



Licence Sciences et Techniques (LST)

GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

ETUDE DES SOURCES DE PERTES EN P_2O_5 ET
L'AMELIORATION DU RENDEMENT DES UNITES DE
CONCENTRATION D'ACIDE PHOSPHORIQUE DE
IDS/CP/P1

Présenté par :

◆ **BELKRAFI Siham**

Encadré par :

◆ **Mr BEN BAADI**
◆ **Pr A.EL GHAZOUALI**

Soutenu Le 13 Juin 2011 devant le jury composé de:

- **Pr A.EL GHAZOUALI**
- **Pr A.BOUKIR**
- **Pr H.SOUHA**

Stage effectué à l'OCP de Safi

Année Universitaire 2010 / 2011

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier tout d'abord M. le Directeur de Maroc Phosphore de Safi de m'avoir accordé ce stage, ainsi que **M.BEN BAADI** chef de service d'atelier phosphorique I à Maroc Chimie pour sa bienveillance.

Mes vifs remerciements vont également à **M. KAMAL, RAHIMI, M'HAMDI, QARNAOUI** pour leurs collaborations, assistance continues, disponibilités et surtout leurs directives toujours constructives tout au long de mon stage.

Je remercie aussi vivement tous les agents d'atelier phosphorique 1 pour leurs soutiens et aide précieuse durant cette période de stage.

Je tiens à remercier monsieur le Pr A.ELGHAZOUALI qui m'a encadré par ses conseils pertinents.

Je tiens à remercier les membres du jury qui m'ont fait l'honneur de siéger au jury de mon projet de fin d'études.

Je tiens aussi à remercier cordialement tout le corps professoral et administratif de notre Faculté pour leur soutien tout au long de notre formation.

Enfin, merci à tous ceux qui ont participé de près ou de loin à l'élaboration de mémoire de PFE et au bon déroulement du stage.

SOMMAIRE

Introduction générale.....	1
Chapitre 1 : Présentation du groupe OCP et description du procédé	
1.1. Généralités	3
1.1.1. Présentation du groupe OCP	3
1.1.2. Pôle chimie de Safi.....	3
1.1.3. Division Maroc chimie.....	5
1.2. Procédé de production de l'acide phosphorique par attaque sulfurique.....	7
1.2.1. Réactions chimiques de la production d'acide phosphorique	7
1.2.2. Description de l'atelier phosphorique 1	10
Chapitre 2 : Etudes des sources de pertes en P₂O₅ Au niveau des unités de la concentration d'acide phosphorique	
2.1. Description du procédé	20
2.2. Les paramètres de marche	20
2.3. Identification des pertes	21
2.4. Analyse des pertes	22
Chapitre 3 : Proposition des leviers d'amélioration du rendement des unités de concentration d'acide phosphorique à l'atelier P1	
3.1. Analyse des pertes au niveau de la garde hydraulique	23
3.2. Correction des paramètres de marches	28
3.3. Proposition des solutions pour l'amélioration du rendement.....	33
Conclusion	34
Références bibliographiques	35

Liste des tableaux

Tableau 1: Les Paramètres de Marche	1
Tableau 2: Suivi du rendement janvier-2011	23
Tableau 3: Suivi du rendement février-2011	25
Tableau 4: Suivi du rendement mars-2011	26
Tableau 5: Suivi du rendement avril-2011	27
Tableau 6: Corrections des Température d'entrée et sortie d'acide	30

Liste des figures

Fig 1.1 : Schéma de l'unité de broyage des phosphates	12
Fig 1.2 : Schéma de l'unité d'attaque	14
Fig 1.3 : Schéma de l'unité de filtration	15
Fig 1.4 : Schéma bloc du lavage des gaz de l'attaque filtration	16
Fig 1.5 : Schéma de l'unité de Concentration d'ACP	17
Fig 1.6 : Schéma de l'unité de Stockage d'ACP	18
Fig 2.1 : Evolution de rendement-janvier 2011	24
Fig 2.2 : Evolution de rendement-février 2011	25
Fig 2.3 : Evolution de rendement-mars 2011	27
Fig 2.4 : Evolution de rendement-avril 2011	28

Nomenclature

Désignation	Signification
CAP	Concentration acide phosphorique
AP	Attaque/Filtration
PP	Production Phosphorique
LLFC	Flash cooler
D	Débit
t_s	temps de séjour
T_s	Taux de solide
HP	Haute Pression
MP	Moyenne Pression
BP	Basse pression
PCS	Pôle Chimie Safi
TSP	Tri sulfate de phosphate
PS	Production Sulfurique
E	Echangeur
R_c	Rendement chimique
R_t	Taux d'attaque
n	Nombre de mole

Introduction

Afin de renforcer et de préserver sa position de leader mondial dans l'industrie des phosphates, le Groupe OCP se fixe comme objectif permanent l'optimisation et l'amélioration continue dans ses différents secteurs d'activités.

La plate forme de Maroc Phosphore Safi adhère pleinement à cette politique et s'engage dans plusieurs démarches qui visent à améliorer les performances de ses unités. C'est dans cette perspective que s'inscrit donc le sujet de mon Projet de Fin d'Etudes.

Dans le but de la maîtrise et de l'amélioration du rendement industriel des unités de production de l'acide phosphorique, on a procédé comme suite :

1. Etudier les sources de pertes de P_2O_5 en niveau des unités de concentration d'acide phosphorique,
2. Proposer des leviers d'amélioration du rendement des unités de concentration d'acide phosphorique à l'atelier P1.

CHAPITRE 1 :

Présentation du groupe OCP et description
du procédé

1.1. Généralisés

1.1.1. Présentation du groupe OCP

Les phosphates marocains sont exploités dans le cadre d'un monopole d'État confié à un établissement public créé en Août 1920 : l'Office Chérifien des Phosphates, devenu Groupe OCP en 1975. Mais c'est le 1^{er} Mars 1921 que l'activité d'extraction et de traitement démarre à Boujniba, dans la région de Khouribga.

En 1965, avec la mise en service de Maroc Chimie à Safi, le Groupe devient également exportateur de produits dérivés. En 1998, il franchit une nouvelle étape en lançant la fabrication et l'exportation d'acide phosphorique purifié.

L'OCP est le premier exportateur mondial des phosphates, il écoule 95% de sa production en dehors des frontières nationales et il est un moteur de l'économie marocaine.

Le groupe OCP réalise un chiffre d'affaires annuel de 2 milliards de dollars; ses exportations représentent 25 à 30% du commerce international des phosphates et de ses dérivés. L'activité du groupe s'étale sur six zones géographiques du pays ; quatre sites d'exploitation minière : Khouribga, Youssoufia, Bengrir et Boucraa-Laayon et deux sites de transformation chimique : Jorf lasfar et Safi qui constituent un vecteur de développement régional et national importants.

L'OCP a commencé une très large industrialisation avec son activité et a créé des usines pour les dérivés des phosphates (acide phosphorique 29%, 54%, fertilisant (DAP, MAP, TSP, NPK, etc.), ce qui constituera le noyau du groupe OCP. La production totale du phosphate au Maroc qui était de 5 millions de tonnes en 1955, a dépassé la barre de 20 millions de tonnes en 1984.

