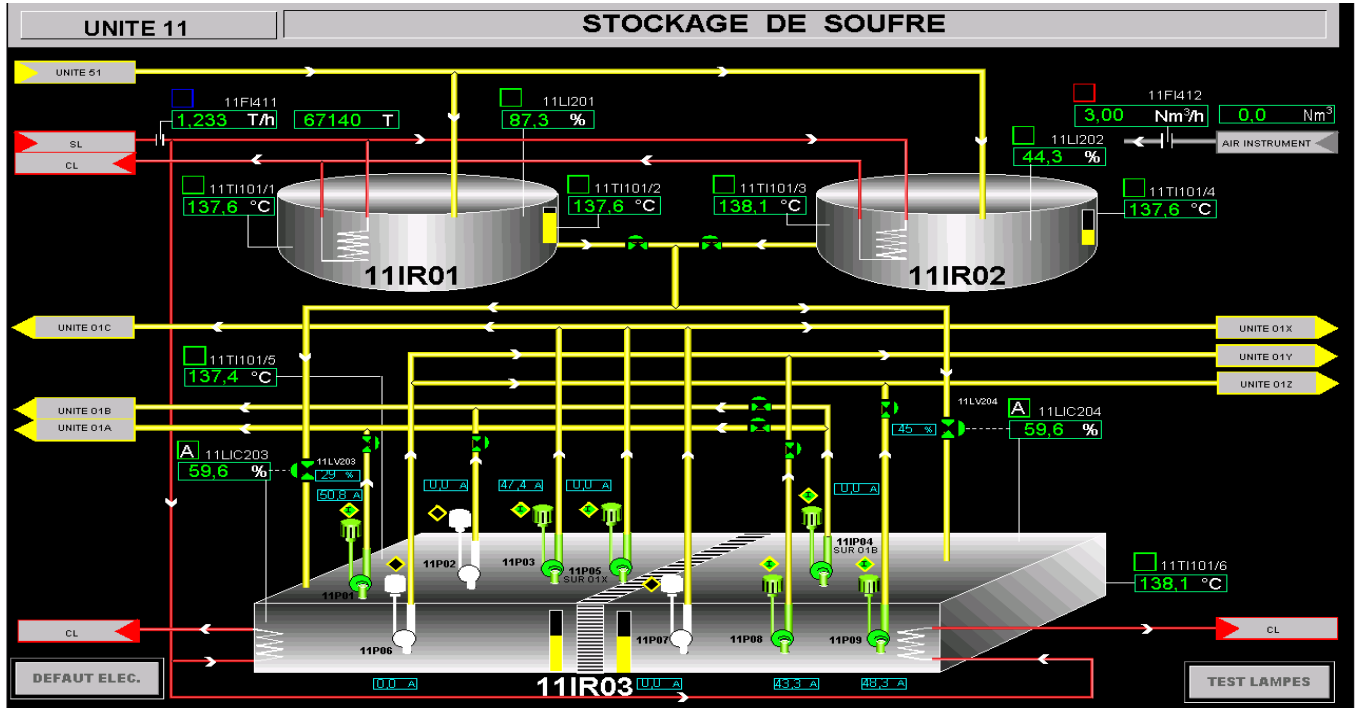


Figure 8: Flow sheet de l'unité 11 de stockage du soufre

l'usine en morceaux transformés en soufre liquide dans l'unité de fusion et filtration au port.

Ce liquide est stocké dans des bacs de grande capacité 15000 T. L'alimentation de l'atelier se fait par des pompes antiacides immergées dans les bacs.

Le soufre est acheminé vers une fosse par gravité à l'aide d'une vanne régulatrice du niveau, cette fosse est alimentée par 9 pompes, une pompe pour chaque ligne de production d'acide et une pompe de réserve pour chaque deux lignes.

La circulation du produit à travers toute l'installation est assurée par des conduites calorifugées et entourées par la vapeur basse pression pour garder les propriétés physiques du liquide à une température de 130°C à 140°C.

2. Combustion du soufre

La combustion du soufre produit une grande quantité de chaleur qui fait augmenter la température des gaz. Avant son entrée au four, l'air entre dans un filtre pour éliminer les impuretés, puis il subit d'un simple chauffage à l'aide d'acide sulfurique dans une tour de

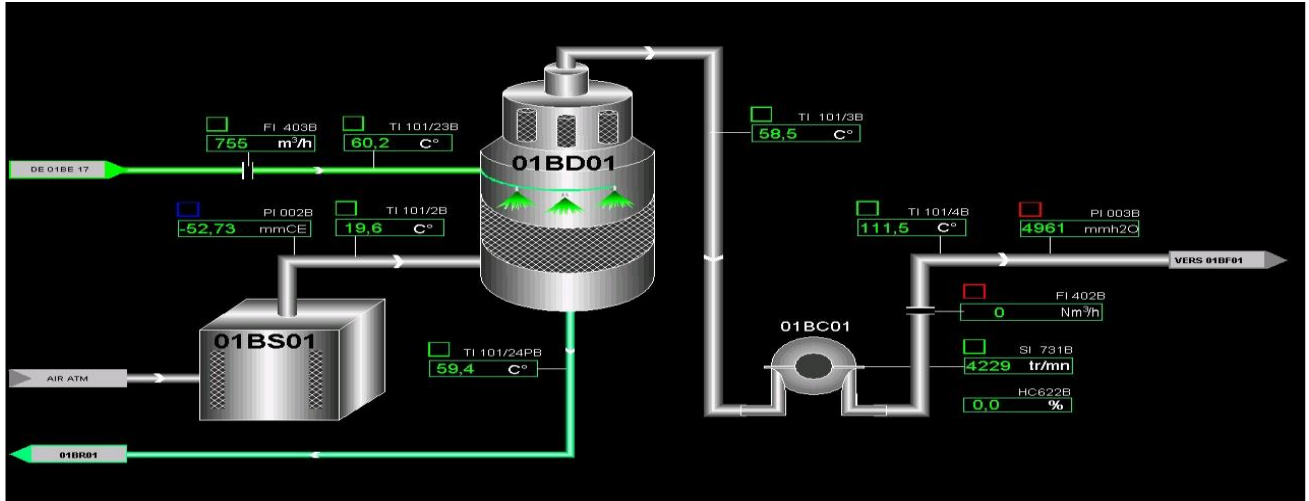


Figure 9 : Filtration et séchage de l'air

séchage pour éliminer l'humidité et enfin, il est aspiré par une turbosoufflante vers le four de combustion.

Le soufre liquide est pompé de la fosse vers le four de combustion dans lequel il dépasse sa température d'inflammation de 400°C où il brûle avec un excès d'air pour former l'anhydride sulfureux. La réaction qui se produit à l'intérieur est la suivante :

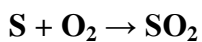
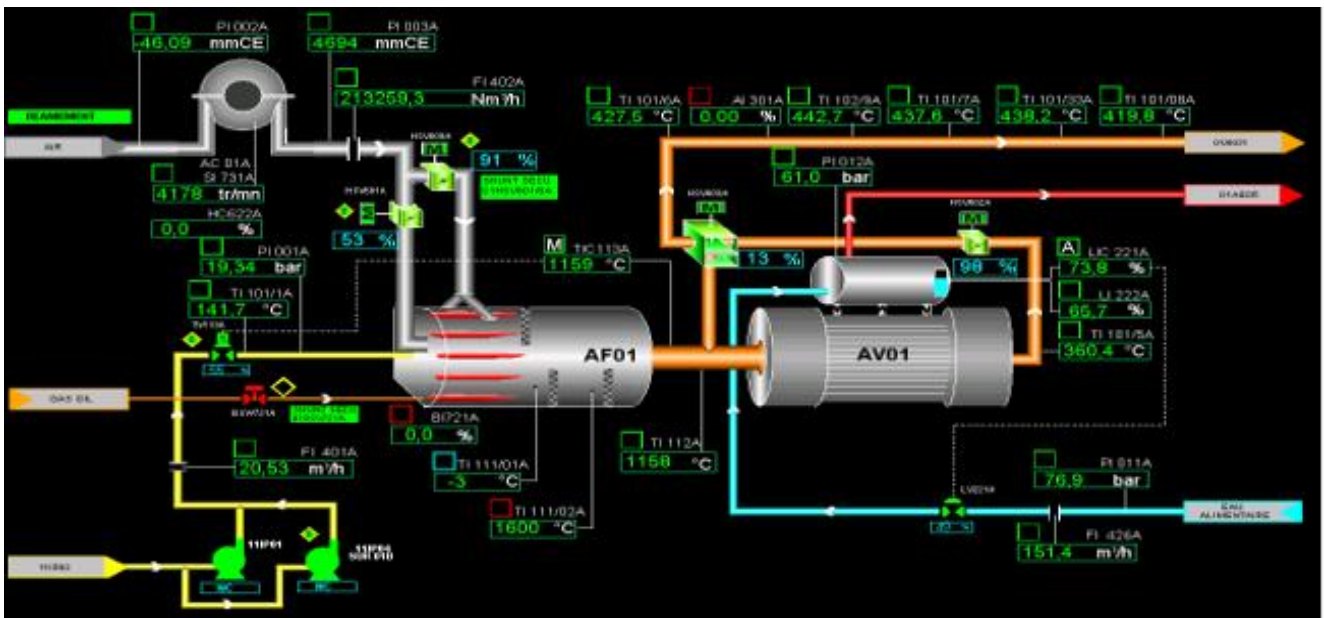


Figure 10 : Illustration de la combustion du soufre



Le soufre liquide est introduit dans le four à l'aide de 5 injecteurs. La température de combustion est entre 1100 et 1175°C.

La température des gaz SO₂ à la sortie du four est plus élevée que la température nécessaire pour l'étape de conversion 420°C, pour cela, les gaz sont refroidis dans une chaudière de

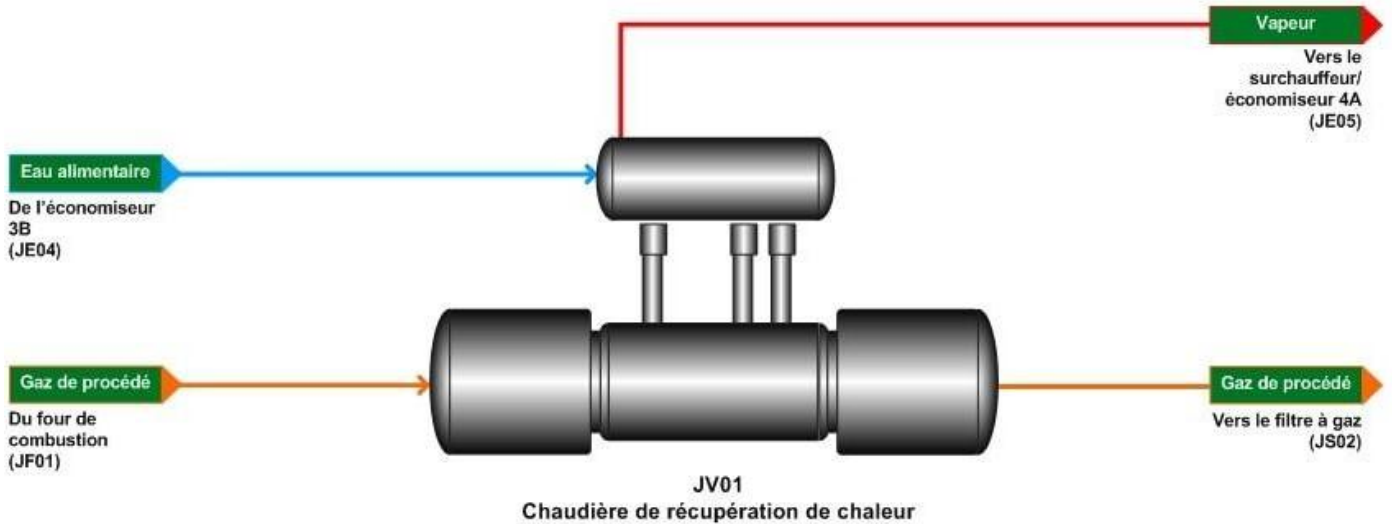
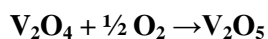
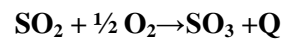
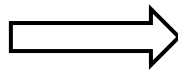
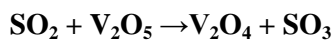


Figure 11 : Chaudière de récupération de la chaleur de combustion récupération de chaleur.

3. Conversion de SO₂ en SO₃

Le gaz sortant de la chaudière passe par un filtre à gaz contenant des gallés pour retenir les cendres contenues dans le soufre. Les gaz arrivent à la première couche du convertisseur où le catalyseur oxyde de vanadium est nécessaire pour activer la cinétique de la conversion du SO₂ en SO₃.



Dans la seconde phase du procédé, le SO_2 se combine rapidement en présence du catalyseur avec l'oxygène restant pour former du SO_3 mais à une température plus basse que celle au moment où il a quitté le four. C'est pourquoi il est nécessaire de refroidir le produit à la

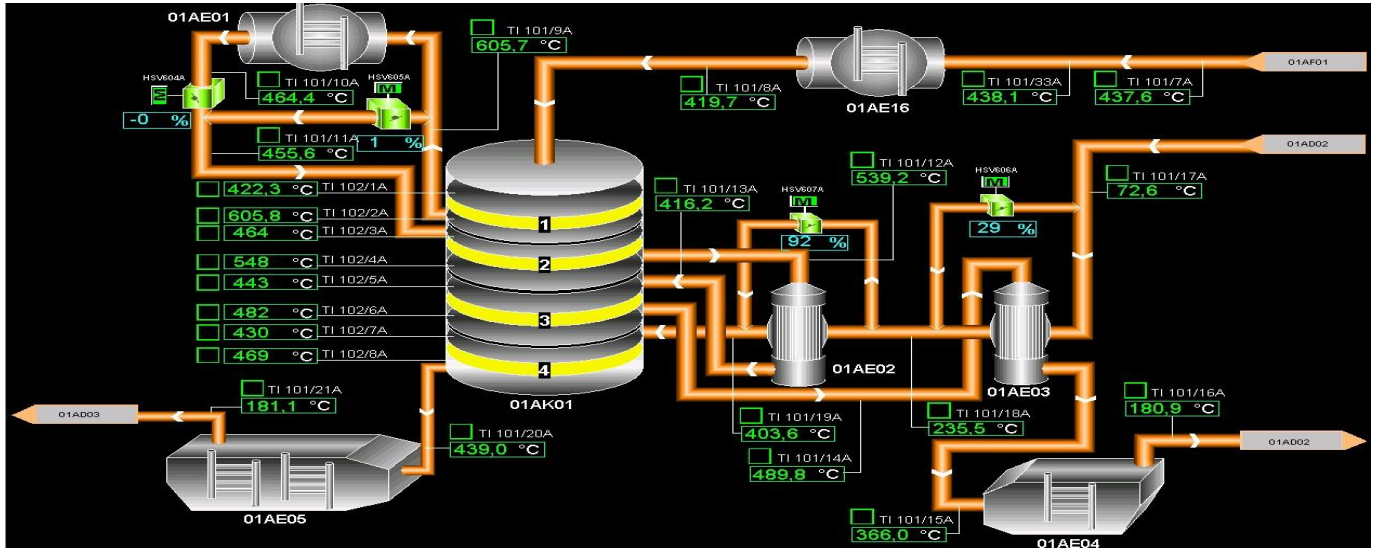


Figure 13 : Flow Sheet de la zone conversion

sortie, dans la chaudière de récupération.

Après la première couche, le gaz est refroidi dans le surchauffeur de vapeur E01 où la vapeur est surchauffée par exposition aux gaz chauds. La température des gaz à l'entrée de la 2^{ème} masse catalytique est contrôlée par le by-pass des gaz autour de cette surchauffeur.

Les gaz sont refroidis à l'intérieur des tubes d'un échangeur gaz/gaz E02 afin d'augmenter le rendement de conversion de la 3^{ème} masse catalytique dont la température d'entrée est contrôlée par by-pass coté calandre des gaz de refroidissement.