Depuis lors, elle avoisine les 23 millions de tonnes annuel, qui recèle les trois-quarts des réserves mondiales, ce qui a permis à l'O.C.P. de se doter d'une industrie chimique de valorisation et de transformation des phosphates de grande envergure.

1.1.2. Pôle chimie de SAFI

La Direction des industries chimiques de SAFI (DIS) est un ensemble d'unités industrielles situé à 10 kilomètres de SAFI, qui appartient au Groupe Office Chérifien des Phosphates destiné à la fabrication industrielle de l'acide phosphorique titrant 54% en P₂O₅

à partir des phosphates extraits des minerais de Youssoufia et de Bengrir ; ainsi qu'à la fabrication des engrais TSP.

La direction pôle chimique de Safi « PCS » Comprend quatre divisions.

- ◆ Maroc Chimie (PC), Créée en 1965
- ◆ Maroc Phosphore I (PP), Créée en 1976
- ◆ Maroc Phosphore II (PM), Créée en 1981
- ◆ Infrastructures de Safi (IS).

- **Division Maroc-Phosphore I :**

Créée en 1975, MP a pour mission de fabriquer l'acide phosphorique à 54% P_2O_5 . Elle comporte quatre ateliers principaux :

- Atelier de fusion et de filtration du soufre
- Atelier de production de l'acide sulfurique
- Atelier d'énergies et de fluides
- Atelier de production d'acide phosphorique.

- **Division Maroc-Phosphore II :**

MD est créée en 1981 dans le but de valoriser les phosphates provenant de Benguerir. Elle dispose de 4 unités:

- Unité de laverie de phosphate
- Unité de production d'énergies et de fluides
- Unité de production d'acide sulfurique
- Unité de production d'acide phosphorique.

- **Division Maroc-Chimie**

- Ateliers de production de l'acide sulfurique
- Atelier d'énergies et de fluides
- Ateliers de production d'acide phosphorique
- Atelier de production des engrais TSP

1.1.3. Division Maroc chimie

La division Maroc chimie a pour vocation la fabrication de l'acide phosphorique à 54 % P_2O_5 et les engrais Triple Super Phosphate (TSP). Elle se compose de quatre unités principales :

- Ateliers de production de l'acide sulfurique
- Atelier d'énergies et de fluides
- Ateliers de production d'acide phosphorique
- Atelier de fabrication des engrais TSP.

• Ateliers de production de l'acide sulfurique

Atelier PS II :

L'atelier PS II comprend deux lignes identiques X et Y de capacité unitaire 1000T H_2SO_4 /J concentré à 98.5%. La fabrication se fait selon le procédé à simple absorption MONSANTO.

Atelier PS III :

De capacité 2300T H_2SO_4 /J concentré à 98.5% avec un rendement de conversion de 99.7%.

L'atelier PS III a la particularité d'avoir un procédé à double absorption, ce qui augmente le rendement de conversion, cette double absorption est assurée par la tour HRS ;

A la différence de PS II, au 3ème étage du convertisseur ($SO_2 - SO_3$) le gaz passe à la tour HRS pour une première absorption avant d'intégrer le 4^{ème} étage du convertisseur et se diriger vers la tour d'absorption finale.

• Atelier d'énergies et de fluides

Constitué d'une centrale thermoélectrique, d'une unité de traitement d'eau douce et d'une station de pompage d'eau de mer. Cet atelier permet d'alimenter la division en toutes les utilités dont il a besoin, à savoir :

- Les différentes qualités d'eau : eau filtrée, eau déminéralisée, eau d'alimentation
- La vapeur MP
- L'air comprimé
- L'énergie électrique fournie par trois groupes turboalternateurs.

• Ateliers de production de l'acide phosphorique

Les ateliers phosphoriques de la division MC ont été conçus pour la production d'un acide titrant 54% en P_2O_5 selon les procédés PRAYON et RHÔNE-POULENC.

L'atelier PI dispose de :

- 4 lignes 1-2-3-4 de production d'acide phosphorique 30% (Filtres Prayon)
- Une ligne de production d'acide phosphorique concentré 54%(CAP5 et CAP6).
- L'atelier PII dispose de :

- 2 lignes de production d'acide phosphorique 30% (1 filtre Prayon et un filtre Ucego)
- 4 lignes de concentration d'acide phosphorique 54% (2x-2y-3x- 3y)
- 2 unités de clarification d'acides phosphoriques 30% et 54%.

• **Atelier de production des engrais TSP**

La Division MC dispose de deux lignes identiques de production d'engrais TSP: la ligne Nord et la ligne Sud.

La fabrication des engrais TSP utilise le procédé Saint Gobin dont le principe est de convertir le P₂O₅ des phosphates broyés et d'acide phosphorique titrant 42% en matières fertilisantes.

Ce procédé renferme quatre étapes essentielles :

- Réaction : c'est une attaque du phosphate broyé à 160 µm par l'acide phosphorique à 42% P₂O₅ dans une cuve agitée dans laquelle est maintenue une température de 140°C à l'aide de l'injection de la vapeur.
- Granulation : elle se fait dans un tambour rotatif dans lequel la bouillie (qui provient par débordement de la cuve d'attaque) est coulée sur le produit recyclé. Celui-ci joue le rôle de support de granulation.
- Séchage : il consiste à débarrasser les granulés de leur humidité élevée susceptible de causer des problèmes de colmatage par la suite.
- Classification : le produit séché est repris à la sortie du tube sécheur par un élévateur à godets qui alimente une série de quatre tamis vibrants fonctionnant en parallèle. Les granulés dont le diamètre est compris entre 2 et 4 mm constituent le produit fini, tandis que les autres sont soit recyclés (< 2 mm), soit broyés ou concassés (> 4 mm).

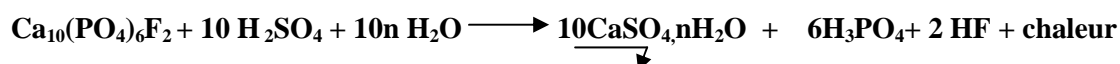
1.2. Procédé de production d'acide phosphorique par attaque sulfurique

Le procédé de production de l'acide phosphorique par attaque des phosphates naturels par l'acide sulfurique est le plus ancien et le plus répandu dans le monde.

1.2.1. Réactions chimiques de la production d'acide phosphorique

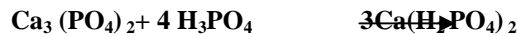
• **Réactions principales**

Les phosphates naturels sont formés principalement de fluorapatite de formule générale 3(Ca₅(PO₄)₂)CaF₂ et ont pour réaction principale d'attaque par acide sulfurique :

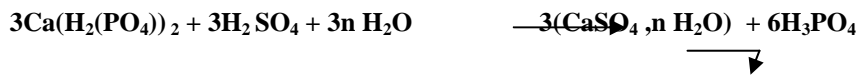


Lorsque le rapport H₃PO₄/H₂SO₄ est élevé, cette réaction globale s'effectue en deux étapes :

- L'attaque du phosphate par H₃PO₄ pour former du phosphate monocalcique soluble :



- La réaction entre le phosphate monocalcique et l'acide sulfurique pour former l'acide phosphorique et le gypse :



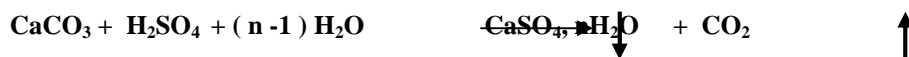
Lorsque le rapport $\text{H}_3\text{PO}_4 / \text{H}_2\text{SO}_4$ est petit, on peut assister à une attaque importante et directe du phosphate tricalcique par H_2SO_4 :



Selon les conditions maintenues pendant l'attaque du phosphate (température, concentration de l'acide phosphorique, concentration de l'acide sulfurique), le sulfate de calcium peut précipiter sous forme de dihydrate $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, hémihydrate $\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ ou anhydride CaSO_4 .

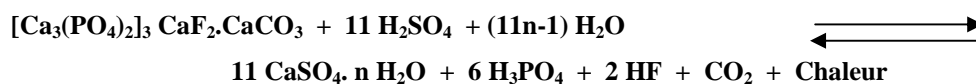
- $n = 2$ pour $70^\circ\text{C} < T < 80^\circ\text{C}$
- $n = 1/2$ pour $80^\circ\text{C} < T < 100^\circ\text{C}$
- $n = 0$ pour $T > 100^\circ\text{C}$

Pour les phosphates riches en CaCO_3 , il y a décomposition du carbonate avec formation de sulfate et d'anhydride carbonique :



Les matières carbonées sont aussi mises en solution lors de la dissolution des grains de phosphate. Le CO_2 dégagé provoque la formation de mousses lorsqu'on attaque les roches contenant des matières organiques.

Parallèlement, il y a destruction du complexe fluophosphocarbonate suivant la réaction globale :



• Réactions secondaires

Des réactions secondaires d'une importance considérable se réalisent. Elles sont dues à la présence d'impuretés dans le phosphate.

Tous les phosphates contiennent un peu de silice. Il y a donc action de l'acide fluorhydrique sur la silice soluble ou réactive donnant soit du tétrafluorure de silicium, soit de l'acide fluosilicique.



La répartition du fluor dans l'acide phosphorique produit et dans le gâteau de gypse dépend des rapports SiO_2/F et $\text{Na}_2\text{O}/\text{F}$ dans le phosphate.

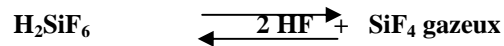
La silice réagit avec 1 HF. La proportion de HF participant à cette réaction dépend de la teneur en silice du phosphate.



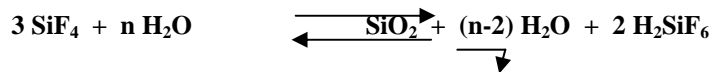
Le Na₂O ou le K₂O réagit avec le H₂SiF₆ :



Ces précipités se déposent dans les appareils sous forme d'écailles dures. En cas de défaut de Na₂O ou de K₂O dans le phosphate, l'excès de H₂SiF₆ formé se décompose

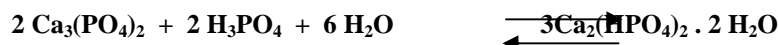


Dans la production d'acide phosphorique, SiF₄ a une tension de vapeur plus élevée que HF. C'est pourquoi il se dégage plus facilement. Par conséquent, lors de l'absorption des gaz dans l'eau se forment un précipité de silice et une solution de H₂SiF₆ :



D'autre part, la majeure partie des oxydes métalliques restants, Fe₂O₃, Al₂O₃, MgO et CaO passent en solution et dégradent partiellement l'acide phosphorique en fixant des ions PO₄²⁻, HPO₄⁻ ou H₂PO₄⁻.

Les réactions sont :



Elles donnent lieu à la précipitation dans l'acide produit de différents composés normalement insolubles dans ce milieu mais qui s'y trouvaient en solution sursaturée. Ce phénomène est appelé post-précipitation.

Les précipités rencontrés se composent en majeure partie de :

- Na₂SiF₆ ;
- CaSO₄ (sous forme anhydre, hémi ou di-hydratée);
- K₂SiF₆ ;
- CaF₂

Si l'acide est riche en Mg, Al et F, il y a précipitation d'un mélange de (Fe,Al)₃KH₁₄(PO₄)₈ · 4 H₂O et de NaMgAl₅F₁₂(OH)₆ · 3 H₂O (ralstonite) dans lequel les teneurs en Na, Mg, Al et OH peuvent varier sans altérer sensiblement la forme du cristal.

Dans certaines conditions, les sels suivants peuvent également apparaître :

- Fe (H₂PO₄)₂ · 2 H₂O ;
- Al (H₂PO₄)₂ · 2 H₂O si l'acide est anormalement haut en Al₂O₃ ;
- Fe H₃ (PO₄)₂ · 4 H₂O dans l'acide à 40% P₂O₅, 2% Fe₂O₃, 2% CaO;
- Fe Mg (PO₄)₄ obtenu en concentrant un acide à 54% P₂O₅ et 5% Fe₂O₃ jusqu'à une concentration de 65% P₂O₅;
- Al (H₂PO₄)₃ dans un acide à 58% P₂O₅ et 5% Al₂O₃ ;
- Fe (H₂PO₄)₂ · 2 H₂O dans un acide à 50% P₂O₅ et 4.5% FeO; ce sel peut s'oxyder en présence de K et donner Fe₃ K H₁₄ (SO₄)₈ · 4 H₂O.

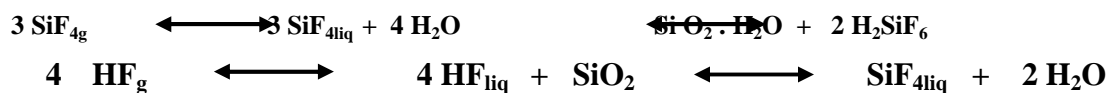
• Chimie de l'assainissement des gaz

Comme le montre les réactions primaires et secondaires, lors de la réaction il se forme un certain nombre de composés volatiles. Il s'agit essentiellement de SiF₄, HF, CO₂, H₂O. Ceux-ci sont entraînés vers le laveur de gaz pour être solubilisés ou condensés dans l'eau.

La vapeur d'eau est condensée. Le CO₂ très peu soluble dans l'eau passe directement vers la cheminée.

Le SiF₄ et le HF se solubilisent dans l'eau et sont ainsi enlevés des gaz. Cette solubilisation est d'autant meilleure que l'eau de lavage contient peu de fluor. En effet, la tension de vapeur du fluor augmente très vite avec la teneur en fluor du liquide. En d'autre terme le rendement d'absorption est d'autant plus mauvais que la teneur en acide fluosilicique de la solution est élevée.