Le gaz traversant la 3^{ème} masse catalytique est également refroidi dans un échangeur gaz/gaz E03 et dans un économiseur E04 traversé coté tube par de l'eau alimentaire. La température des gaz est contrôlée par by-pass de l'eau alimentaire. Ensuite, les gaz sont envoyés vers la tour d'absorption intermédiaire où SO_3 sera absorbé.

Le SO_2 restant retourne vers le convertisseur pour se transformer dans la 4^{ème} masse. Puis, il est envoyé vers la tour finale pour être absorbé.

Dans chaque lit catalytique, on a un taux de conversion de SO_2 en SO_3 qui dépend de la température d'entrée des gaz.

Taux de conversion de SO ₂ en SO ₃			
Cauche catalytique	Taux de conversion	Température d'entrée	Température de sortie
1	52,5	420	605
2	82,5	454	545
3	93,5	449	484
4	99,5	425	455

Tableau 1 : Taux de conversion et température d'E/S de chaque couche de convertisseur

4. Absorption du gaz SO₃ et formation de H₂SO₄

Le SO₃ ne se combine pas directement avec l'eau mais se combine en milieu acide par



Figure 14 : Les deux colonnes d'absorption intermédiaire et finale

absorption dans l'acide sulfurique à 98,5%.

L'opération d'absorption a lieu dans deux tours d'absorption, la première phase ayant lieu après la 3^{ème} masse du convertisseur. Cette phase est nommée absorption intermédiaire . Le fait de retirer le SO₃ du gaz avant qu'il retourne vers la quatrième couche de la conversion déplace l'équilibre réactionnel de la conversion et permet d'obtenir le meilleur rendement global.

Environ 93% de SO₂ passant par les trois premières couches du catalyseur sont convertis en SO₃ et absorbés dans la tour intermédiaire. Les 7 % restant sont absorbés dans la tour finale

après conversion dans la 4^{ème} couche du convertisseur.

La température de l'acide à la sortie de la tour augmente suite à l'apport de chaleur sensible du gaz et de la chaleur de formation de H₂SO₄. L'acide de circulation dans les tours de séchage et d'absorption intermédiaire est récupéré dans un bac de circulation R01.

Le gaz à la sortie de la tour intermédiaire, refroidi et contenant le dioxyde de soufre SO₂ non converti passe à travers l'échangeur gaz/gaz E03 et l'échangeur gaz/ gaz E02 pour être réchauffé pour atteindre la température d'activation du catalyseur de la 4^{ème} masse catalytique.

La température d'entrée de la 4^{ème} masse est contrôlée par le by-pass coté calandre des 2 échangeurs gaz/gaz. Le gaz complètement converti passe alors dans un économiseur surchauffeur E05 où il est refroidi respectivement par la vapeur sortie chaudière et par l'eau alimentaire. Le by-pass de l'eau alimentaire permet de régler la température des gaz à la sortie.

Le gaz traverse ensuite la tour finale pour compléter l'absorption de SO₃ converti dans la 4^{ème} masse avant de s'échapper par la cheminée.

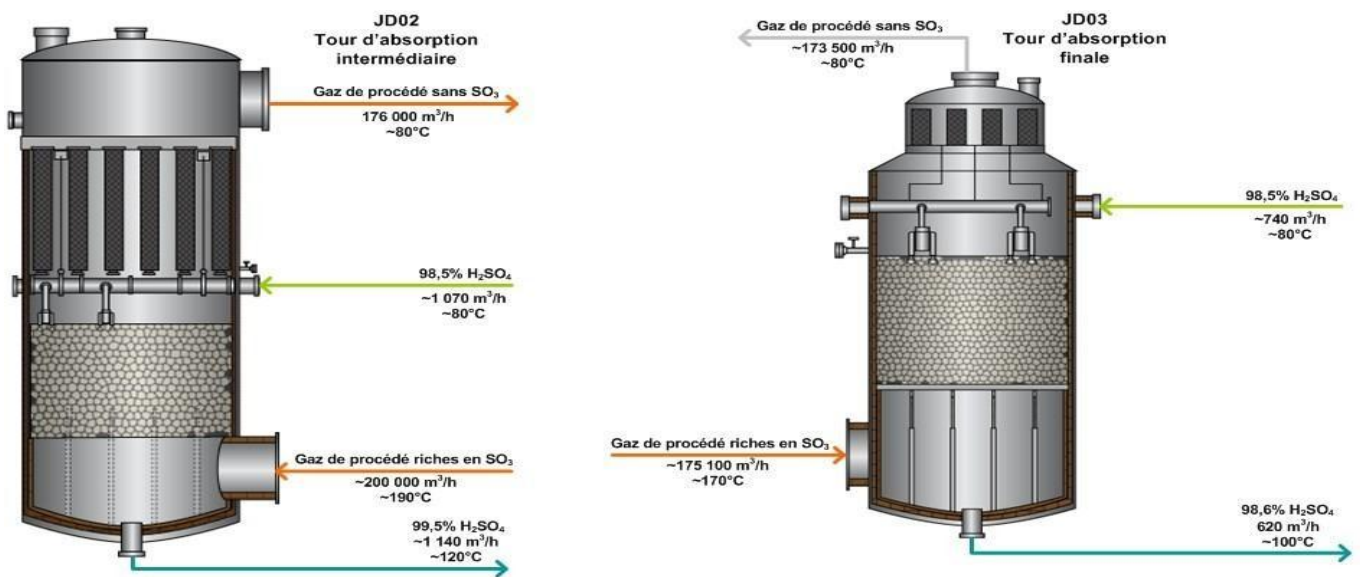


Figure 15 : Tours d'absorption intermédiaire et finale

5. Production de la vapeur

L'énergie utile se traduit par la production de la vapeur, celle-ci se fait principalement dans la chaudière qui est conçue pour récupérer l'énergie des gaz chauds produit au niveau du four, ou il est refroidi d'une température qui est entre 950-1175°C à une température de 430°C.

Le gaz SO₂ alimente les tubes de la chaudière de récupération de chaleur V01, tandis que l'eau alimentaire avant qu'il alimente la calandre de la chaudière, il est préchauffé dans un premier temps dans la centrale avec une température de 100 à 120°C, puis il passe dans l'économiseur-surchauffeur E05, et dans l'économiseur E04 afin d'atteindre une température qui est entre 220 et 240°C.

La vapeur produite au niveau de la chaudière est une vapeur saturée, en raison des conditions de marche des turboalternateurs au niveau de la centrale et aussi de la turbosoufflante qui nécessite une vapeur surchauffée. La vapeur saturée est surchauffée successivement dans l'économiseur-surchauffeur E05, et dans les surchauffeurs E16 et E01 afin d'atteindre une température qui varie entre 475 à 500°C avec une pression de 58 à 60 bars.

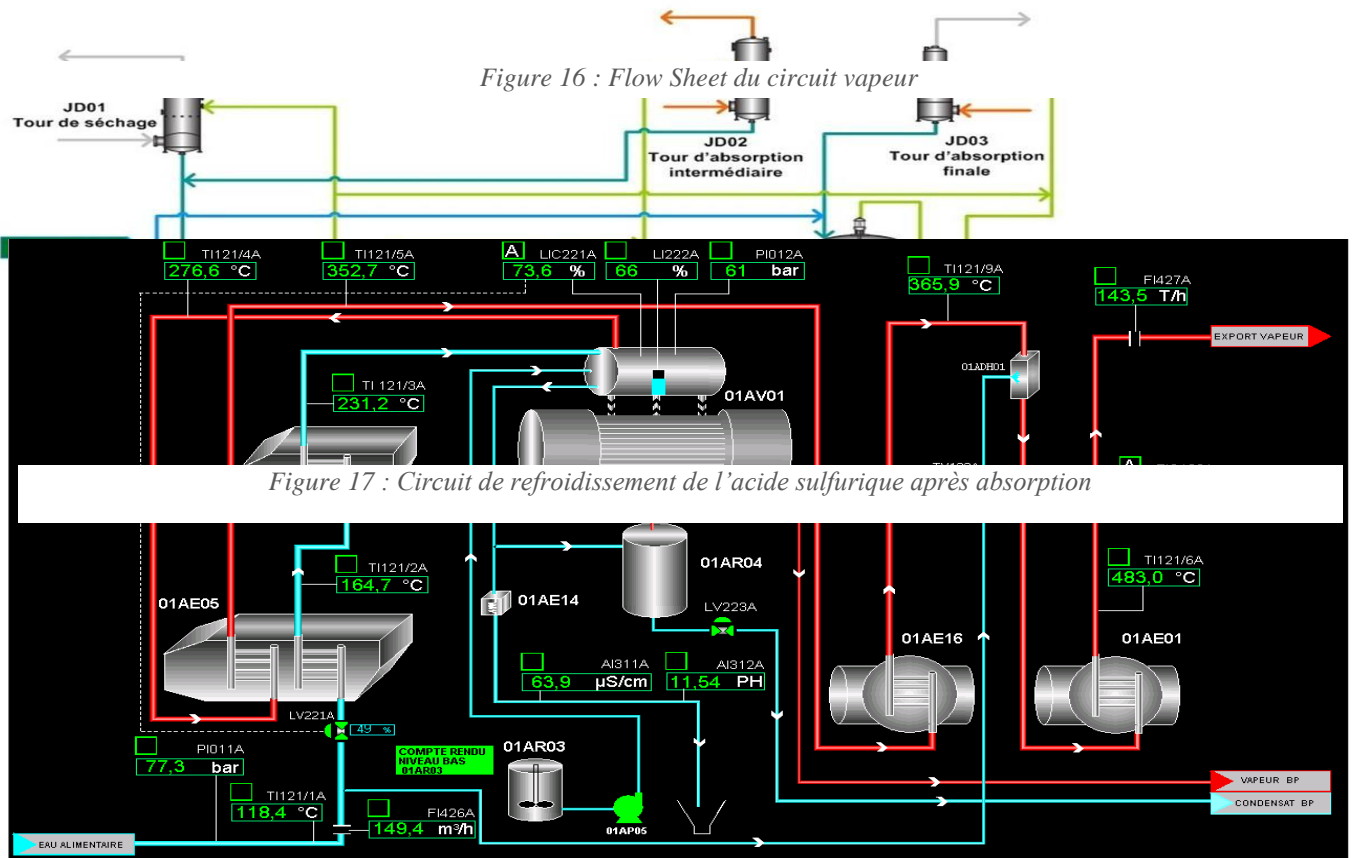
Une partie de la vapeur surchauffée à haute pression HP sortant du surchauffeur E01 est utilisée pour entraîner la turbine de la turbosoufflante C01T qui alimente l'air au four de combustion. En passant par la turbine, cette vapeur HP est transformée en vapeur moyenne pression MP de 9,3 bars et elle est acheminée vers collecteur de vapeur MP dans la centrale thermique. Le surplus de la vapeur à haute pression est dirigé vers collecteur de vapeur HP de la centrale thermique.

Le circuit de la vapeur dans unité sulfurique est représenté sur la figure ci-dessous :

6. Dilution et refroidissement de l'acide produit

Dans les bacs de circulation R01 et R02, la concentration est ajustée par l'addition de l'eau de dilution pour garder une concentration proche que possible de 98,5%, l'acide est ensuite pompé vers les refroidisseurs.

Les deux bacs de circulation sont liés et par régulation de niveau le surplus d'acide produit est refroidi dans un refroidisseur de production E09. Tous les refroidisseurs sont refroidis à l'eau de mer côté tube à contre-courant avec l'acide sulfurique sauf le E17 qui va vers la tour de



séchage.

Le circuit de refroidissement d'acide est donné dans la figure suivante :

Le surplus d'acide est envoyé vers les six bacs de stockage après son refroidissement à travers l'échangeur de chaleur E09.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'avoir une idée sur l'organisme d'accueil, ainsi il nous a donné une description détaillée du procédé de fabrication d'acide sulfurique.

Dans le chapitre suivant, nous étudions le système de récupération de la chaleur HRS, ses composants et nous identifions la non-conformité rencontrée après sa mise en service.

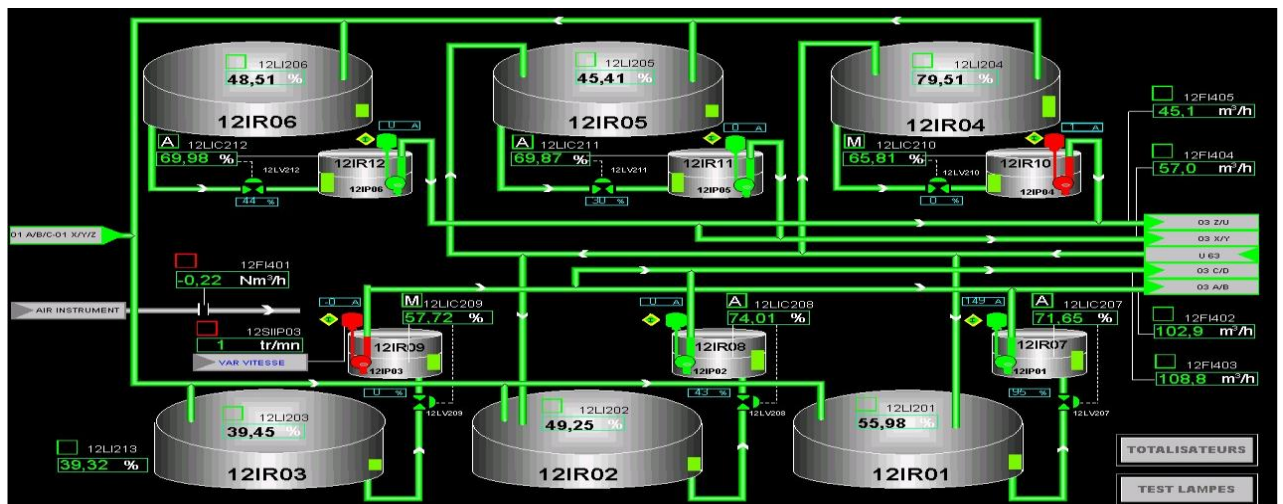


Figure 18 : Unité de stockage de l'acide sulfurique

Chapitre 2 : Cadrage du projet et Etude du système de récupération de la chaleur

Introduction

Ce chapitre traitera le nouveau système de récupération de la chaleur HRS ; son fonctionnement, ses composants et l'évaluation des bilans de matière et d'énergie après son installation au niveau de la ligne 01Y et 01C.

Ensuite, on va basculer vers la recherche des causes racines de notre problématique, en utilisant les outils de gestion de la qualité.

I. Modification et présentation de la nouvelle installation HRS

La fonction du système de récupération de la chaleur HRS est de récupérer la chaleur produite lors de la conversion du SO_3 produit dans les trois premières masses du convertisseur, en acide sulfurique. La chaleur produite provient de la chaleur de formation, la chaleur de dilution et la chaleur sensible associée au gaz quittant l'économiseur E04.

1. Modifications apportées à la ligne 01Y

Les usines existantes ont été construites par Mitsui, avec une capacité évaluée de 2300 TMH, et plus tard ont été modifiées pour avoir une capacité de 2650 TMH. Les additions suivantes ont été apportées à l'unité 01Y pendant l'addition du système de récupération de la chaleur :

- Remplacer la tour d'absorption intermédiaire avec une tour d'absorption à deux étages, avec réservoir de pompage adjacent, pompe de circulation, et des éliminateurs de brumes ;
- Ajouter une chaudière, un réacteur de dilution, un préchauffeur ;
- Ajouter trois pompes d'alimentation d'eau à la chaudière HRS, et un dégazeur à l'usine pour fournir de l'eau d'alimentation de chaudière aux deux systèmes HRS ;
- Tuyauterie d'acide et du système HRS.

Un refroidisseur d'eau de mer à supprimer

La tour d'absorption intermédiaire à supprimer

La tour d'absorption



Fès -
5 60 82

• **Circuit gaz**

Le circuit gaz ne subit aucun changement avec l'addition du système HRS, le principe d'absorption de SO_3 dans la tour HRS est le même que celui dans la tour d'absorption intermédiaire, donc le débit de SO_3 à l'entrée et à la sortie de cette dernière sera adapté à la nouvelle tour HRS.