Les réactions de solubilisation sont :



1.2.2. Description de l'atelier phosphorique 1

L'atelier PP1 dispose de deux lignes de production d'acide phosphorique selon le procédé dihydrate PRAYON MARK IV (4ème génération) après un revamping du procédé déjà existant (Rhône Poulenc) en 2000/2001.

Chaque ligne dispose des unités suivantes :

- Unité d'Alimentation et de broyage des phosphates,
- Unité Attaque/Digestion/ Filtration,
- Unité de Concentration d'ACP,
- Unité de Stockage d'ACP.

- **Unité d'alimentation et de broyage des phosphates**

Le broyage du phosphate pour la fabrication d'acide phosphorique présente une importance particulière, en effet :

- Un broyage insuffisant conduit à une attaque très difficile, à temps de réaction très élevé et un rendement plus bas ;
- Un phosphate surbroyé conduit, au contraire, à un degré de décompositions plus élevé et provoque une attaque très poussée, ce qui permet d'augmenter la température et d'obtenir un semi-hydrate plus stable.

A l'aide d'une bande de transport, le phosphate brut quitte les silos de stockage par l'intermédiaire des sas alvéolaires pour alimenter un couloir vibrant, qui alimente à son tour un élévateur à godets. Le phosphate brut arrive au premier séparateur dynamique qui oriente la tranche inférieure ou égale à $200\mu\text{m}$ de diamètre des grains de phosphate vers le stockage d'atelier phosphorique I par le biais de la pompe pneumatique de transfert, le refus est acheminé vers une trémie de capacité de 100tonnes qui alimente un broyeur à boulets.

La production du broyeur est véhiculée à travers un autre élévateur à godets vers le deuxième séparateur dynamique. Tout grain inférieur ou égal à $80\mu\text{m}$ ou $160\mu\text{m}$ après cyclonage et dépoussiérage est transporté par la deuxième pompe pneumatique de transfert vers les silos 300T/1500T de stockage de l'atelier engrais (TSP) tandis que le refus est recyclé vers le broyeur à l'aide d'un aéroglissière.

Afin d'éliminer la poussière résultante de l'opération de broyage et de séparation, on a installé un filtre à manches.

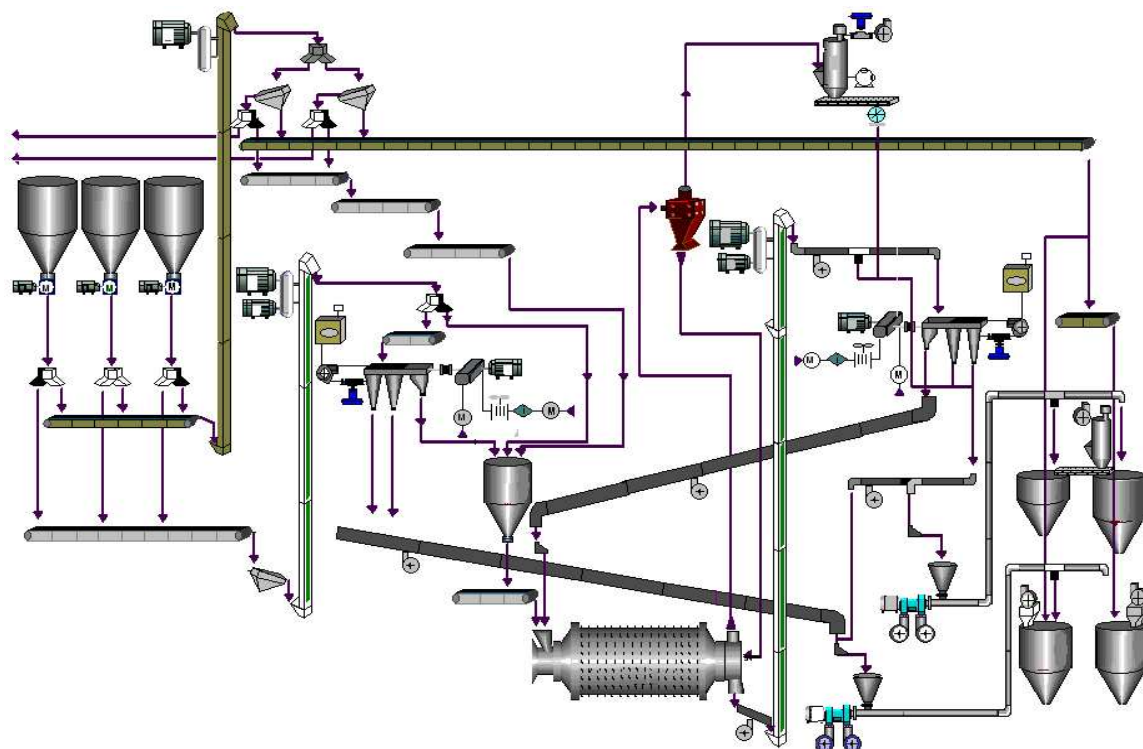


Fig 1.1: Schéma de l'unité de broyage des phosphates

- **Unité Attaque/Digestion/Filtration**

- **Section attaque**

Cette section comprend essentiellement :

- Deux cuves d'attaque du phosphate par l'acide sulfurique ;
- Un système de refroidissement ;
- Une cuve de digestion.

Cuves d'attaque

La section d'attaque comporte deux cuves. La première est cloisonnée en quatre compartiments et la deuxième en deux compartiments. Chaque compartiment est équipé avec un agitateur à trois rangs de pales de modèle PRAYON. Le rang supérieur, au niveau de la bouillie, est constitué de pales radiales étudiées pour projeter de la matière en surface de façon à abattre la formation éventuelle de mousses et pour créer de bonnes conditions d'incorporation des réactifs introduits en surface.

Par ailleurs, le rang médian est constitué de 4 pales inclinées, créant un bon mélange dans la bouillie de réaction et incorporant bien la pulpe de phosphate entrant sous la surface. Quant au rang inférieur, il est constitué de 4 pales hélicoïdales créant un grand effet de pompage vers le bas pour assurer une bonne suspension des solides et éviter les dépôts sur le fond de la cuve.

D'autre part, les cloisons entre compartiments de la première cuve d'attaque sont munies d'ouvertures permettant à la bouillie de circuler d'un compartiment à l'autre (1→2→3→4). Tandis que le passage de la bouillie de la cuve 1 vers la cuve 2, ainsi que le recyclage d'une partie de la bouillie du compartiment 6 vers le compartiment 1 sont assurés par chenal supérieur (4→5 et 6→1).

Tous les compartiments sont connectés entre eux à la partie supérieure. Les gaz de réaction sont collectés par trois ouvertures (hottes) pour être envoyés vers le système de lavage des gaz. Celui-ci maintient une légère dépression dans les deux cuves de manière à éviter l'échappement à l'atmosphère des gaz de réaction.

Le phosphate est acheminé vers le compartiment n°1 et mélangé avec la pulpe de bouillie de retour. L'acide sulfurique, dilué avec l'acide phosphorique recyclé venant de la filtration, est injecté dans les compartiments 2 et 3 par des mélangeurs-dilueurs d'acide.