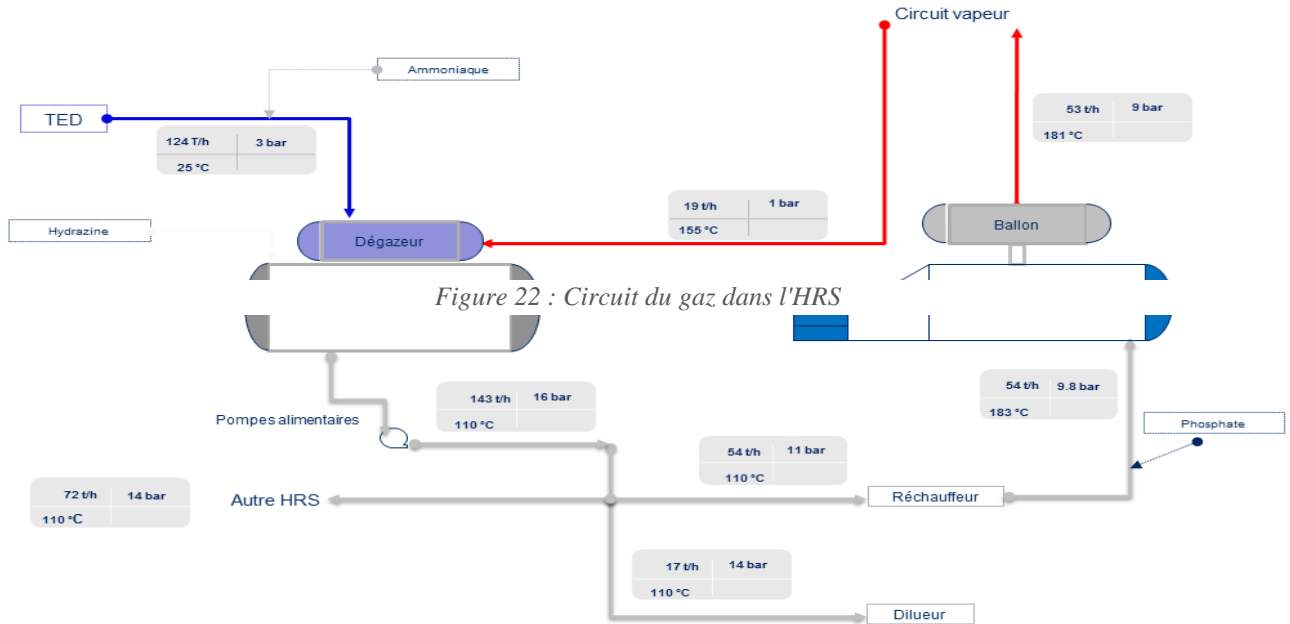
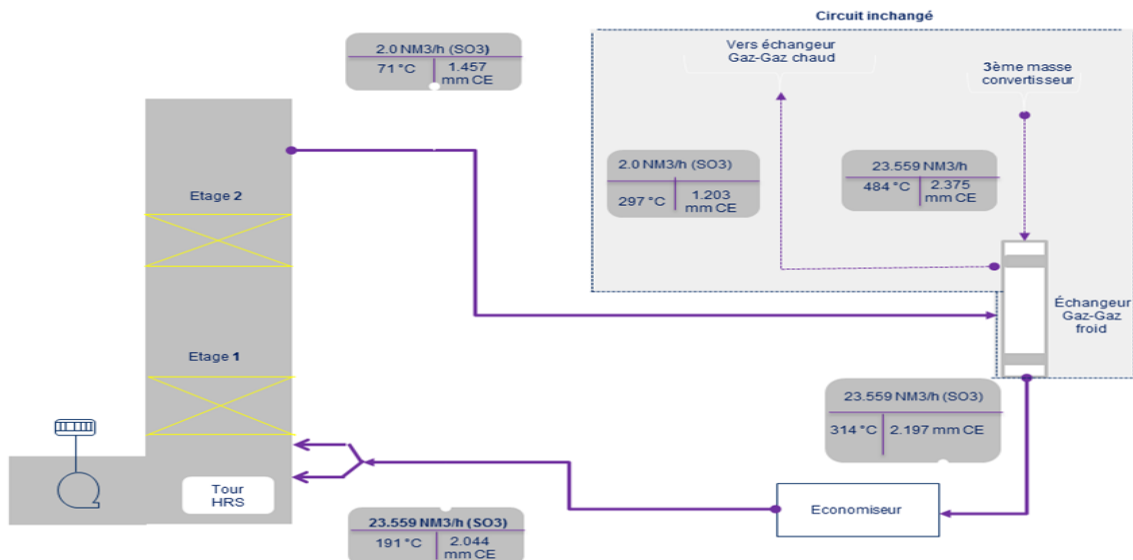


Figure 23 : Circuit de la vapeur dans l'HRS



• **Circuit vapeur**

La bêche alimentaire assure l'alimentation de la chaudière HRS par l'eau traitée à l'aide d'un dégazeur conçu pour réduire le taux d'oxygène et d'anhydride carbonique en les dépouillant par l'écoulement de vapeur.

Avant d'arrivée à la chaudière, l'eau alimentaire passe par le préchauffeur HRS acide/eau, pour que sa température augmente. Une autre quantité d'eau alimente est utilisée dans le réacteur de dilution d'acide produit afin de baisser sa concentration avant d'entrée au 2^{ème} étage de la tour HRS.

La vapeur utilisée dans le dégazeur est soustraite de la vapeur MP produite par la chaudière HRS à un débit de 19 t/h pour deux installations HRS, le reste de la vapeur MP produite va vers la centrale thermique qui l'envoie par la suite au consommateur de la vapeur MP.

II. Bilan de matière et d'énergie de la ligne 01Y avec HRS

Toute recherche des conditions de bon fonctionnement ou des anomalies nécessite une définition des flux au sein du système. Raison pour laquelle il s'est avéré indispensable d'effectuer des calculs de bilan énergétique après la réalisation du bilan de matière.

Un bilan de matière ou d'énergie appliqué sur un processus global permettra de déterminer les quantités de matière nécessaires pour pouvoir fabriquer des produits avec des caractéristiques bien spécifiées.

L'équation générale de conservation d'un processus peut être écrite comme suit :

$$\textit{Sortie} = \textit{Entrée} + \textit{Génération} - \textit{Consommation} - \textit{Accumulation}$$

1. Bilan de matière de la ligne 01Y

1.1 Etude théorique du bilan de matière

Le débit est la quantité de matière qui passe à chaque unité de temps à travers une section. Donc pour déterminer les débits des différents composants du processus de production de l'acide sulfurique, on aura besoin des équations suivantes :

- Si une masse **m** de fluide traverse une section pendant un intervalle de temps **t**, on pourra

calculer le débit massique Q_m en Kg/s. $Q_m = \frac{m}{t}$

- Si un volume **V** franchit une section pendant l'intervalle de temps **t**, on calculera le débit

volumique Q_v en m³/s. $Q_v = \frac{V}{t}$

1.2. Débits des différents composants

Pour déterminer le rendement réel de la ligne 01Y, on a procédé aux relevées de la consommation journalière donnée par les compteurs au niveau de soufre consommé et celui d'acide sulfurique produit.

Pour calculer le bilan de matière nous avons collecté les données de base suivantes :

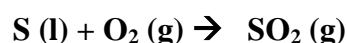
	masse volumique Kg/m ³	masse molaire g/mole
S	1790,00	32,00
SO ₃	3,58	80,00
SO ₂	2,86	64,00
H ₂ SO ₄	1825,00	98,00
O ₂	1,43	32,00
N ₂	1,19	28,00
H ₂ O	1000,00	18,00

	H ₂ SO ₄
Débit massique(kg/h)	110416,67
Débit volumique(m ³ /h)	60,50
Débit molaire(kmol/h)	1126,70
Production journalière en T/J	2650,00

Tableau 2 : Données Générales

a. Débits au niveau du four

La réaction de combustion est :



- Le débit molaire de H₂SO₄ à 100%

$$F(S) = F(\text{H}_2\text{SO}_4, 100\%) = \frac{Q(\text{H}_2\text{SO}_4)}{M(\text{H}_2\text{SO}_4)} = \frac{2650 \cdot 10^6}{98 \cdot 24 \cdot 0.985 \cdot 0.995} = 1149.61 \text{ Kmol/h}$$

	Entrée			four	Sortie			rendement(%)	taux de SO2(%)
	S	O2	N2		SO2	O2	N2		
Débit massique(kg/h)	36787,41	36787,41	200620,61		73574,82	27478,05	200620,61	100,00	12,00
Débit volumique(m3/h)	20,55	25761,49	169300,10		25716,47	19242,33	169300,10		
Débit molaire(kmol/h)	1149,61	1149,61	7165,02		1149,61	858,69	7165,02		

Tableau 3 : Débits à l'entrée et à la sortie du four

b. Débits au niveau de la 1^{ère} masse du convertisseur

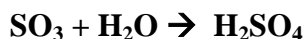
La réaction de conversion est : $\text{SO}_2(\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{SO}_3(\text{g})$

	CONVERTISSEUR								
	Entrée			1 ^{ère} masse	Sortie				Tx. Conversion(%)
	SO2	O2	N2		SO2	SO3	O2	N2	
Débit massique(kg/h)	73574,82	27478,05	200620,61		34948,04	48283,48	17821,35	200620,61	52,50
Débit volumique(m3/h)	25716,47	19242,33	169300,10		12215,32	13487,00	12479,94	169300,10	
Débit molaire(kmol/h)	1149,61	858,69	7165,02		546,06	603,54	556,92	7165,02	
				2 ^{ième} masse					82,50
Débit massique(kg/h)	34948,04	17821,35	200620,61		12875,59	75874,04	12303,24	200620,61	
Débit volumique(m3/h)	12215,32	12479,94	169300,10		4500,38	21193,86	8615,72	169300,10	
Débit molaire(kmol/h)	546,06	556,92	7165,02	201,18	948,43	384,48	7165,02		
				3 ^{ième} masse					93,50
Débit massique(kg/h)	12875,59	12303,24	200620,61		4782,36	85990,57	10279,93	200620,61	
Débit volumique(m3/h)	4500,38	8615,72	169300,10		1671,57	24019,71	7198,83	169300,10	
Débit molaire(kmol/h)	201,18	384,48	7165,02	74,72	1074,88	321,25	7165,02		

Tableau 4 : Débits au niveau du convertisseur

c. Débits au niveau de la tour HRS

La réaction d'absorption est :



TOUR HRS								
Entrée				1er étage HRS	Sortie		concentration(%)	
sortie de 3eme masse	H2SO4 "1"	H2O	H2SO4(produit)		H2O	H2SO4 "1"	acide total	
Débit massique(kg/h)		3011250,00	28004,63		105338,45	421,35	99,07	3372088,45
Débit volumique(m3/h)	voir convertisseur	1650,00	28,00		57,72	0,4214		1847,72
Débit molaire(kmol/h)		30727,04	1555,81	1074,88	23,41	34409,07		
2ème étage HRS								
gaz restant 1 etage				2ème étage HRS	gaz restant 1 er étage		H2SO4"2"	
Débit massique(kg/h)		255500,00	3832,50		on refroidit les gaz		98,50	h2so4 sortie
Débit volumique(m3/h)	les même débits	140,00	3,83				96,6%	
Débit molaire(kmol/h)		2607,14	212,92					

Tableau 5 : Débits au niveau de la tour HRS

d. Débits au niveau de la 4^{ème} masse du convertisseur

	SO2	O2	N2	4 ^{ème} masse	SO2	SO3	O2	N2	6,00
Débit massique(kg/h)	4782,36	10279,93	200620,61		367,87	5518,11	9176,31	200620,61	
Débit volumique(m3/h)	1671,57	7198,83	169300,10		128,58	1541,37	6425,99	169300,10	
Débit molaire(kmol/h)	74,72	321,25	7165,02		5,75	68,98	286,76	7165,02	

Tableau 6 : Débits au niveau de la 4^{ème} masse

e. Débits au niveau de la tour finale

Entrée				Tour finale	Sortie		concentration(%)
SO3(sortie 4eme masse)	H2SO4"3"	H2O	H2SO4 (produit)		H2O	H2SO4"3"	
Débit massique(kg/h)	5518,11	1460000,00	20440,00		6759,69	1241,58	98,60
Débit volumique(m3/h)	1541,37	800,00	20,44		3,70	1000,00	
Débit molaire(kmol/h)	68,98	8,16	1135,56	68,98	68,98		

Tableau 7 : Débits au niveau de la tour finale

2. Bilan d'énergie de la ligne 01Y

Comme on a déjà signalé, à chaque étape du processus de production de l'acide sulfurique on aura une grande quantité d'énergie qui se dégage surtout au niveau du four de la combustion

et au convertisseur lors de l'oxydation du SO_2 en SO_3 , donc pour récupérer l'énergie produite d'une part et préserver les matériaux qui ne peuvent pas résister à des hautes températures d'autre part (les tubes de la chaudière, où circulent les gaz chauds), un système de transformation d'énergie thermique en vapeur d'eau Haute et Moyen Pression est installé. Grâce à la grande température du gaz sortant du four, l'eau est transformée en vapeur à haute pression. L'eau passe en premier dans deux économiseurs (E04, E05) puis dans le ballon d'eau pour assurer toujours l'alimentation de la chaudière. La vapeur HP (haute pression) sortant traverse trois surchauffeurs (E05, E16 et E01) avant d'aller vers la turbine, une partie la traverse et se transforme en MP, et l'autre partie reste HP puis les deux parties vont vers la centrale où se produit l'énergie électrique qui alimente toutes les unités de Maroc Phosphore III & IV.

La variation de température d'un corps de masse m qui échange de l'énergie thermique peut être exprimée avec la relation suivante $Q = m \times C_m \times (T_f - T_i)$:

- Q est l'énergie thermique échangée exprimée en joule (J) ;
- m est la masse du corps exprimée en kilogramme (kg) ;
- C_m est une grandeur appelée capacité thermique massique dépendant de la nature de la corp. C_m est exprimée en Joule par degré Celsius par kilogramme ($\text{J} \cdot \text{C}^{-1} \cdot \text{kg}^{-1}$) ;
- T_f correspond à la température finale après l'échange d'énergie exprimée en degré Celsius ($^{\circ}\text{C}$) ;
- T_i correspond à la température initiale avant l'échange d'énergie exprimée en degré Celsius ($^{\circ}\text{C}$).

L'énergie thermique libérée lors de la fabrication de l'acide sulfurique résulte des enthalpies de réaction depuis la combustion du soufre jusqu'à l'obtention de l'acide sulfurique.

Le bilan thermique dès la combustion du soufre jusqu'à l'absorption du trioxyde de soufre est le même avant et après l'installation du système HRS. La raison pour laquelle, on concentrera le calcul sur l'énergie récupérée par ce système. Ainsi qu'on montrera les pertes d'énergie existaient avant l'installation de ce système.

La chaleur spécifique de H_2SO_4 est définie par la formule suivante :
 $C_p = 0,324 + 4,95 \cdot 10^{-5} \cdot T$

	Cp (refroidisseur) en Kcal/Kg.K	Cp (chaudière) en Kcal/Kg.K	Cp (Préchauff) en Kcal/Kg.K	De Kcal/h en MW
H2SO4	0,3419	0,3482	0,3462	0,000001163

		Température en K		Débit d'acide
		Entrée	Sortie	Débit massique Kg/h
Avant HRS	Refroidisseur E07	373,15	348,15	30159075
Avec HRS	Chaudière HRS	477,15	461,15	3477838,45
	Préchauffeur HRS	461,15	435,15	318863,45

	Refroidisseur E07	Chaudière HRS	Préchauffeur HRS
Chaleur en Kcal/h	26998416,4935	19377566,4115	2870016,2719
Puissance en MW	31,3992	22,5361	3,3378
		57,2731	

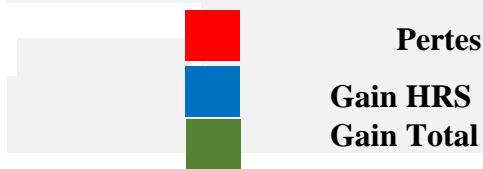


Tableau 8 : Les pertes avant HRS et gain après HRS

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'étudier le système de récupération de la chaleur. Ainsi, nous avons calculé les débits circulant dans le procédé de fabrication d'acide après l'intégration du système HRS, et démontré par la suite l'utilité de ce dernier tout en calculant les pertes des anciennes installations et les gains récupérés en cas de réalisation de projet (remplacement du refroidisseur E07 par le nouveau système HRS).