Système de refroidissement

Les réactions chimiques se produisant dans les cuves d'attaque ainsi que la dilution de l'acide sulfurique étant exothermiques, il est nécessaire de refroidir la bouillie à une température de l'ordre de 72 à 74°C pour assurer une formation optimale de cristaux de sulfate de calcium dihydraté. Ce refroidissement est réalisé dans un évaporateur à bas niveau « LLFC : low level flash cooler ». Cet appareil est maintenu sous vide. La bouillie

de réaction circule des compartiments 5 à 6 de la deuxième cuve d'attaque, via l'évaporateur grâce à un circulateur (pompe axiale) situé dans l'extension du compartiment 5.

L'évaporation d'une certaine quantité d'eau hors de la bouillie provoque l'effet de refroidissement souhaité. Par ailleurs, à cause du grand débit de circulation, la différence de température entre l'entrée et la sortie du LLFC n'est que de 2 à 3°C.

Cuve de digestion

Cette section est destinée à augmenter le temps de séjour favorisant une bonne formation des cristaux. Elle comporte une seule cuve équipée en :

- Un agitateur central
- Huit agitateurs périphériques
- Deux disperseurs pour le refroidissement de la bouillie.
- Un appoint en acide sulfurique est prévu au niveau de cette cuve, dans le but d'augmenter le taux en sulfates dans la bouillie.

La bouillie ainsi mûrie est pompée, à débit contrôlé, vers le filtre.

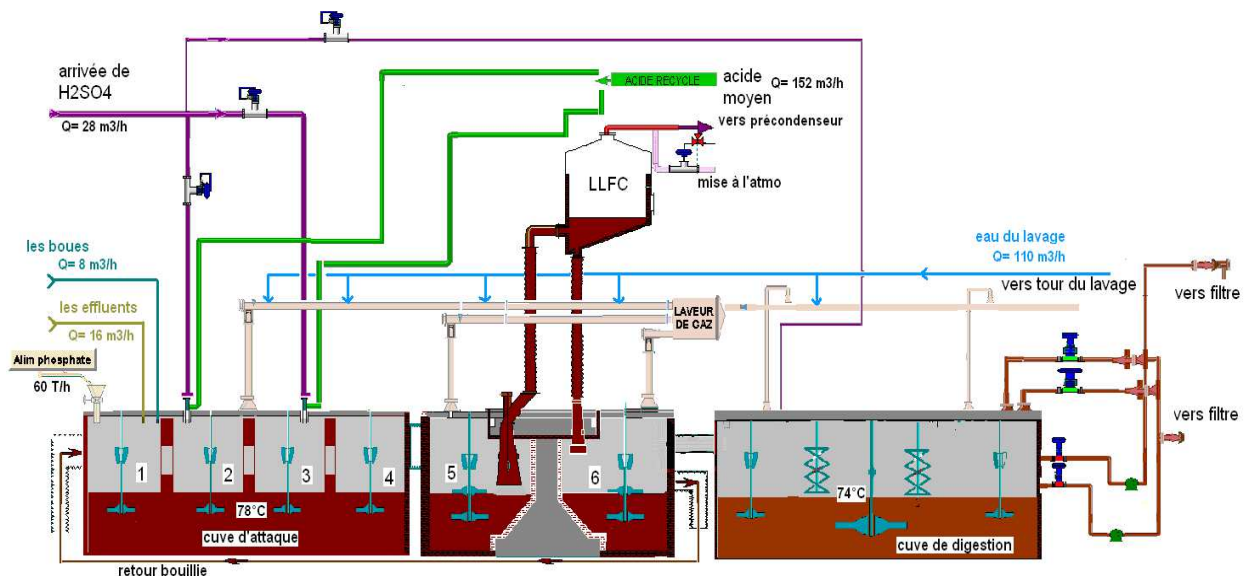


Fig 1.2 : Schéma de l'unité d'attaque

➤ **Section filtration [Fig 1.3]**

La bouillie d'attaque est alimentée vers l'aube de distribution des deux filtres horizontaux à cellules basculantes sous vide chacun d'une surface filtrante totale de 54 m². Une première partie du filtrat de production, contenant des cristaux très fins (portion trouble) et parfois légèrement diluée par l'eau restant sur la toile, est envoyée vers l'aspiration de l'acide recyclé. Par ailleurs, la quantité de filtrat correspondant à la production est

envoyée vers le stockage, tandis que le surplus de ce filtrat est envoyé à l'aspiration de la pompe de l'acide recyclé afin de contrôler la teneur en solide dans la bouillie de réaction.

Le gâteau de gypse est lavé à contre courant en deux étapes. Le lavage final (second lavage) avant sa décharge est réalisé au moyen d'eau chaude provenant de lavage des gaz. Le filtrat de ce dernier lavage est envoyé vers le premier lavage. Quant au filtrat de celui-ci, il va à l'aspiration de la pompe de l'acide recyclé. Cet acide recyclé est envoyé vers l'attaque pour le contrôle des solides d'une part et la teneur en P_2O_5 de la bouillie d'attaque d'autre part.

Le gypse est finalement déchargé, par rotation de la cellule basculante en position inversée, dans une trémie arrosée d'eau de mer devant servir à son évacuation vers la mer. Le décollement du gâteau de la toile est facilité par la pression créée par un ventilateur de soufflage.

Après décharge du gypse et lavage de la toile, celle-ci est séchée au moyen d'un ventilateur de séchage. Les gouttelettes entraînées sont séparées dans un séparateur et le liquide obtenu renvoyé au bac d'eau chaude.

Aussi, les vapeurs fluorées se dégageant des auges d'alimentation en bouillie et du premier lavage sont ventilées via la hotte vers le système de lavage des gaz.

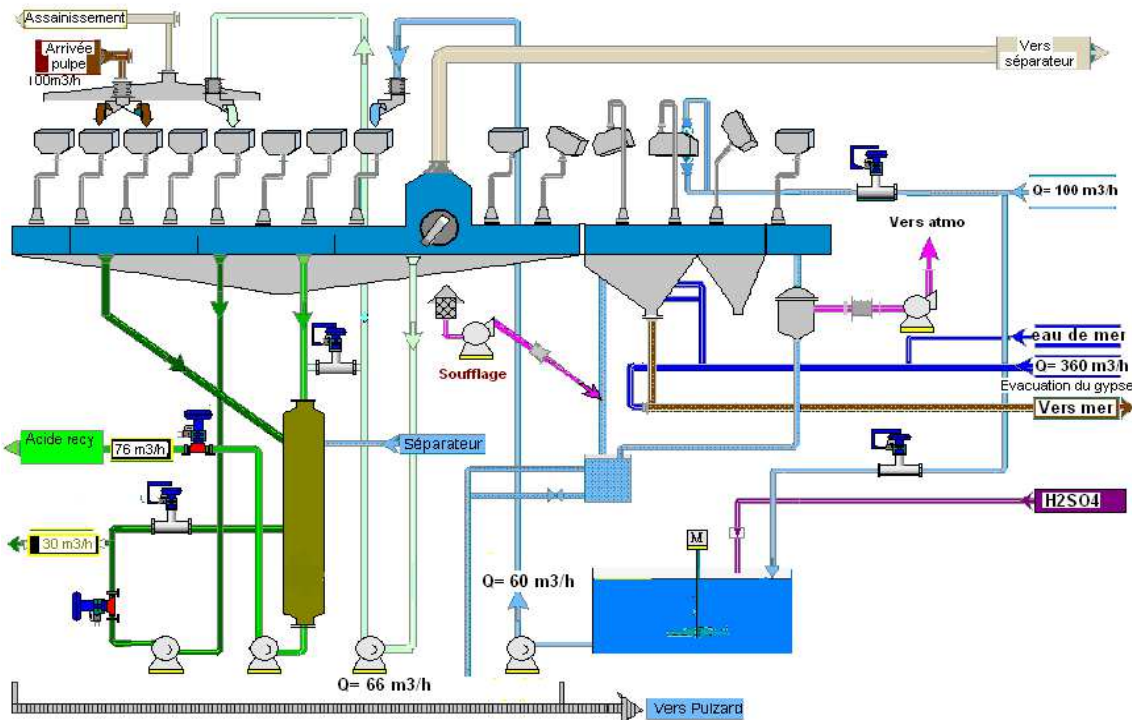


Fig 1.3 : Schéma de l'unité de filtration

- **Système de lavage des gaz**

Le système de lavage des gaz reçoit les gaz fluorés venant de :

- Les cuves d'attaque ;
- La cuve de digestion ;
- La hotte du filtre.

Il est destiné à éliminer la quantité de fluor rejetée à l'atmosphère.

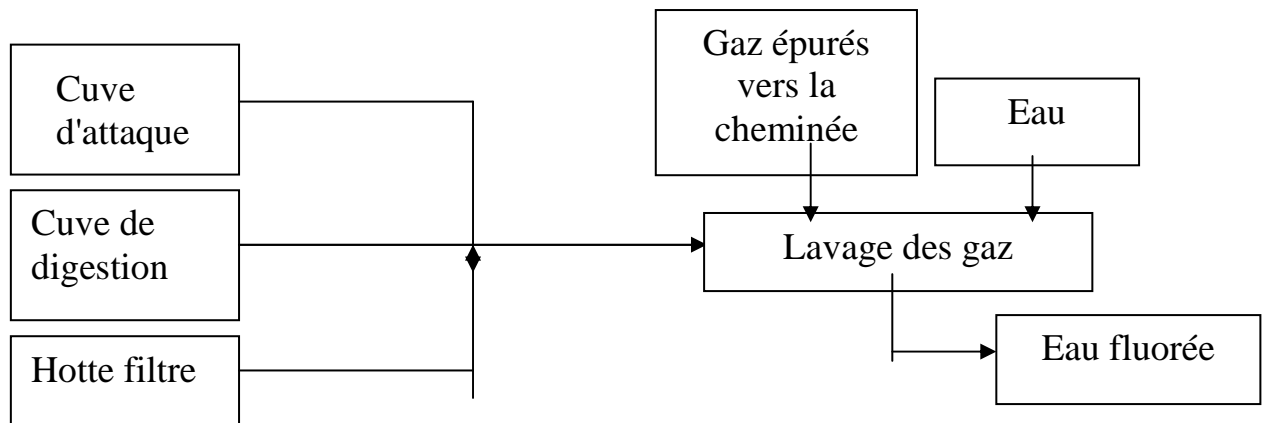


Fig 1.4 : Schéma bloc du lavage des gaz de l'attaque filtration

- **Unité de concentration d'ACP**

Les procédés dihydrates de fabrication d'acide phosphorique ne permettent pas, en général, de dépasser une concentration en P_2O_5 de 30%. Ceci rend l'acide produit inadapté à la réalisation de certaines variantes d'engrais, et engendre un transport inutile de l'eau de dilution et une consommation énergétique excessive.

L'acide à concentrer provenant du décanteur est alimenté en continu vers l'entrée du bouilleur de la boucle de concentration moyennant une pompe d'alimentation d'acide 29%. L'acide circulant dans la boucle est chauffé dans un échangeur tubulaire et par la suite l'eau s'évapore dans le bouilleur avec augmentation de la concentration d'acide.

L'acide concentré produit est pompé vers le stockage d'acide 54%. Les condensats sortant de l'échangeur s'écoulent par gravité dans le réservoir à condensat. L'eau évaporée durant la concentration de l'acide est condensée dans des condenseurs alimentés en eau de mer.

La concentration de l'acide se fait sous vide, celui-ci est créé par des éjecteurs alimentés par de la vapeur moyenne pression.