Chapitre 3 : Analyse et étude de faisabilité de l'installation système HRS

Introduction

La réaction d'absorption au niveau de la tour HRS est un processus exothermique. Il génère de la chaleur que l'on récupère grâce au nouveau système de récupération de chaleur HRS, sujet de notre étude.

D'après le constructeur du système, on doit pouvoir récupérer environ 53 t/h de la vapeur MP. Cependant, en réalité, depuis la mise en service du système jusqu'à présent, on n'arrive à atteindre que 38 t/h. Ainsi, après l'installation du système HRS, les équipements situés à l'entrée de la 4^{ème} masse tombent souvent en panne à cause de l'acide sulfurique qui accompagne le gaz SO₂.

Le présent projet a été réalisé dans le but de détecter les anomalies et les causes racines qui empêchent l'atteinte de la valeur nominale de la vapeur MP, à savoir 53 t/h, et de proposer par la suite les améliorations permettant de surmonter le problème existant et augmenter la durée de vie des équipements cités ci-dessus.

I. Identification du problème

La méthode QQQCP nous permet de définir les paramètres du problème et d'avoir les informations élémentaires suffisantes pour identifier ses aspects essentiels. Elle adopte une démarche d'analyse constructive basée sur le questionnement systématique : Quoi, Quand, Où, Qui, Comment et Pourquoi ?

Quoi	Le débit de la vapeur MP produite n'atteint pas sa valeur nominale qui est 53 t/h
Quand	Le problème existe depuis l'installation du système HRS et persiste encore
Où	Le système HRS de la ligne 01Y de l'Atelier Sulfurique
Qui	Le problème est détecté par l'équipe de la ligne 01Y
Comment	Via la lecture de la valeur affichée par le débitmètre de la vapeur produite
Pourquoi	Le flux de chaleur ou le débit de l'eau ne sont pas suffisants pour atteindre la valeur cible

Tableau 9 : Identification du problème par la méthode QQQCP

II. Recherche des causes racines du problème

Cette partie sera consacrée à la recherche des causes racines n'ayant pas permis d'atteindre la production nominale de la vapeur MP avec le nouveau système HRS ainsi que l'amélioration de la production de l'acide sulfurique, en utilisant les outils de la gestion de la qualité.

1. Méthode des 5 pourquoi

Les cinq pourquoi est la base d'une méthode de résolution des problèmes qui nous permet d'identifier les causes racines d'une anomalie.

Il s'agit de poser la question pertinente pourquoi afin de trouver la cause principale de la défaillance. Avec cinq questions « pourquoi », on essaie de trouver les raisons les plus importantes ayant provoqué la défaillance pour aboutir enfin à la cause principale.

La production de la vapeur MP dans la ligne 01Y s'effectue au niveau de la chaudière HRS. L'acide chaud provenant de la tour d'absorption HRS cède sa chaleur vers l'eau alimentaire, ce dernier est transformé en vapeur saturée moyenne pression. Selon le design, la production de vapeur devra atteindre 53 t/h, alors qu'en réalité, ce débit est limité à 38 t/h.

2. Vérification au niveau de la chaudière

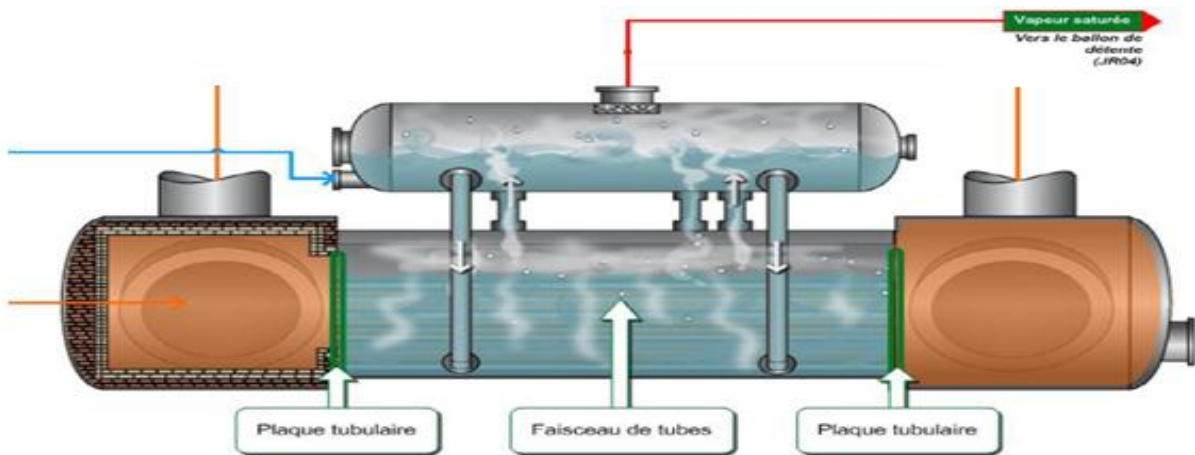


Figure 24 : Chaudière de récupération de chaleur

D'après la méthode des 5 pourquoi, les causes probables de cet écart sont les suivantes :

☞ Chaudière HRS est mal dimensionnée

La surface d'échange du design de la valeur de 901 m^2 ne permet pas d'effectuer un transfert de chaleur optimal pour atteindre 53 t/h du débit de la vapeur saturée moyenne pression.

☞ Paramètres de l'eau d'alimentation ne sont pas conformes

L'eau d'alimentation de la chaudière est caractérisée par une température de 174°C , un débit de $48 \text{ m}^3/\text{h}$ et une pression de 10 à 11 bars. Ces propriétés thermodynamiques de l'eau peuvent ne pas correspondre au fonctionnement nominal de la chaudière ce qui aura une influence sur le débit de la vapeur produite après transformation de l'eau au niveau de la chaudière.

☞ Débit, température, pression d'acide ne sont pas conformes

Les caractéristiques thermodynamiques de l'acide chaud, à l'entrée de la chaudière, qui cède sa chaleur vers l'eau alimentaire ont un rôle décisif dans le débit de la vapeur à produire. En réalité, la température d'entrée d'acide à la chaudière HRS est d'une valeur de 204°C, son débit est d'une valeur de 1850 m³/h et sa pression est de 5 bars.

3. Validation des causes au niveau de la chaudière

✓ Chaudière est mal dimensionnée

Pour vérifier le design de la chaudière HRS, on a utilisé le logiciel B-JAC qui est un module incorporé dans la suite de logiciels Aspen Plus. Pour ce faire, et à l'aide de ce logiciel, on a calculé la surface d'échange de la chaudière HRS nécessaire pour produire 53 t/h de la vapeur MP en tenant compte les paramètres thermodynamiques nominales relatives à l'eau

Heat Exchanger Specification Sheet								
1	OCP SA							
2	Location: Jorf Lasfar, Morocco							
3	Service of Unit: Sulfuric and Utilities							
4								
5								
6	Size	1426--4500	mm	Type BEM	hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf/unit (eff.)	780.5	m2	Shells/unit	1	Surf/shell (eff.)	780.5	m2
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT							
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name	Water			Sulfuric Acid			
11	Fluid quantity, Total	kg/h			650000			
12	Vapor (In/Out)	kg/h			53189			
13	Liquid	kg/h			811			
14	Noncondensable	kg/h			263.0000			
15					2650000			
16	Temperature (In/Out)	C			183			
17	Dew / Bubble point	C			183.42			
18	Density	kg/m3			885.34			
19	Viscosity	cp			0.16			
					0.015			
					0.695			
					0.877			

Tableau 10 : Récapitulatif du redimensionnement de la chaudière HRS

d'alimentation et à l'acide sulfurique.

La figure ci-dessous présente un récapitulatif des résultats obtenus par le logiciel.

Cette cause n'est pas donc à l'origine du problème de l'écart entre le débit de production de la vapeur nominal et réel.

La surface d'échange obtenue par calcul est de la valeur de 780.5 m². C'est la valeur nécessaire pour produire 54 t/h de la vapeur saturée moyenne pression en fonctionnement nominal. Celle du design vaut 901 m² ce qui prouve que la chaudière HRS est en effet, surdimensionnée et peut produire le débit 53 t/h de la vapeur même au voisinage du

fonctionnement nominal.

Cette cause n'est pas donc à l'origine du problème de l'écart entre le débit de production de la vapeur nominal et réel.

✓ **Débit, température, pression d'acide ne sont pas conformes**

	Paramètres du design	Paramètres réels
Température (°C)	217	204
Débit (m ³ /h)	1950	1850
Pression (bar)	5	5

Tableau 11 : Table d'écart entre les paramètres réels et nominaux d'AS

La température et le débit d'entrée de l'acide sulfurique à la chaudière HRS est beaucoup moins inférieure à celle du design. C'est la cause principale de l'écart entre le débit de production de la vapeur réel et celui du design.

Pour s'assurer de la véracité de cette hypothèse, le débit de la vapeur MP produit, sous les conditions nominales et réelles sera calculé, dans le tableau ci-dessous, en utilisant les équations suivantes (Voir annexe 5).

Chaleur totale (Qt) = chaleur d'échauffement + chaleur latente

$$Q_t = m_L * C_m * \Delta T + m_v * L_v$$

$$m_v = \frac{Q_t - m_L * C_m * \Delta T}{L_v}$$

		Val design(100%)	Unité 01Y
		acide	
Chaudière HRS	débit acide (m3/h)	3477938,45	3372088,45
	Te acide(K)	490	477
	Ts acide(K)	470	461
	cp(kcal/kg.k)	0,34776	0,3472155
	chaleur libérée acide(kcal/h)	-24189757,52	-18733462,05
		eau	
	débit eau(m3/h)	54	48,00
	Te eau(°c)	181	174,00
	Ts eau(°c)	183	182
	chaleur libérée EAU(kcal/h)	108000	384000
		vapeur	
	Lv(kcal/kg)	479,97	479,97
	chaleur libérée VAPEUR(kcal/h)	24081757,52	18349462,05
débit vapeur (t/h)	50,17346401	38,23043533	

Tableau 12 : Ecart entre la production nominale et réelle de la vapeur MP

Le tableau ci-dessus montre clairement que la diminution de la cadence de production de la vapeur MP est relative à la température d'entrée de l'acide sulfurique. En effet, les valeurs réelles des températures d'entrée et de sortie donnent 38 t/h, alors que celles nominales nous permettent d'atteindre la valeur souhaitée à savoir 51 t/h.

	Paramètres du design	Paramètres réels
Température (°C)	183	174
Débit (m ³ /h)	54	48
Pression (bar)	10 à 11	10 à 11

Tableau 13 : Paramètres réels et nominaux - eau alimentaire

Les caractéristiques thermodynamiques réelles de l'eau d'alimentation de la chaudière HRS diffèrent de celles du design ce qui influence la production de la vapeur. En effet, la chaleur apportée par l'acide sulfurique n'est pas suffisante pour chauffer de l'eau à une température nominale de 183°C.

Synthèse

La température d'acide entrant à la chaudière est à l'origine de l'écart entre le débit de production de la vapeur du design et celui réel. En effet, les paramètres d'entrée de l'acide ont été modifiés pour atténuer les dégâts d'un autre problème au niveau de la tour HRS. Il s'agit de la haute température des gaz à la sortie de la tour HRS se dirigeant vers la 4^{ème} couche du convertisseur.

Pour remédier au problème de la production de la vapeur, il faudra traiter ce problème dans une étape séparée. Nous expliquerons ce problème en détail et sa relation avec le débit de production de la vapeur dans le paragraphe suivant.

4. Etude des causes au niveau de la Tour HRS

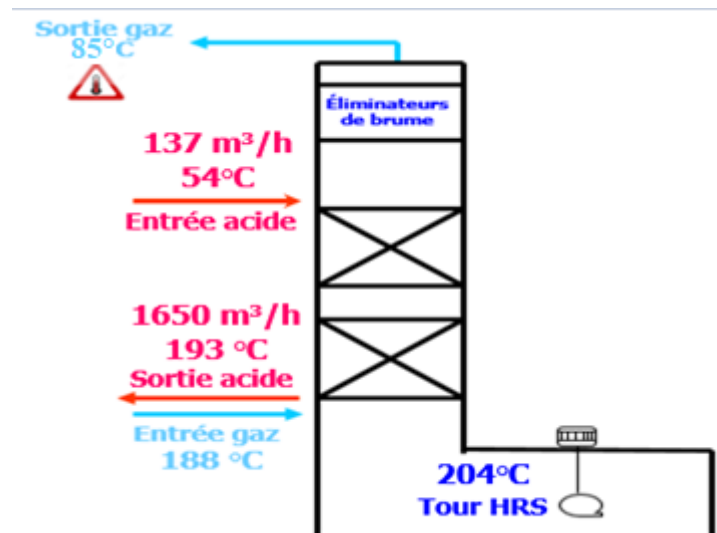


Tableau 14 : Identification du problème au niveau de la tour HRS

Contexte du problème de la tour HRS.

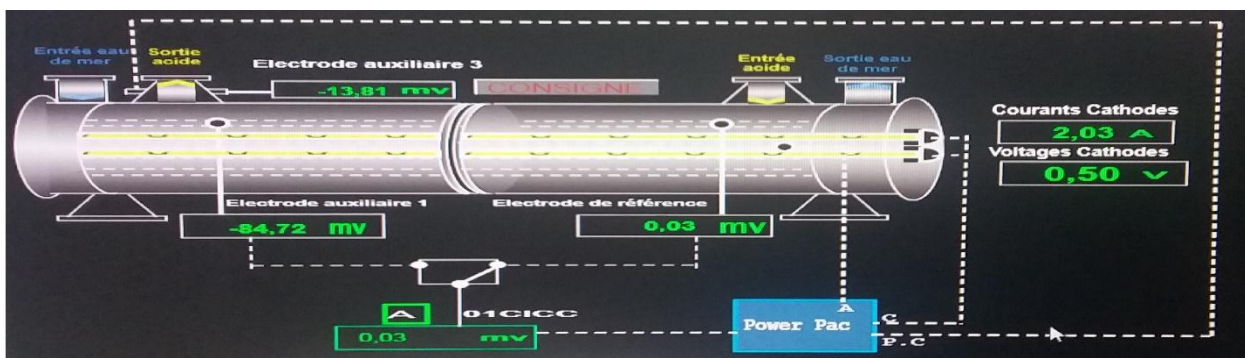
Quoi	La température des gaz sortants de la tour HRS est très élevée par rapport à sa valeur du design.
Qui	Le problème est détecté par les opérateurs de la salle de contrôle
Où	Le problème est généré au niveau de la tour HRS de la ligne 01Y
Quand	Le problème existe depuis l'installation du système HRS et persiste encore
Comment	Via la lecture de la température du flux gazeux depuis le système de contrôle distribué
Pourquoi	Le refroidissement des gaz ne s'effectue pas correctement

Tableau 15 : Identification des paramètres du problème

Le premier étage de la tour HRS sert d'absorber et le second sert de refroidir les gaz ascendants du premier étage. Le refroidissement s'effectue à l'aide d'acide sulfurique. La température des gaz sortant de la tour HRS et acheminés vers la 4^{ème} couche du convertisseur devra être d'une valeur maximale de 70°C. Cependant en réalité, cette température atteint jusqu'à 85°C. Pour refroidir ces gaz davantage, on augmente le débit d'arrosage d'acide qui sert le refroidissement et on diminue sa température. Cette modification influence la température d'acide en bas de la tour HRS qui sera acheminé vers la chaudière HRS par la suite. On classifera les causes de ce problème ci-dessous selon la méthode des 5-pourquoi.

☞ Refroidisseur d'acide n'est pas bien dimensionné

Afin de pouvoir refroidir les gaz chauds ascendants dans la tour d'absorption, on alimente en 2^{ème} étage de l'acide ayant subi un refroidissement en amont. Le fait que le refroidisseur d'acide ne soit pas bien dimensionné et ne permet pas à l'acide d'atteindre une température susceptible de refroidir les gaz jusqu'à la température requise est parmi les causes probables du problème.



La hauteur de la couche du garnissage au 2^{ème} étage servant le refroidissement joue un rôle

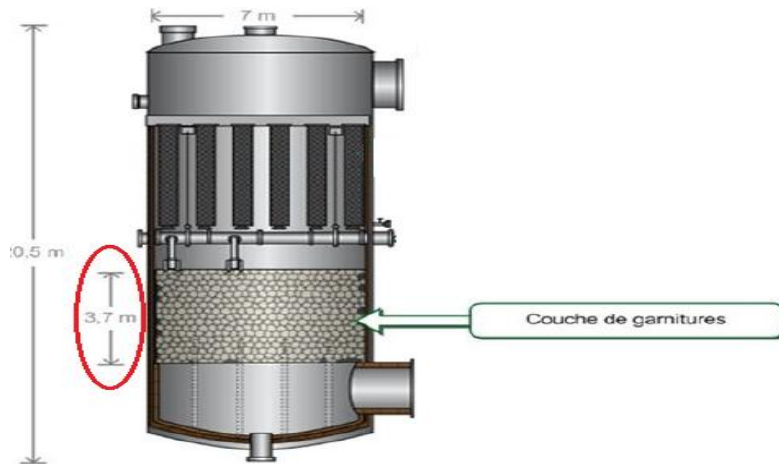


Figure 25 : Illustration de la couche de garnissage

important en échange de la chaleur puisqu'elle est liée à la surface d'échange de la couche

☞ **Qualité du matériau de garnissage est non conforme**



Il s'agit de l'Intalox. Ce matériau est utilisé dans la couche du garnissage pour permettre le contact entre les gaz et l'acide pour effectuer le refroidissement. L'intalox est rechangé après

une certaine période de fonctionnement. Sa qualité peut influencer sur le rendement des échanges thermiques entre les gaz à refroidir et l'acide sulfurique.

☞ Rendement d'absorption

Le rendement de l'absorption est un paramètre à bien contrôler car il influence la température des gaz ascendants. Il est lié au système de distribution.

5. Validation des causes au niveau de la tour HRS

✓ Refroidisseur d'acide n'est pas bien dimensionné

	Paramètres du design	Paramètres réels
Température acide (°C)	60	54
Débit acide (m ³ /h)	117	137
Température gaz (°C)	70	85

Tableau 16 : Paramètres réel et nominaux - acide d'arrosage

La température d'entrée d'acide de refroidissement au niveau du 2^{ème} étage de la tour d'absorption HRS est inférieure à celle du constructeur, ainsi que le débit d'acide est élevé par rapport à celui du constructeur. Alors, ces valeurs nous permettrons de refroidir encore plus les gaz ascendants dans la tour HRS.

Le refroidisseur d'acide n'est pas donc la cause du problème. Les modifications qui ont été apportées à la température et le débit d'acide en question, sont des consignes pour atténuer les dégâts que génèrent les très grandes températures de sortie de gaz de la tour HRS vers la 4^{ème} couche du convertisseur.

✓ La hauteur de la couche de garnissage au 2^{ème} étage n'est pas conforme

La hauteur de la couche de garnissage du 2^{ème} étage de la tour d'absorption HRS n'est pas réglable. Il faudra remplacer la tour toute entière si l'on souhaite avoir une hauteur plus importante de la couche de garnissage. Toutefois, des mesures devront être effectuées pour s'assurer de l'efficacité de l'échange entre les gaz à refroidir et l'acide sulfurique.

✓ Qualité du matériau du garnissage est non conforme

L'intalox a déjà été rechangé par le constructeur du système, mais ceci n'a pas influencé les températures de sortie des gaz de la tour d'absorption HRS.

✓ Rendement d'absorption

Après l'étude comparative entre les résultats du design et les résultats réels de la ligne 01Y, on constate que la température et la pression sont convenable alors que le débit qui doit être

entre 1700 m³/h et 1800 m³/h sort de l'intervalle donc on a un mauvais système de distribution.
 Donc on a une mauvaise absorption au niveau du 1^{er} étage de la tour HRS.

Le rendement d'absorption est lié à la qualité d'absorption qui est influencée par le type du système de distribution d'acide d'arrosage au niveau du 1^{er} étage de la tour HRS. Donc, pour assurer une meilleure absorption de SO₃ et diminuer par la suite la température des gaz revenants vers la 4^{ème} masse du convertisseur, il est nécessaire de choisir un système de



distribution plus efficace.

Figure 26 : Système de distribution actuel

Résultat

En respectant les paramètres du design de l'acide sulfurique en 2^{ème} étage de la tour d'absorption HRS, on se retrouve avec des températures des gaz largement supérieures à celle du design. Il est probable que les gaz ascendants après absorption en 1^{er} étage contiennent une proportion du SO₃ qui réagit avec l'acide de refroidissement du 2^{ème} étage ce qui augmente davantage la température des gaz.

Dans ce qui suit nous essayerons d'étudier le phénomène d'absorption au niveau du 1^{er} étage de la tour HRS, tout en vérifiant est ce qu'elle se fait complètement ou il y en aura encore une partie de SO₃ qui s'absorbe dans le 2^{ème} étage ce qui génère une chaleur et par la suite augmente la température des gaz SO₂.

III. Identification et analyse de la cause principale

La production de l'acide sulfurique s'effectue principalement au niveau des tours durant la réaction d'absorption, entre le gaz SO₃ et l'acide sulfurique distribué par des systèmes dites systèmes de distribution d'acide sulfurique. Dans ce cadre, l'OCP dispose des systèmes de distribution d'acide sulfurique, qui sont devenus anciens par rapport aux technologies récentes, alors ces systèmes sont sujets à la faible productivité, atténuation des paramètres de l'acide produit, des bouchages fréquents et des problèmes de corrosion qui nécessitent des interventions de maintenance, parfois dans des conditions sévères et difficiles.

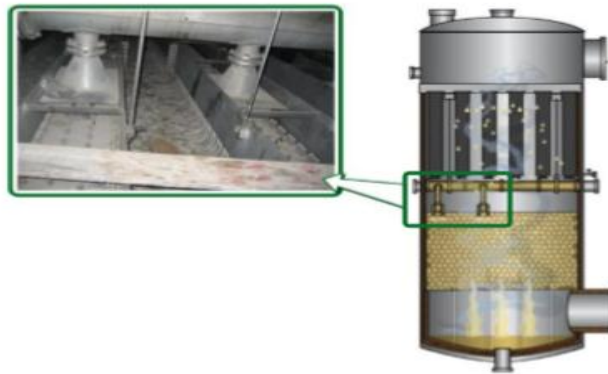


Figure 27 : Tour HRS

1. Diagnostique

Afin de visualiser les causes réelles, pouvant provoquer l'effet, on fait appel au diagramme d'Ishikawa qui regroupe toutes les familles de causes représentées sans les 5M : machine, main

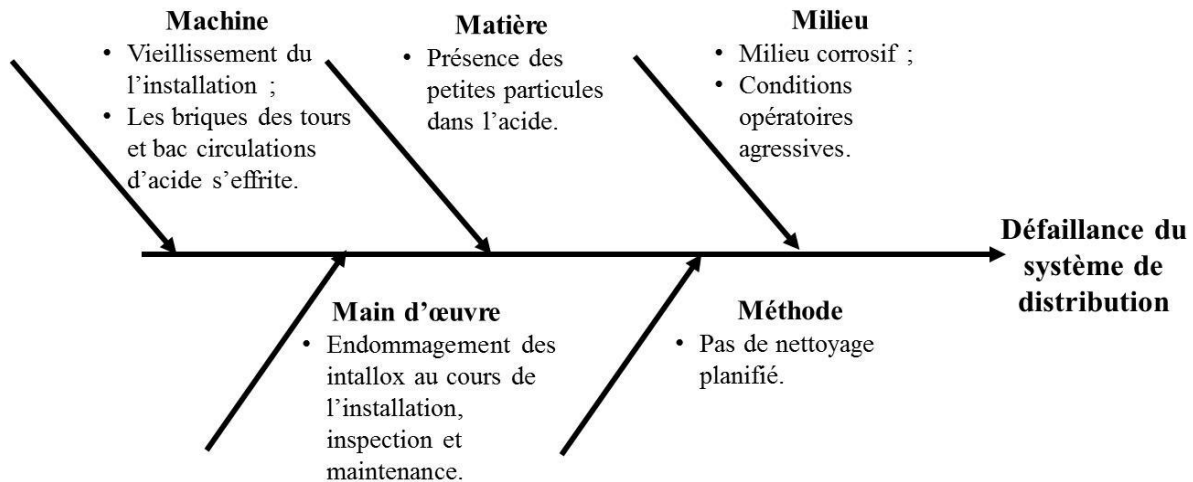


Figure 28 : Diagramme ISHIKAWA dans notre cas

d'œuvre, matière, méthode et milieu.

L'analyse précédente nous pousse à penser à installer un nouveau système de distribution pour arriver à dépasser tous les problèmes car une modification au niveau du système sera inutile à faire. Dans cette perspective OCP souhaite améliorer les performances et les fonctionnalités de ce système de distribution, pour cela vient s'inscrire notre projet intitulé "Etude et conception d'un nouveau système de distribution d'acide sulfurique". D'où la nécessité de l'étude et la conception d'un nouveau système de distribution d'acide sulfurique plus fiable, plus productive, et plus facile à être maintenu et plus résistant au bouchage et à la corrosion.

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'identifier les causes racines de notre problématique, à savoir l'amélioration de la performance du système HRS.

D'après tous ce qu'on a vu, on a pu constater que la cause racine qui empêche l'atteinte de la valeur cible de la vapeur MP produite réside dans la tour d'absorption et surtout au niveau du 1^{er} étage où SO₃ est absorbé par l'acide sulfurique pour former de l'acide. Il s'agit de non-conformité du système de distribution de l'acide.

Dans le chapitre qui suit, on s'intéressera à étudier et concevoir un nouveau système de distribution d'acide sulfurique.

Chapitre 4 : Conception et redimensionnement d'un nouveau système de distribution

Introduction

Le rôle des tours HRS est d'absorber le trioxyde de soufre contenu dans les gaz de procédé pour produire de l'acide sulfurique d'une part, et de refroidir le dioxyde de soufre d'autre part.

Dans cette partie on va décrire le système de distribution existant et on va voir les différentes technologies du marché puis on va démontrer la technologie la plus efficace pour la distribution de l'acide.

1. Composants de la tour HRS

Le 1^{er} étage de la tour HRS est conçu pour permettre le contact entre les gaz riches en trioxyde de soufre et l'acide sulfurique. Chaque tour est composée d'une couche de garnissages et d'un système de distribution d'acide pour accomplir le transfert de masse et d'énergie entre les gaz et l'acide qui circulent à contre-courant.

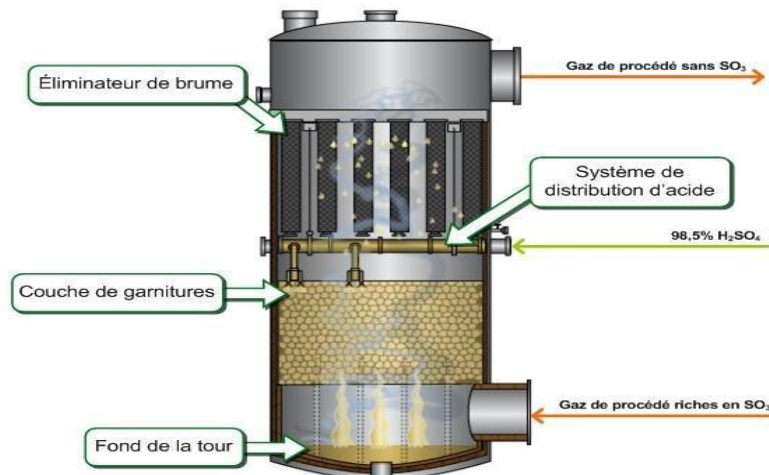


Figure 29 : Composants de la tour HRS

2. Dimensionnement de la tour HRS

Le schéma ci-après montre clairement les dimensions des tours d'absorption de l'acide

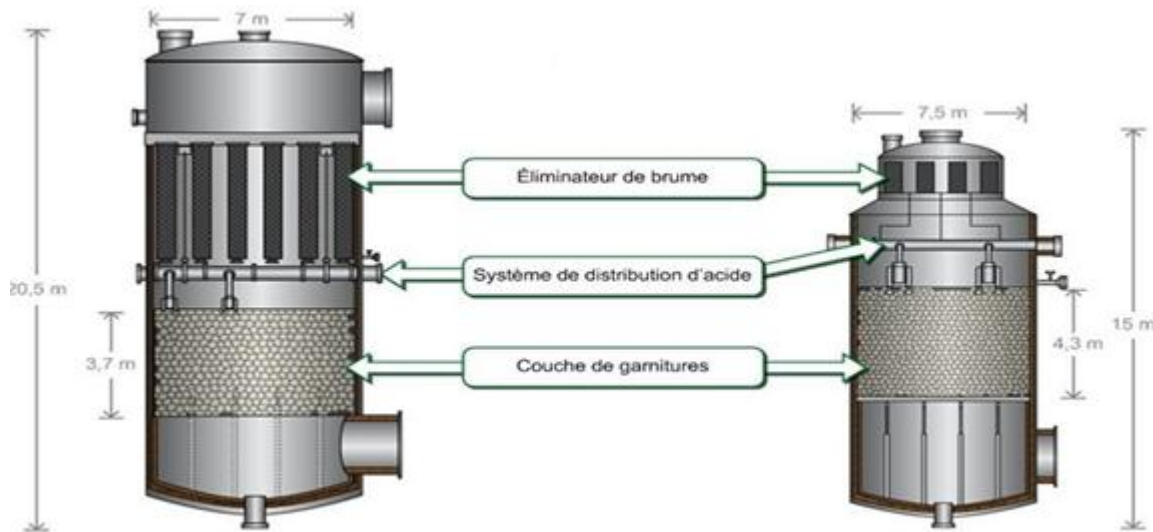


Figure 30 : Dimensionnement de la tour

sulfurique existants dans l'atelier sulfurique.

I. Etude du système de distribution d'acide sulfurique actuel

L'efficacité de la tour d'absorption à garnissage dépend de la surface et du temps de contact entre les deux phases gaz et liquide. Ces phases doivent être mises en contact de façon homogène sur toute la longueur de la colonne. Le garnissage en vrac est capable de redistribuer le liquide qui est versé dans un point au-dessus de la colonne, mais parfois, le garnissage n'est pas complètement mouillé. Pour augmenter ce taux de mouillage, le liquide est réparti dans toute la section transversale de l'entrée de la colonne à l'aide d'un distributeur.

L'acide sulfurique concentré à 99%, ayant une température d'environ 193 °C et un débit de 1650 m³/h, est alimenté au 1^{er} étage de la tour HRS et distribué sur la surface de la couche de garnissage par un système de distribution d'acide. Ce courant d'acide absorbe le trioxyde de soufre des gaz de procédé pour produire davantage d'acide sulfurique.

1. Fonctionnement du système de distribution existant

Le système de distribution d'acide est composé d'une conduite centrale qui alimente l'acide à des rigoles. Lorsque l'acide atteint un certain niveau dans les rigoles, celui-ci déborde dans les cannes d'arrosage via des fentes.