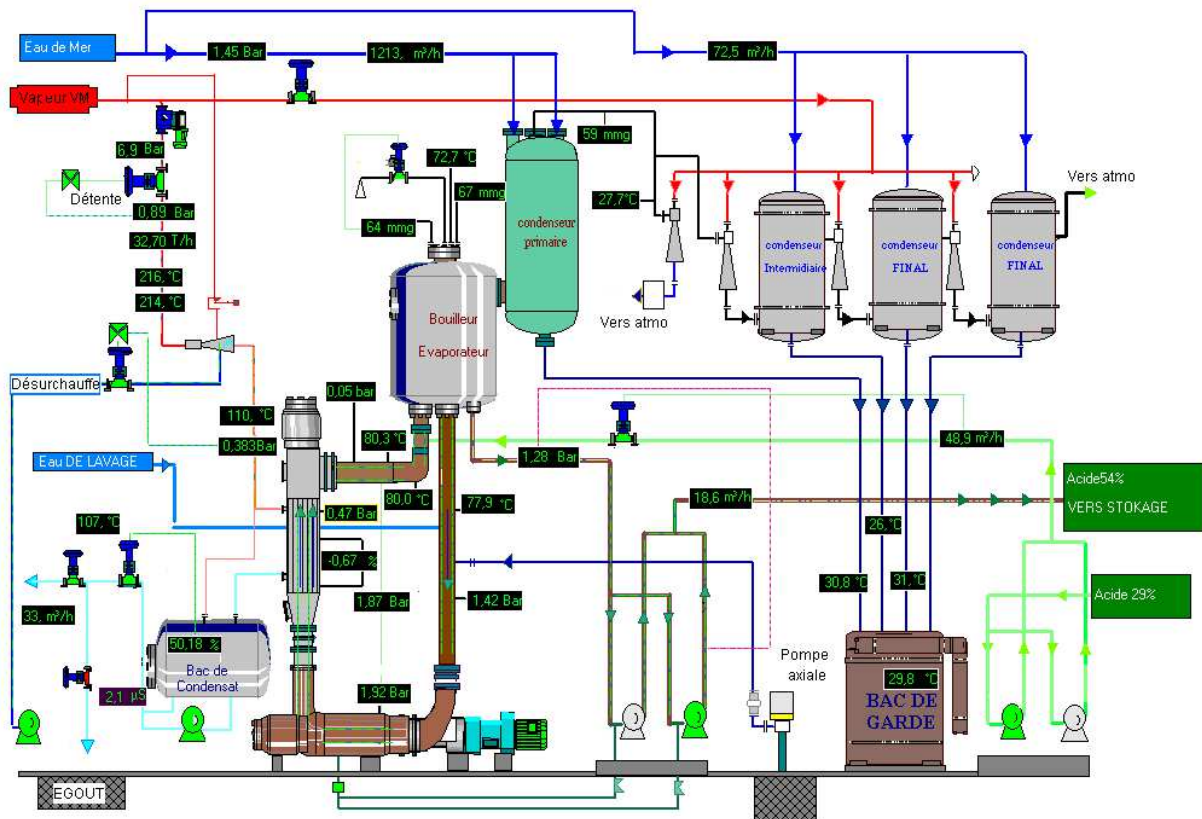


Fig1.5 : Schéma de l'unité de Concentration d'ACP

• Unité de Stockage d'ACP

Cette unité sert à stocker l'acide 30% produit dans les deux lignes AP, l'acide 54% provenant de l'unité de concentration, et l'acide 42% obtenu par mélange des deux premiers. Elle dispose de :

- Cinq (5) bacs de stockage de l'acide 30% d'une capacité utile de 683 m³ chacun
- Un (1) bac de stockage de l'acide 54% d'une capacité utile de 683 m³
- Quatre(4) bacs de stockage de l'acide 42% d'une capacité utile de 556 m³ chacun
- Un décanteur de l'acide 30% d'une capacité utile de 400 m³.

Le clarificateur est muni d'un racleur pour dégager les boues issues de la décantation. L'acide clarifié est récupéré, par débordement, dans un bac de passage. Les boues sont recyclées vers les compartiments 1 des cuves d'attaque.

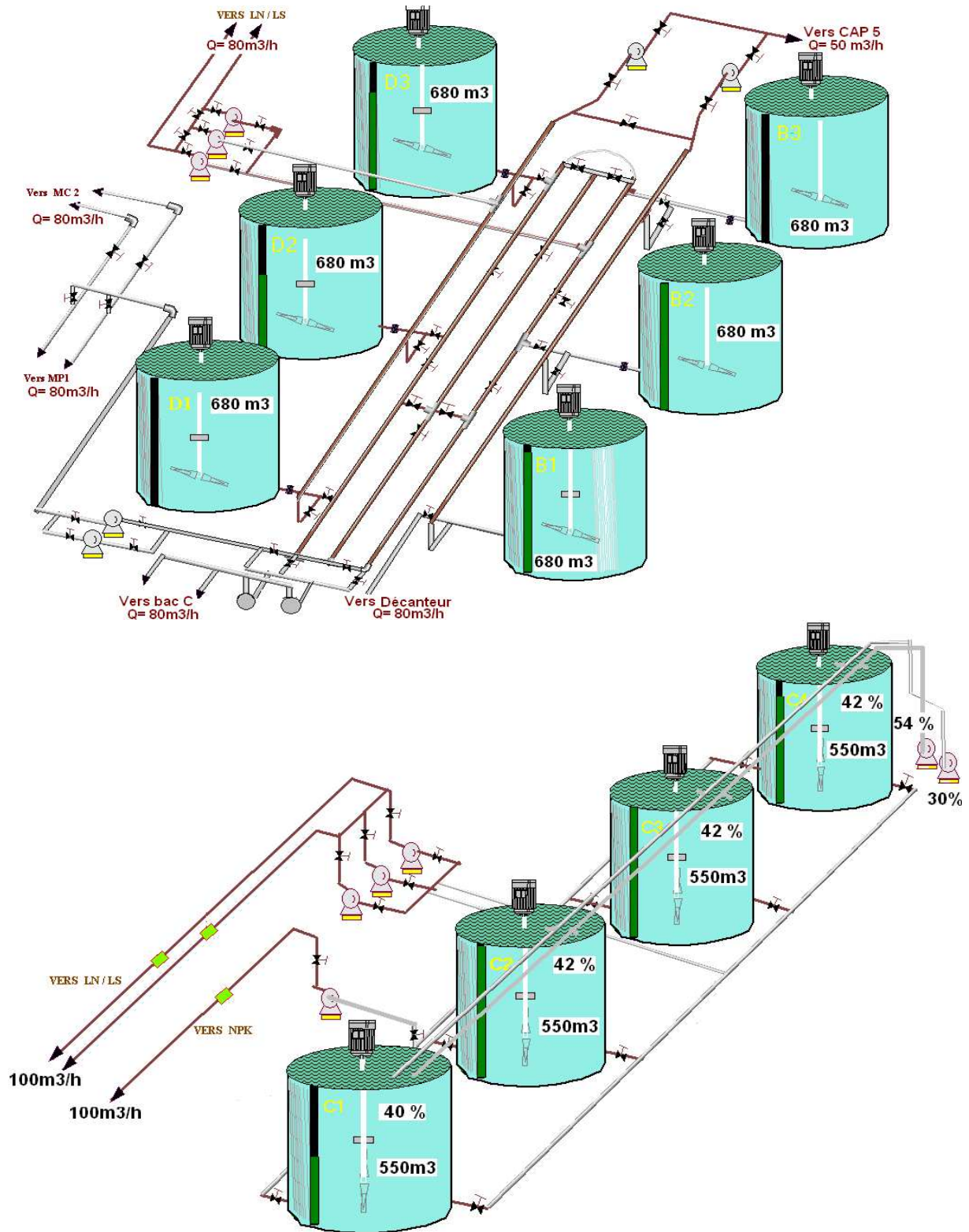


Fig 1.6 : Schéma de l'unité de Stockage d'ACP

CHAPITRE 2 :

Etudes des sources de pertes en P_2O_5 et proposition des leviers d'amélioration du rendement au niveau des unités de concentration d'acide phosphorique

2.1. Description du procédé :

L'installation de concentration d'acide phosphorique (CAP) est conçue pour concentrer l'acide produit de 27% à 54% P₂O₅, par évaporation sous vide. Elle est constituée par les principaux équipements suivants :

- Bouilleur
- Echangeur thermique tubulaire
- Circulateur (P01)
- Laveur condenseur (grand laveur)
- Pompe à vide à éjecteurs de vapeur
- Bac de garde hydraulique
- 2 Pompes d'alimentation (P01S/R)
- 2 Pompes d'envoi (P02S/R)
- Ballon à condensât
- Pompe à condensât (P05)

Fonctionnement :

L'unité de concentration sert à concentrer l'acide phosphorique de 27 à 54% de P₂O₅, suite à une évaporation d'eau sous vide. La séparation des gaz est obtenue dans le bouilleur après chauffage d'acide à travers les 889 tubes de l'échangeur tubulaire, dans lequel l'échange thermique se fait à contre-courant avec la vapeur VM détendue et désurchauffée.

Après leur lavage par l'eau de mer dans le grand laveur, les buées provenant de l'évaporation sont aspirées à l'aide de trois éjecteurs à vapeur VM en série, et chaque éjecteur est équipé d'un petit condenseur à l'eau de mer, puis les évacuer vers égouts via un bac garde hydraulique.