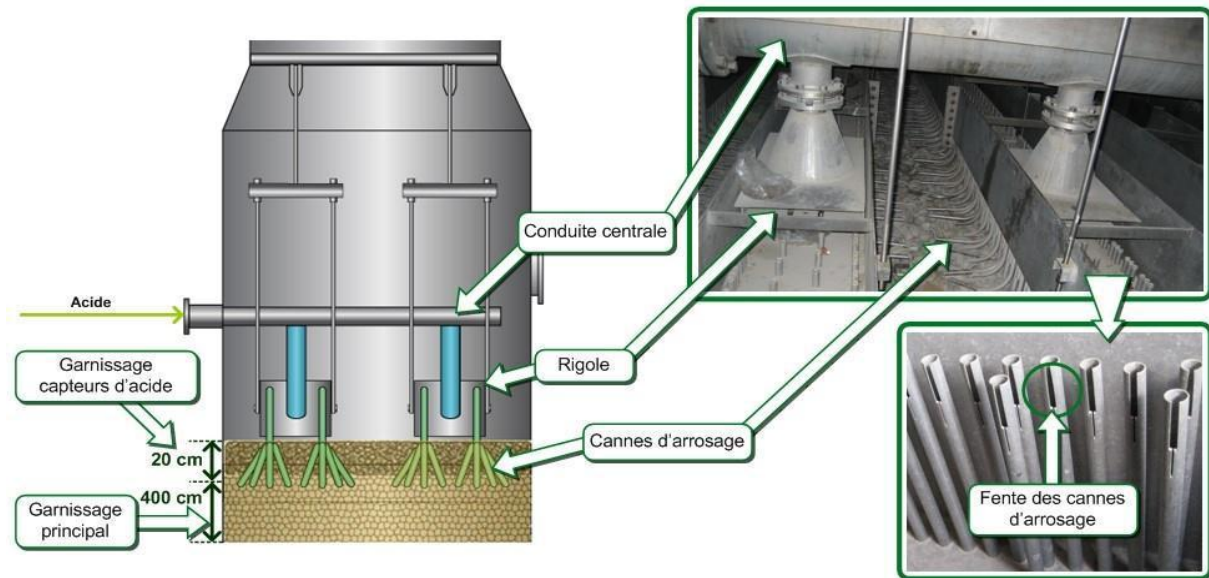


Figure 31 : système existant

2. Problèmes du système de distribution existant

- Le système est ouvert donc les cannes d'arrosage se bouchent rapidement par les poussières et les petites particules à l'intérieur de la tour ;
- Le débordement des rigoles lors du bouchage des cannes d'arrosages donne lieu à des flaques d'acides, à une mauvaise distribution d'acide et réduit le rendement ;
- L'acide reste longtemps dans les rigoles ce qui favorise la corrosion caverneuse ;
- Le système de distribution est difficile à être maintenu car son nettoyage se fait à la main et l'opérateur doit entrer dans un milieu corrosif qui peut mettre sa santé et sa sécurité en danger.

3. Causes de défaillance des systèmes de distribution

3.1 Bouchage

Le bouchage est un problème d'accumulation de matière dans les canalisations et d'empêchement du fluide de circuler de façon normale. Le bouchage du système de distribution est facile à se produire car le système est ouvert. Ce bouchage entraîne une augmentation de pression dans la partie en amont du bouchage et une augmentation de vitesse d'écoulement dans la partie en aval du bouchage.



Figure 32 : Bouchage des canalisations

3.2 Débordement

Lors du bouchage des cannes d'arrosage, il aura un débordement d'acide à partir de la rigole, l'acide s'écoule sous forme de ruisseau. Ce mode d'écoulement contribue à avoir une mauvaise distribution d'acide, aussi une chute du rendement de l'absorption qui influence directement le rendement de l'unité de production, et on aura l'échappement du gaz SO_3 vers

la sortie
finale.



l'atmosphère à
de la tour

Figure 33 : Débordement

3.3 Corrosion

Le système est en contact avec l'acide sulfurique, qui cause la corrosion du système lorsqu'il perd sa passivité si les conditions de marche optimales ne sont pas respectées.



Figure 34 : Apparition des sulfates sur le système de distribution

4. Les différents types des systèmes de distribution

L'analyse des technologies existantes est une étape indispensable dans toute nouvelle conception. La recherche des solutions et des modèles existants permettant d'avoir une idée sur le fonctionnement et les problèmes rencontrés. Dans ce contexte, cette section servira à la présentation des distributeurs existants et leurs caractéristiques afin de pouvoir présenter par la suite des solutions plus satisfaisantes et propres à notre besoin.

Il existe plusieurs types des systèmes qu'on doit choisir parmi eux le système le plus adéquat à nos conditions de marche. En général, on a deux catégories des systèmes de distribution en fonction de leur mode de distribution :

- **Par gravité** : consiste à distribuer l'eau ou un autre fluide par le biais de canaux et de rigoles sous l'effet de la gravité et sous pression atmosphérique de 1 bar. Les canaux distribuent le fluide aux autres canaux secondaires.
- **A pression** : consiste à distribuer le fluide d'une conduite principale qui répartit le fluide vers des conduites latérales sous pression.

1. Système de distribution par gravité

1.1 Avec un niveau libre de débordement

Il est robuste, son coût d'investissement est faible aussi son coût de fonctionnement mais il n'assure pas une bonne irrigation, qui cause un mauvais transfert de



Figure 37 : Système de distribution avec un trou de coté de débordement

2. Système de distribution à pression

2.1 A barillets perforées

Il a une capacité très élevée avec une irrigation modérée. Ce système assure un transfert de matière modéré pour un coût d'investissement et un coût de fonctionnement moyens. Il est robuste et nécessite peu de temps pour intervenir.



Figure 38 : Système de distribution à barillets perforées

2.2 A pulvérisation

Ce système est utilisé pour des faibles capacités mais il n'assure pas un très bon transfert de matière, aussi il se bouche facilement. De plus, il coute très cher.

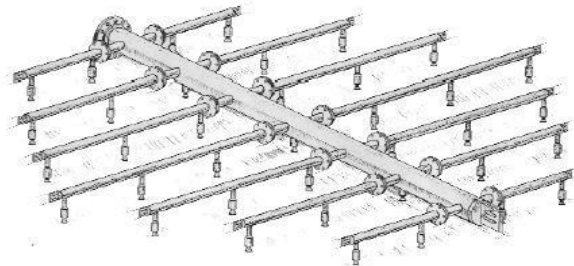


Figure 39 : Système de distribution à pulvérisation

II. Choix du système de distribution le plus adéquat

1. Critères de choix

Pour choisir la technologie la plus adéquate pour notre cas, on va se baser sur les critères suivants :

- **La capacité d'acide** : C'est un paramètre clé dans l'étude et la conception d'un nouveau système de distribution ;
- **L'efficacité de distribution** : On doit avoir une distribution douce qui assure le mouillage de la totalité du garnissage et minimise les chemins préférentiels du gaz ou du liquide ;
- **Robustesse** : la présence parfois des brides d'acide, de garnissages ou des briquets des tours cause le bouchage des systèmes de distribution. Durant toute la période de bouchage et le temps d'intervention la production chute. D'où l'importance de chercher une solution à ce problème ;
- **Prix d'investissement** : le prix d'investissement représente bien un paramètre très important lors de la conception ;
- **Maintenance** : la facilité de la maintenance est un autre paramètre clé à considérer surtout au niveau de la sécurité d'intervenant.

2. Matrice de choix

Les critères qui sont mentionnés ci-dessus seront regroupés dans une matrice afin de choisir le système adéquat.

On pose : $Résultat = (capacité) * (efficacité) * (robustesse) * (prix) * (maintenance)$

On a utilisé une échelle de 1 à 5 pour évaluer les systèmes de distribution énuméré ci-dessous.

	capacité m ³ /h	efficacité (surface)	robustesse (ans)	prix	maintenance
1	inf 500	40%	12	110000	très complexe
2	500 < cap < 1000	50%	6	100000	complexe
3	1000 < cap < 1500	60%	3	90000	dure
4	1500 < cap < 1900	80%	2	80000	difficile
5	1900 < cap < 2000	100%	1	79000	facile

Tableau 17 : Echelle d'évaluation

	système de distribution	capacité	efficacité	Robustesse	Prix	Maintenance	Résultat
système par gravité	avec un niveau de débordement	2	2	4	4	2	128
	avec des trou de débordement	1	4	2	4	3	96
	avec des trou de débordement	1	4	3	4	3	144
système à pression	A barillets perforées	5	4	3	3	4	720
	A pulvérisation	1	2	2	2	2	16

Cette analyse nous a permis de découvrir que le système de distribution le plus adéquat est un distributeur

Tableau 18 : Système de distribution à pulvérisation

Dans cette partie nous avons vu une description détaillée du système de distribution dans la tour HRS et ses modes de défaillance. Puis, on a présenté les variantes technologiques existantes sur le marché qui nous a permis d'aboutir au choix d'une solution de conception plus performante que l'existante. L'étude de la nouvelle conception du système choisi sera traitée en détail dans la partie suivante.

III. Conception du nouveau système de distribution

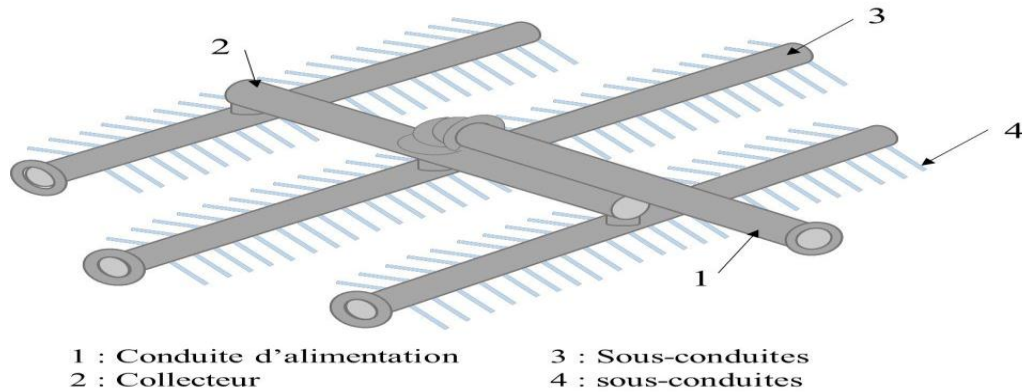
Cette partie sera consacrée à la conception et au dimensionnement du nouveau système de distribution de l'acide sulfurique dans la tour HRS.

1. Dimensionnement du nouveau système

Le dimensionnement sera réparti en deux étapes : conception hydraulique et conception mécanique. La conception hydraulique consiste à choisir les diamètres des différentes conduites du système. D'autre part, la conception mécanique va révéler le matériau de construction et l'épaisseur à choisir des différentes composantes.

1.1 Description du système

Le système de distribution est constitué d'une conduite d'alimentation qui alimente une conduite nommée collecteur, ce collecteur alimente trois conduites qui permet la répartition du débit en trois parties symétriques. Chacune de ces derniers contient un nombre déterminé de petites cannes



nommées dawncomers qui sont immergé partiellement dans le garnissage.

Figure 40 : Dessin du nouveau système en perspective

Ce système d'irrigation d'acide a les caractéristiques suivantes :

La symétrie : nous permettra d'irriguer toute la surface d'une manière symétrique ;

La résistance à la corrosion : ce système est très robuste et résiste bien à la corrosion et l'érosion ;

Le système est flexible : on peut changer le nombre des petites cannes d'arrosage ou les downcomers selon le besoin et le débit en acide.

2. Conditions de marche

Le système de distribution d'acide qui nous intéresse existe au niveau de la tour d'absorption HRS, donc on aura besoin des contraintes suivantes :

L'encombrement : ce système doit être installé dans un volume de 58m^3 , sachant que le diamètre de la tour est 7m et la hauteur réservée au système de distribution ne doit pas dépasser 2m.

La capacité de l'acide : le débit d'entrée d'acide est de l'ordre de $1950\text{m}^3/\text{h}$.

Les propriétés de l'acide : la température dans la tour est 200°C , la densité d'acide sulfurique est proche de 1,825. La viscosité pour cette température et à une concentration proche de 99% est 5 centipoises ($10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$).

3. Etude hydraulique

Afin de dimensionner le nouveau système de distribution, on va commencer par la conduite d'alimentation et poursuivant les calculs jusqu'à atteindre les downcomers.

3.1 La conduite d'alimentation

Le collecteur doit accueillir un débit d'acide de $1950 \text{m}^3/\text{h}$, son écoulement doit être laminaire afin d'irriguer le garnissage et pour éviter l'érosion.

Donc le diamètre de cette conduite doit satisfaire la condition suivante :

$$Re \leq 2100 \quad \text{D'où} \quad \rho U D / \mu \leq 2100$$

Et on a :
$$U = Q/S = 4Q/\pi D^2$$

On remplace dans l'équation précédente pour obtenir :

$$4Q/\pi D^3 \leq 2100.0$$

La résolution de cette équation nous donne un diamètre :

$$D = 4Q/(2100 \cdot \pi^3)$$

$$D = 0,67 \text{ m}$$

On va travailler avec le diamètre de la conduite de refoulement de la pompe pour assurer la facilité d'installation et éviter l'installation d'un rétrécissement qui causera des pertes de charge singulières.

$$D = 0,7 \text{ m}$$

Calculons Re pour ce diamètre : $Re = \rho U D / \mu = 2002.53$

La longueur de cette conduite sera égale à la moitié du diamètre de la tour :

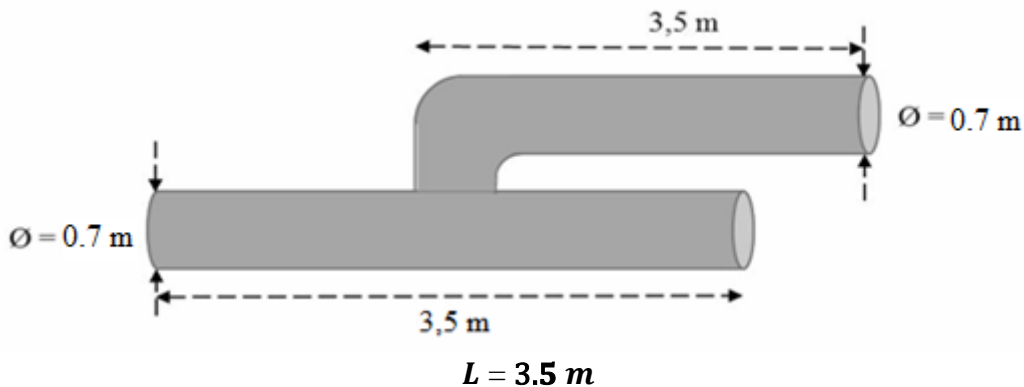
$$L = 3,5 \text{ m}$$

2.3 Collecteur

Le diamètre de ce collecteur est le même que le diamètre de la conduite d'alimentation.

$$D = 0,7 \text{ m}$$

Le collecteur doit alimenter les 3 sous conduites, alors sa longueur est égale à :



2.4 Les trois sous-conduites

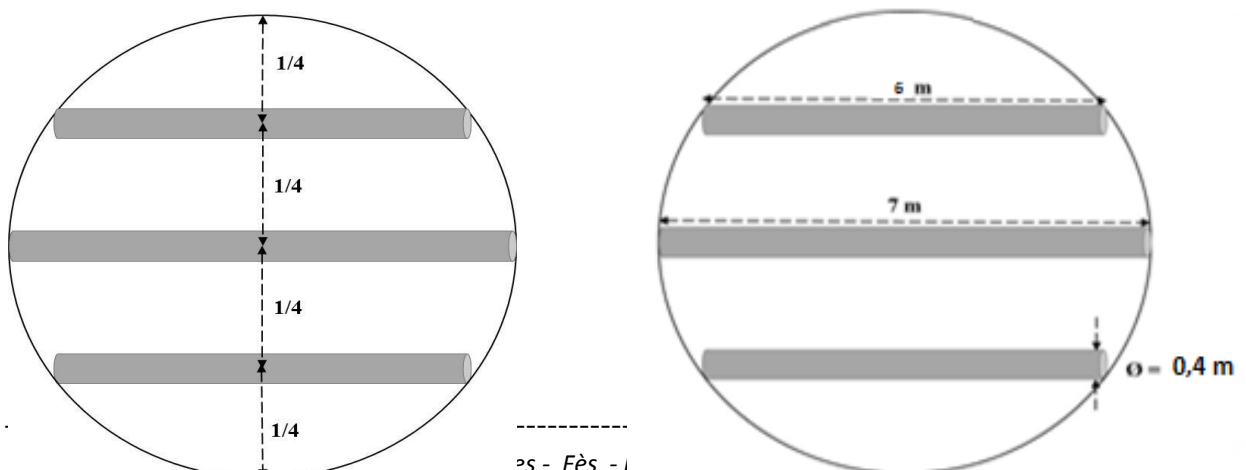
Il suffit d'appliquer l'équation de conservation de matière : $\rho_1 U_1 = \rho_2 U_2$ et $Q' = Q/3$

L'acide sulfurique est supposé un fluide incompressible sachant qu'on n'aura pas une variation de température entre les deux points.

Donc : $U_1 = U_2 = 4Q'/\pi D^2$

On déduit : $D' = 0,4 \text{ m}$

Pour avoir une bonne distribution et couvrir toute la section, la position des sous conduites sera comme suivante :



Position des sous-conduites (Vue de haut)

La conduite au milieu aura une longueur :

$$L = 7 \text{ m}$$

La longueur des deux conduites représente 85,7 %, alors :

$$L = 6 \text{ m}$$

2.5 Les downcomers

La surface des downcomers représente 0,5% de la surface de la tour pour le garnissage en vrac et 1% pour le garnissage structuré selon les recommandations du constructeur HRS.

Dans notre cas, le garnissage est en vrac, donc :

$$S_{\text{downcomers}} = 0,5\% * S_{\text{totale}}$$

$$S_{\text{downcomers}} = 0,5\% * \pi * D^2 / 4$$

$$S_{\text{downcomers}} = 0,192 \text{ m}^2$$

Les downcomers disponibles ont un diamètre entre 10 mm et 24 mm, il est recommandé pour la distribution d'acide qui risque s'avoir le bouchage de travailler avec des downcomers de diamètre supérieur à 16mm.

On choisira un diamètre de 20mm. $D'' = 20 \text{ mm}$

Calculons la surface unitaire de chaque downcomers pour déduire le nombre total de ces cannes.

$$S_{\text{unitaire}} = \pi * (20 * 10^{-3})^2 / 4$$

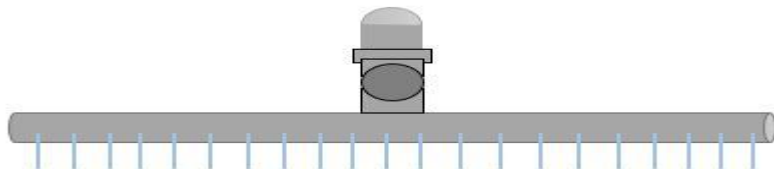
$$S_{\text{unitaire}} = 3,141 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

On déduit le nombre total des downcomers :

$$nb_d = S_{\text{downcomers}} / S_{\text{unitaire}}$$

$$nb_d = 612$$

La disposition des cannes sera 9 cannes à chaque point, ce qui nous donne $612 / 9 = 68$, donc on va essayer de distribuer ces 68 cannes selon la longueur des trois conduites.



Disposition des downcomers le long des conduites

On va appliquer la règle de trois pour savoir le nombre optimal des cannes dans chaque conduite :

68	19m
X1	7m
X2	6m

X1= (7*68) /19 = 25 Cannes.

X2= (6*68) /19 = 21,5 ≈ 22 Cannes

Le nombre total sera question de changement pour assurer cette disposition dans chaque sous conduite, donc le nombre total des downcomers dans tout le système sera :

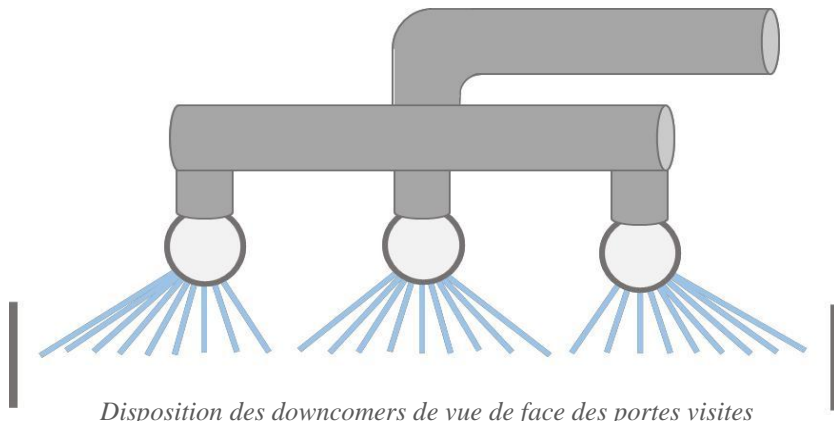
$$nb_d = 9*25*+(9*22*2)$$

$$nb_d = 621$$

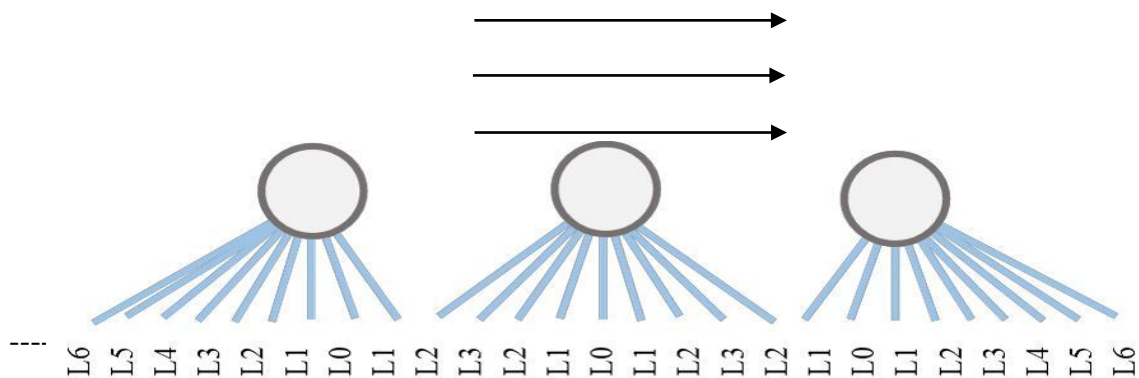
Les longueurs et les déviations des downcomers sont bien calculées, de façon à assurer une bonne distribution d'acide. On remarque sur la figure qu'on aura 27 downcomers sur un plan, alors la distance entre les downcomers doit être réparti de manière identique. La distance H est

$$H = \text{Longueur}_{\text{conduite}} / \text{espaces}_{\text{entre-downcomers}}$$

$$H = 7000/28 = 250 \text{ mm}$$



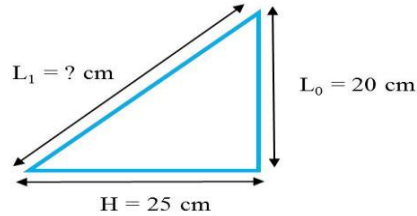
Le calcul des longueurs des downcomers était basé sur la fixation du downcomer central à une longueur de 20 cm pour assurer la bonne irrigation.



Numérotation des longueurs des downcomers

On a la longueur à l'aide du théorème de Pythagore, par exemple pour déduire L1 :

$$L_1 = \sqrt{(H^2 + L_0^2)}$$



Le tableau suivant donne la longueur et le nombre des downcomers :

Tableau 19 : Longueurs des downcomers

Longueur (cm)		Nombre par pass	Nombre total
L0	20	3	69
L1	32	6	138
L2	53,9	6	138
L3	77,6	4	94
L4	102	4	94
L5	126,6	2	44
L6	151,3	2	44
			621

Remarque

Le poids du système de distribution est porté non seulement par les supports de suspension mais aussi le garnissage. D'où, on déduit que la totalité de la longueur du downcomer au milieu est immergé dans le garnissage.

4. Etude mécanique

De point de vue mécanique le système de distribution doit résister aux contraintes mécaniques à l'intérieur et du milieu externe exercés sur le système de distribution. Pour concevoir un système de distribution robuste et résistant de point de vue mécanique on doit jouer sur les paramètres suivants :

- Minimiser au maximum les contraintes appliquées ;
- Le type de matériaux : il faut choisir un matériau résistant à la traction, la flexion et la torsion et à la corrosion (sous contrainte du cout) ;
- L'épaisseur : c'est le diamètre externe moins le diamètre interne. Certes une bonne épaisseur donne une bonne résistance mécanique d'un côté mais d'un autre elle fait augmenter le poids et les coûts.

3.4.1 Choix du matériau de construction

- **Pour les conduites**

On doit choisir un matériau qui résiste à la corrosion et plus économique.

Selon le centre Belge de la corrosion, la liste des matériaux métalliques résistant à la corrosion est la suivante :

Tableau 20 : Coûts comparés des matériaux métalliques résistants à la corrosion

Matériaux	Prix par Kilo
Acier au Carbone	25
Zecor	30,7
Inox SX	28,3
Inox 304-L	25,8
Inox 316-L	26,2
Inox 310-S	25,2

On va choisir l’Inox 310-S car l’Alliage 310S, une nuance austénitique de chrome-nickel, présente une excellente résistance à l’oxydation jusqu’à 1094 °C. Il possède également une bonne résistance à la sulfuration et aux autres formes de corrosion thermique grâce à sa forte teneur en chrome et en nickel. Son prix est acceptable en comparant avec les métaux nobles qui résistent à la corrosion mais ils sont très chers.

Propriétés mécaniques et physiques	21,1 °C	537,8 °C
Résistance à la traction ultime /Mpa	551,6	467,5
Limite d'élasticité à 0,2 % /Mpa	241,3	143,4
Allongement (%)	52	47
Fluage minimal 0,0001 % par h /MPa	*	*
Force de rupture à 10 000 h	*	*
Coefficient de dilatation thermique /µm/m.°C	*	17,1
Conductivité thermique /kcal/(h.m.°C)	11,3	20,2
Module d'élasticité / GPa	200	159

Tableau 21 : propriétés Inox 310-S

• **Pour les downcomers**

Les downcomers ne seront pas du même matériau que les conduites, car ils sont sous la contrainte de bouchage d’où ils doivent être transparents. Le verre et les différents types de PVC peuvent assurer cette fonctionnalité mais le verre est très cher.

Le Tableau ci-dessous représente la résistance des plastiques, les notations utilisées sont :

A = très bonne résistance ; **B** = résistance limitée ; **C** = aucune résistance

Substances	PC	PE-HD	PE-LD	PET	POM	PP	SI	PVC-U	PVC-P	PTFE
Acide fluorhydrique	B	A	A	C	A	A	B	A	A	A
Acide nitrique concentré	C	B	B	C	B	C	C	B	C	A
Acide sulfurique	C	C	C	C	C	C	C	C	C	A

Tableau 22 : Résistance des plastiques aux différents acides

Donc les downcomers seront fabriqués de PTFE (Polytétrafluoréthylène).

3.4.2 Détermination de l'épaisseur

- Pour les conduites

On a choisi l'Inox 310-S, on calcule d'abord l'épaisseur minimale par la relation suivante donner selon les normes de fabrication du tube NFA49112 (TUE220A) :

$$e = 20 P.D_i / (\sigma + P)$$

P : la pression dans le système en MPa

e : l'épaisseur en mm

D_i : le diamètre interne en mm

σ : la résistance élastique

On a la pression de refoulement de la pompe d'acide à partir de bac de circulation est :

$$P' = 3,5 \text{ Bar}$$

Et on a 40% des pertes de charge pour arriver à l'entrée de la tour, alors :

$$P = 2,1 \text{ Bar}$$

Donc :

$$e = 11.7 \text{ mm}$$

Calcul d'épaisseur à commander :

$$e' = e + C + e * C1 / 100 + C2$$

e' : l'épaisseur final en mm e : épaisseur minimal en mm

C : surépaisseur pour tenir compte de l'érosion et de la corrosion. Pris par défaut à 1mm

C1 : il s'agit de la tolérance possible sur l'épaisseur du tube, égal à 15% par défaut

C2 : coefficient qui correspond à l'amincissement possible en cours de fabrication. Par défaut pris égale à 0.

Donc : $e' = 12.72 \text{ mm}$

Alors on va choisir :

$$e' = 13 \text{ mm}$$

- **Pour les downcomers**

L'épaisseur des cannes en TPFE utilisé pour l'arrosage de l'acide sulfurique, disponible sur le marché est :

$$e = 1 \text{ mm}$$

3.4.2 Récapitulation du résultat du dimensionnement

Regroupant les résultats de la partie de dimensionnement pour nous aider à la suite lors de la rédaction de cahier des charges :

- Diamètre interne de la conduite d'alimentation : $D=0,7 \text{ m}$
- Diamètre interne du collecteur : $D=0,7 \text{ m}$
- Diamètre interne des sous-conduites : $D'=0,4 \text{ m}$
- Diamètre interne des downcomers : $d''= 20 \text{ mm}$
- Longueur de la conduite d'alimentation : $L = 3,5 \text{ m}$
- Longueur du collecteur : $L = 3,5 \text{ m}$
- Longueur de la sous-conduite du milieu : $L = 7 \text{ m}$
- Longueur des deux autres sous-conduites : $L = 6 \text{ m}$
- Type du matériau des conduites : Inox 310-S
- Type du matériau des downcomers : TPFE
- L'épaisseur des canalisations est : 13 mm
- L'épaisseur des downcomers est : 1 mm

IV. Cahier des charges

Le cahier des charges, c'est l'expression écrite des besoins à satisfaire. Il sert à formaliser le besoin et à l'expliquer aux différents acteurs pour s'assurer que tout le monde est d'accord. Le tableau ci-après représente les spécifications techniques et économiques du système de distribution demandé qui concerne la tour d'absorption dans la ligne 01Y.

La conception nécessite un certain nombre de fournitures, l'estimation de leurs prix relatifs peut être adoptée de la manière suivante :

Désignation	Matériaux	Dimensions (mm)			Nombre	Quantité (Kg)	Prix unitaire (\$)	Prix total (\$)
		Longueur	Diamètre externe	Epaisseur				
Conduite d'alimentation	Inox 310-S	3500	700	13	1	793	25,2	19983,6
Manchette de liaison	Inox 310-S	100	700	13	1	11,33	25,2	285,516
Collecteur	Inox 310-S	3500	700	13	1	396,53	25,2	9992,556
Manchette de liaison	Inox 310-S	100	400	13	3	7	25,2	529,2
Sous-conduite	Inox 310-S	7000	400	13	1	450	25,2	11340
		6000	400	13	2	386	25,2	19454,4
Downcomers	Polytétrafluor éthylène PTFE	500	20	1	69	0,01	650	448,5
		559	20	1	138	0,04	650	3588
		612,4	20	1	138	0,04	650	3588
		661,4	20	1	94	0,04	650	2444
		707,1	20	1	94	0,05	650	3055
		750	20	1	44	0,05	650	1430
		790,6	20	1	44	0,05	650	1430
Coude	Inox 310-S	90° / Ø 700			1	226,25	25,2	5701,5
Travaux de fabrication								
Travaux	Débitage, Percage, Assemblage, Soudure, Manutention, Finition, Contrôle, Montage						30000	
Totale							Totale	113270

V. Retour sur investissement

On ne peut jamais dire qu'un projet est réussi sans revenir au retour sur investissement.

Dans notre projet on cherche à atteindre la quantité nominale de vapeur MP, donc on a essayé de chercher la source de problème puis on a passé à faire une nouvelle conception au niveau du système de distribution qui coûte environ de 101232.892 \$.

Données			Notre situation		
Vapeur (Tonnes)	Energie électrique	Prix \$/MW	Vapeur T/J Récupérable	Energie MW /J Récupérable	Prix en \$ Récupérable / J
6,5	1 MW	71,08	312	48	3412
Durée pour récupérer le prix investit (jours)					33

Tableau 23 : Retour sur investissement

Conclusion

Dans ce chapitre nous avons dimensionné les différents éléments du nouveau système de distribution d'acide adopté à nos besoins. Ensuite, nous avons établi un cahier des charges constructeur. Puis, on a fait une pré qualification économique pour faire une estimation de prix. Et on a finalisé notre travail par un retour sur investissement.

Conclusion Générale

L'atelier sulfurique du Maroc phosphore III-IV joue un rôle très important dans la production d'acide sulfurique qui s'effectue principalement au niveau des tours d'absorption, ainsi la production de la vapeur MP au niveau des systèmes de récupération de la chaleur qui sont sujets à la faible productivité. C'est pour cela l'office chérifiens des phosphates a essayé d'investir un chiffre d'affaire pour la rénovation de ces systèmes.

On a vu qu'on a des pertes d'énergies très importante au niveau du refroidisseur. D'où vient l'idée de faire des modifications sur la ligne Y afin de récupérer cette vapeur dégagée et nommée la ligne Y par une ligne HRS. On a commencé par un bilan d'énergie qui nécessite un bilan de matière pour sortir concrètement les pertes énergétiques en valeur de **31MW**.

Références Bibliographiques

- [1] <http://www.ocpgroup.ma/fr/accueil>
- [2] Christophe Ancey. Mécanique des fluides-chapitre 4-équations de bilan. EPFL.
- [3] <https://tmsec.pagesperso-orange.fr/Clim1-DEBITS.pdf>
<https://docplayer.fr/65690640-Chapitre-2-bilans-de-matiere-en-regime-permanent.html>
- [4] <https://www.superprof.fr/ressources/scolaire/physique-chimie/premiere-s/thermodynamique/changement-de-temperature.html>
- [5] http://nte.mines-albi.fr/Thermo/co/uc_ChgmtPhasesLV.html
https://fr.wikiversity.org/wiki/Changements_d%27%C3%A9tats/Vaporisation_et_condensation
- [6] <https://patents.google.com/patent/WO1999039990A1/fr>
- [7] Yves Jannot & Christian Moyne. Transferts thermiques 2012. 83 p.

[8] <https://catalogue.bnf.fr/ark:/12148/cb124752590>

http://www.mineralinfo.fr/sites/default/files/upload/documents/Fiches_criticite/fichecriticitezr180702.pdf

<http://www.boursometaux.com/calculatrice>

<http://www.flexitec.fr/diametres/index.html>

CCV001. Propriétés mécaniques des matériaux – Matériaux de construction – Conservatoire Nationale des Arts et Métiers.

BRGM. (2018) Fiche de synthèse sur la criticité des métaux - Le zirconium - Bureau de Recherches Géologiques et Minières.

[9] <https://www.acier-detail-decoupe.fr/aciers/1223-inox-310s-14845.html>

[10] <https://www.michaud-chailly.fr/custom/images/rtf/ptfe-polytetrafluorethylene-pdf-ptfe-lmod1.pdf>

<https://www.atlantic-robinetterie.fr/catalogue/georg-fischer/georg-fischer-pvc-u-et-pvc-c>

MERCIER J-P, MARECHAL E. - Chimie des polymères. Synthèse, réactions, dégradations. Presses polytechniques et universitaires romandes, 1996. 466 p.

[11] file:///C:/Users/user/Downloads/aide_epaisseur_tube.pdf

Annexes

Annexe 1 : Méthode QQQCCP

Le QQQCCP (Quoi, Qui, Où, Quand, Comment, Combien, Pourquoi), appelé aussi méthode du questionnement est un outil d'aide à la résolution de problèmes comportant une liste quasi exhaustive d'informations sur la situation.

La méthode QQQCCP est un outil adaptable à diverses problématiques permettant la récolte d'informations précises et exhaustives d'une situation et d'en mesurer le niveau de connaissance que l'on possède. Elle s'intègre parfaitement dans diverses démarches permettant entres autres :

Annexe 2 : Diagramme ISHIKAWA

Le **diagramme d'Ishikawa** ou diagramme de causes-effets (aussi appelé diagramme « arête de poisson » en rapport avec sa représentation graphique) est un outil qualité utilisé pour identifier les causes d'un problème et pour visualiser, de façon simple, l'ensemble des causes potentielles concernant le constat d'un effet quel qu'il soit.

Ce diagramme s'inscrit dans la démarche de résolution de problème. Il permet, à partir de l'analyse des données d'une situation d'identifier le problème en mettant en relation les éléments entre eux. Il permet d'identifier les causes d'un effet précis : par exemple un problème technique.

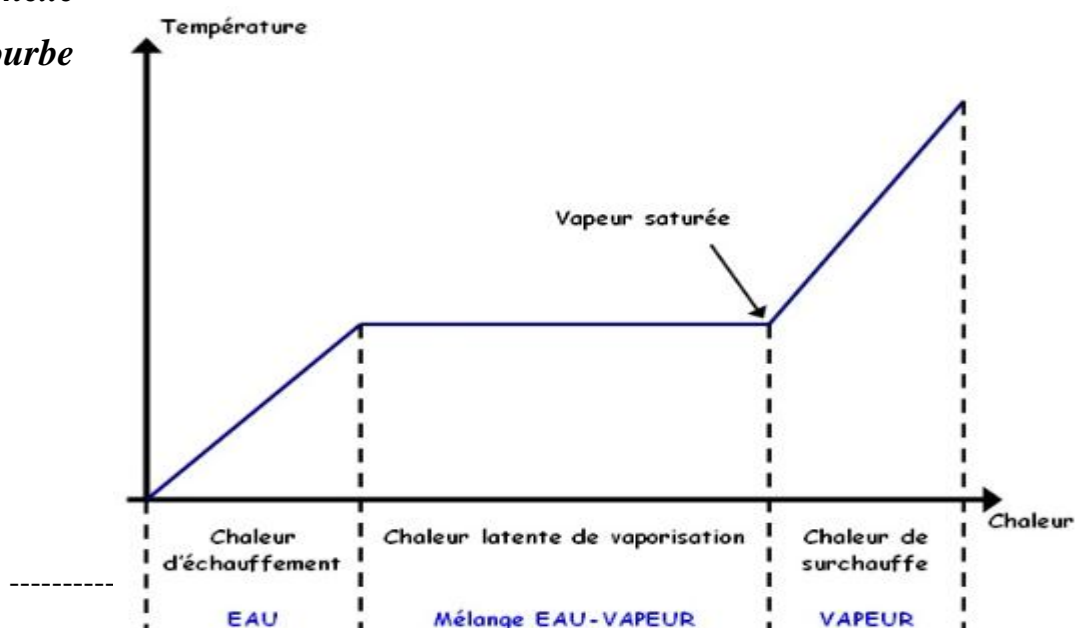
Les causes potentielles d'un problème quel qu'il soit sont regroupées par familles autour des « 5M » (Main-d'œuvre, Matériel, Matière, Méthode et Milieu).

Il est fréquent que les causes relèvent de 7 catégories selon la règle des 7M :

- **La matière, ou les matériaux**, entrées de matières premières : les matières et matériaux utilisés et entrant en jeu dans le processus ;
- Le **matériel employé** (de production ou de suivi) : l'équipement, les machines, le matériel informatique, les logiciels et les technologies ;
- Le **milieu ou le contexte de travail** : qu'il soit culturel, social ou matériel (disposition des locaux par exemple) ; l'environnement, le positionnement, le contexte ;
- Les **méthodes** : techniques et procédures : le mode opératoire, la logique du processus et la recherche et développement ;
- La **main d'œuvre** : le personnel, plus généralement les interventions humaines ;
- Les **moyens financiers** ;
- Le **management**.

Annexe
 Courbe

3 :
 de



vaporisation de l'eau

Dans la première partie du graphique, à gauche, est représentée la **chaleur d'échauffement**. Dans cette partie, il n'y a que de l'eau. Si on imagine que l'on est à la pression atmosphérique, le point de départ de la courbe sera le 0 °C et le point d'arrivée de la première partie sera le 100 °C. Entre ces deux points, rien de compliqué, plus l'on veut augmenter la température de l'eau plus il faudra d'énergie.

Dans la deuxième partie du graphique, est représentée la **chaleur latente de vaporisation**. Si on imagine toujours que l'on est à la pression atmosphérique, la température sera de 100 °C dans toute cette portion. À gauche, on aura de l'eau, et plus on admettra de chaleur, plus cette eau se transformera en vapeur jusqu'à arriver à droite en vapeur saturée, où il n'y aura plus que de la vapeur. On appelle aussi cette partie **état biphasique**, car on est en présence d'eau et de vapeur.

Dans la troisième et dernière partie, est représentée la **chaleur de surchauffe**. Dans cette partie il n'y a que de la vapeur. Si on imagine que l'on est à la pression atmosphérique, le point de départ de la courbe sera le 100 °C (le 100 °C en vapeur, c'est-à-dire à partir du point de vapeur saturée), et plus on admettra de chaleur plus l'on augmentera la température de la vapeur.

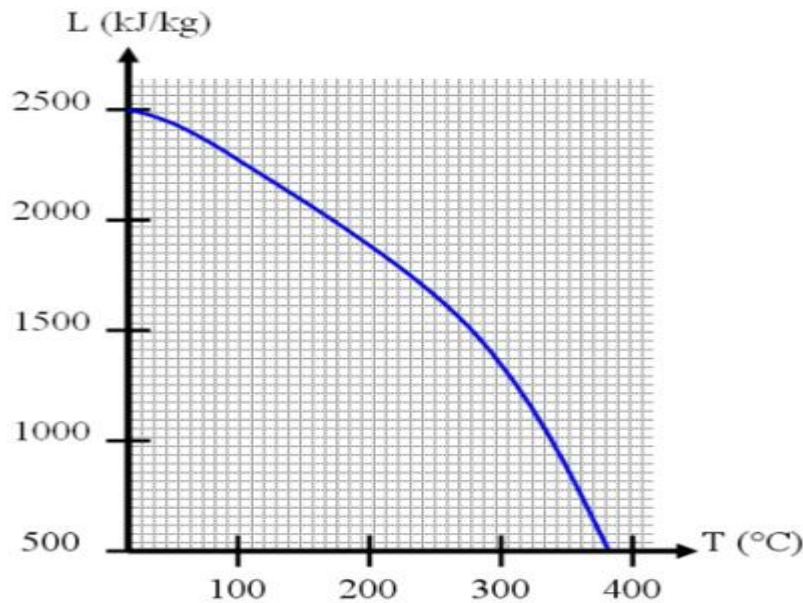
La **chaleur totale** est la quantité de chaleur qu'il faut fournir à 1 kg d'eau à la température initiale pour le transformer en 1 kg de vapeur saturée à la température finale.

Soit la formule :

$$\text{Chaleur totale (Qt)} = \text{chaleur d'échauffement} + \text{chaleur latente}$$

La **chaleur latente de vaporisation** est la quantité de chaleur qu'il faut *fournir* à 1 kg de liquide (à pression et température constantes) pour obtenir 1 kg de vapeur saturée. L'unité est le **Joule/kilogramme (J/kg)** et est notée : **L_v**

Voici la courbe représentative de la chaleur latente de vaporisation de l'eau : $L=f(T)$:



Le **titre de la vapeur** est la quantité de vapeur contenu dans le mélange eau-vapeur lors de la vaporisation.

Le titre, noté X, est compris entre 0 et 1 et ne possède pas d'unité.

$$X = \frac{\text{masse de vapeur}}{\text{masse d'eau} + \text{masse de vapeur}}$$

- Pour $X = 0$, alors 0% de vapeur dans le mélange
- Pour $X = 1$, alors 100% de vapeur dans le mélange

Annexe 4 : Calcul des paramètres du nouveau système de distribution d'AS

- **Sous-conduites**

$$U_1 = U_2$$

$$Q/S_1 = Q'/S_2 \text{ avec } Q' = Q/3$$

$$\text{Donc } Q/S_1 = Q/3 * S_2$$

$$\text{Alors } S_1 = 3 * S_2$$

$$\pi D^2/4 = \pi D'^2/12$$

$$D' = D / \sqrt{3}$$

Annexe 5 : Calcul du poids des différents matériaux

- Pour l'Inox 310-S

Matériaux :	Inox	Diamètre extérieur	400	mm
Nuances :	310	Diamètre intérieur	383	mm
Formes :	Tube	Longueur	600	mm
Nombre de pièces :	2			
CALCULEZ				
Poids de la pièce (kg) :		Poids total (kg) :		
50.18		100.36		

Matériaux :	Plastique	Diamètre extérieur	20	mm
Nuances :	PTFE	Diamètre intérieur	19	mm
Formes :	Tube	Longueur	791	mm
Nombre de pièces :	44			
CALCULEZ				
Poids de la pièce (kg) :		Poids total (kg) :		
0.05		2.35		

- Pour le polymère PTFE

DÉSIGNATION NORMALISÉE

- Polytétrafluoroéthylène.

TYPE DE PRODUIT

- Polymère fluoré.

COULEURS

- Naturel.

CARACTÉRISTIQUES

Points forts :
 Haute résistance aux températures extrêmes.
 Haute résistance aux agents chimiques et solvants.
 Anti-adhérence élevée.
 Propriété diélectrique élevée.
 Coefficient de friction très bas.
 Sans conséquences physiologiques.

Points faibles :
 Résistance à l'usure limitée (sous charge).
 Collage impossible ou presque.
 Sensible au fluage et ne servira donc pas à la construction d'éléments mécaniquement sollicités.
 Densité élevée.

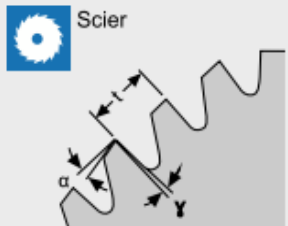
DOMAINES D'APPLICATIONS TYPES

- Industrie chimique : joints, bagues d'étanchéité, sièges et disques de vannes, appareillage de laboratoires, pièces isolantes, revêtements anti-adhérents.
 - Etc.

GÉNÉRALES	NORMES	VALEURS	UNITÉS
Densité	DIN EN ISO 1183-1	2,14 à 2,18	g/cm ³
Absorption d'humidité	DIN EN ISO 62	-	%
MÉCANIQUES	NORMES	VALEURS	UNITÉS
Résistance à la traction	DIN EN ISO 527	≥20	MPa
Allongement à la rupture	DIN EN ISO 527	≥200	%
Module d'élasticité à la traction	DIN EN ISO 527	-	MPa
Résistance au choc ⁽¹⁾	DIN EN ISO 179	-	kJ/m ²
Dureté à la bille	DIN EN ISO 2039-1	-	MPa
Dureté shore D	DIN EN ISO 868	51-60	Echelle D
Coefficient de frottement à sec		0,06	
Taux d'usure ou Sand-Slurry		-	µm/km
THERMIQUES	NORMES	VALEURS	UNITÉS
Température de fusion	ISO 11357-3	-	°C
Conductibilité thermique	DIN 52612-1	0,2	W / (m * K)
Capacité thermique spécifique	DIN 52612	1,05	kJ / (kg * K)
Coefficient de dilatation thermique linéaire	DIN 53752	130	10 ⁻⁶ K ⁻¹
Température d'utilisation à long terme	Moyenne	-200 à 260	°C
Température d'utilisation à court terme	Moyenne	-	°C
Température de déformation sous charge	DIN EN ISO 75 méthode A	-	°C
ÉLECTRIQUES	NORMES	VALEURS	UNITÉS
Constante diélectrique	IEC 60250	-	-
Facteur de perte diélectrique 50Hz	IEC 60250	-	-
Résistivité volumique	IEC 60093	10 ¹⁸	Ω*cm
Résistivité superficielle	IEC 60093	10 ¹⁷	Ω
Résistance aux courants de cheminement CTI	IEC 60112	-	-
Rigidité diélectrique	IEC 60243	20 à 40	kV/mm

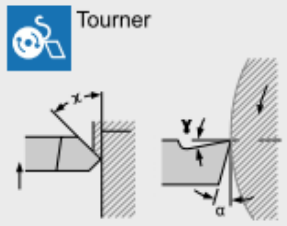
⁽¹⁾ Charpy-entaille

Scier



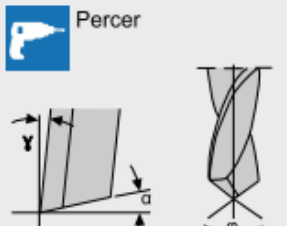
	mini	maxi
α	20	30
γ	5	8
ν	300	300
t	2	5

Tourner



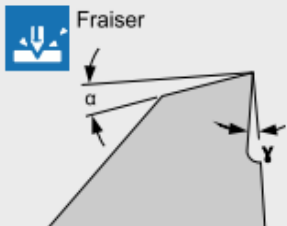
	mini	maxi
α	10	10
γ	5	8
χ	10	10
ν	150	500
S	0,1	0,3

Percer



	mini	maxi
α	10	16
γ	5	20
φ	130	
ν	150	200
S	0,1	0,3

Fraiser



	mini	maxi
α	5	15
γ	5	15
ν	250	500

Symbole	α	χ	γ	φ	ν	t	S
Désignation	Angle de dépouille	Angle de réglage	Angle de dégagement	Angle de pointe	Vitesse de coupe	Pas	Avance
Unité	°	°	°	°	m/min	mm	mm/U mm/r mm/tr

Annexe 6 : Caractéristiques du PTFE