Les gaz échappés aux condenseurs sont évacués vers l'atmosphère.

Le débit d'acide produit, est réglé en fonction de la densité demandée en maintenant la température et le niveau dans le bouilleur constants.

2.2. Les paramètres de marche :

Pour assurer une bonne marche de la CAP, on garde les paramètres de marche stables et on évite les corrections brusques.

Tableau 1: Les Paramètres de Marche

PARAMETRE	VALEUR
-----------	--------

DEBIT	vapeur entrée échangeur (T/h)	20-35	
	Condensâts (T/h)	20-35	
	Acide 30% (m ³ /h)	30-50	
	Acide 54% (m ³ /h)	9-19	
	Eau de mer G.L (m ³ /h)	1100-1300	
	Eau de mer P.L (m ³ /h)	80-120	
TEMPERATURE	Vapeur après détente (°C)	200-230	
	Vapeur désurchauffée (°C)	102-114	
	Condensâts (°C)	95-110	
	Acide sortie bouilleur (°C)	73-80	
	Acide sortie échangeur (°C)	78-82	
	Acide entrée bouilleur échangeur (°C)	76-79	
	Gaz sortie bouilleur (°C)	68-77	
	Gaz sortie G.L (°C)	25-35	
	Eau de mer dans la G.H (°C)	29-33	
	Eau de mer sortie G.L (°C)	33-36	
	Eau de mer 1 ^{ère} P.L (°C)	25-35	
	Eau de mer 2 ^{ème} P.L (°C)	25-35	
	PRESSION	Vapeur entrée CAPV (Bar abs)	6,5-8,00
		Vapeur après détente (Bar eff)	0,25-0,9
Vapeur entrée échangeur (Bar eff)		0,1-0,5	
Acid asp. Ppe circulation (Bar eff)		1,3-1,5	
Acid ref. Ppe circulation (Bar eff)		2,00-2,5	
Acide sortie échangeur (Bar abs)		00-0,21	
Asp. Ppe acide 54% (Bar eff)		0,7-1,4	
Dépression bouilleur (mmHg)		60-70	
Dépression G.L (mmHg)		57-67	
AUTRES		Niveau ballon à condensâts (%)	40-60
	Niveau condensâts base échangeur (%)	-0,60-0,70%	
	Conductivité condensâts (µs/cm)	1,7-3,00	
	Densité acide 30%	1,250-1,300	
	Densité acide 54%	1,620-1,700	

2.3. Identification des pertes :

Les pertes identifiées dans la section concentration d'acide phosphorique de l'atelier P1 sont :

- Pertes en P₂O₅ dans les eaux de lavage périodique de la boucle. Ces eaux sont évacuées vers les égouts,
- Pertes en P₂O₅ dans la garde hydraulique du condenseur à l'eau de mer (pendant la marche normale de la ligne)

2.4. Analyse de l'origine des pertes :

D'après les investigations effectuées au sein de l'atelier de concentration, il ressort que les principales causes d'entraînement d'acide à travers la garde hydraulique sont :

- Une densité faible d'acide 30% :

Un titre d'acide bas équivaut à une quantité élevée d'eau évaporée, ce qui entraîne une augmentation de la vitesse d'entraînement. Cette vitesse combinée

à un vide poussé, cause par conséquent l'entraînement de gouttelettes d'acide avec l'eau évaporée.

- Des variations dans le vide :

Toute défaillance des paramètres de marche et notamment la température et la pression dans l'unité à vide favorise l'entraînement avec l'eau de mer de gouttelettes d'acide.

Pour des concentrations données en P_2O_5 et SO_3 dans l'acide concentré, la pression absolue dans le bouilleur définit la température d'ébullition. La pression absolue doit être maintenue constante : si elle augmente, la température d'ébullition s'élève et lorsqu'elle revient à sa valeur normale, l'ébullition risque de devenir alors soudainement violente avec pour conséquence des entrainements d'acide vers le condenseur et des pertes de P_2O_5 .

- Un niveau élevé d'acide dans le bouilleur :

Un niveau d'acide constant et aussi un paramètre essentiel pour une bonne conduite de l'installation. Un niveau trop bas diminue fortement le débit de pompage et fait fonctionner la circulation dans une plage d'instabilité avec création d'un bruit de cavitation.

Un niveau trop haut, conduit à des entrainements de P_2O_5 vers le condenseur. C'est pourquoi, le niveau dans le bouilleur est maintenu constant par trop plein.

Au niveau de la CAP5, le niveau élevé d'acide dans le bouilleur était à l'origine des pertes élevées par entrainement d'acide dans la garde hydraulique. En effet, la vanne régulatrice au refoulement de la pompe d'acide 54% était surdimensionnée.

3.1. Analyse des pertes au niveau de la garde hydraulique :

Afin de pouvoir analyser les chutes de rendement chimique enregistrées au niveau de l'atelier P1 et de cibler les gisements d'amélioration, nous présentons dans les tableaux suivants un historique de ces pertes étalé sur 4 mois.

Tableau 2: Suivi du rendement janvier-2011

Janvier -2011					
Date (jours)	Moyenne des pertes (Kg/m^3)	Consommation Eau de Mer (m^3)	Perte (tonnes)	Production (tonnes, P_2O_5)	Rendement
1	0,117	30615	3,582	390	99,09

2	0,120	64464	7,736	387	98,04
3	0,111	30949	3,435	326	98,96
4	0,112	31167	3,491	317	98,91
5	0,073	31748	2,318	301	99,24
6	0,041	25114	1,030	150	99,32
7	0,118	17507	2,066	221	99,07
8	0,114	28880	3,292	382	99,15
9	0,064	29344	1,878	388	99,52
10	0,054	32933	1,778	365	99,52
11	0,070	29860	2,090	367	99,43
12	0,039	30006	1,170	326	99,64
13	0,026	33611	0,874	355	99,75
14	0,026	22466	0,584	268	99,78
15	0,081	32100	2,600	310	99,17
16	0,057	31257	1,782	337	99,47
17	0,149	32443	4,834	320	98,51
18	0,049	28390	1,391	324	99,57
19	0,086	28432	2,445	278	99,13
20	0,057	29573	1,686	291	99,42
21	0,064	28058	1,796	296	99,40
22	0,083	29611	2,458	237	98,97
23	0,075	30376	2,278	234	99,04
24	0,039	14846	0,579	204	99,72
25	0,051	28130	1,435	237	99,40
26	0,069	16059	1,108	84	98,70
28	0,126	33326	4,199	239	98,27
29	0,105	36146	3,795	266	98,59
30	0,084	34937	2,935	302	99,04
31	0,069	36890	2,545	290	99,13
moyenne	<u>0,077</u>	<u>30247</u>	<u>2,424</u>	<u>293</u>	<u>99,17</u>

Méthode de calcul :

Perte(T)=(Moyenne des pertes (Kg/m³) X Consommation Eau de Mer (m³))/1000

Rendement=(Production (T, P2O5)/(Perte(T)+ Production (T, P2O5))X100

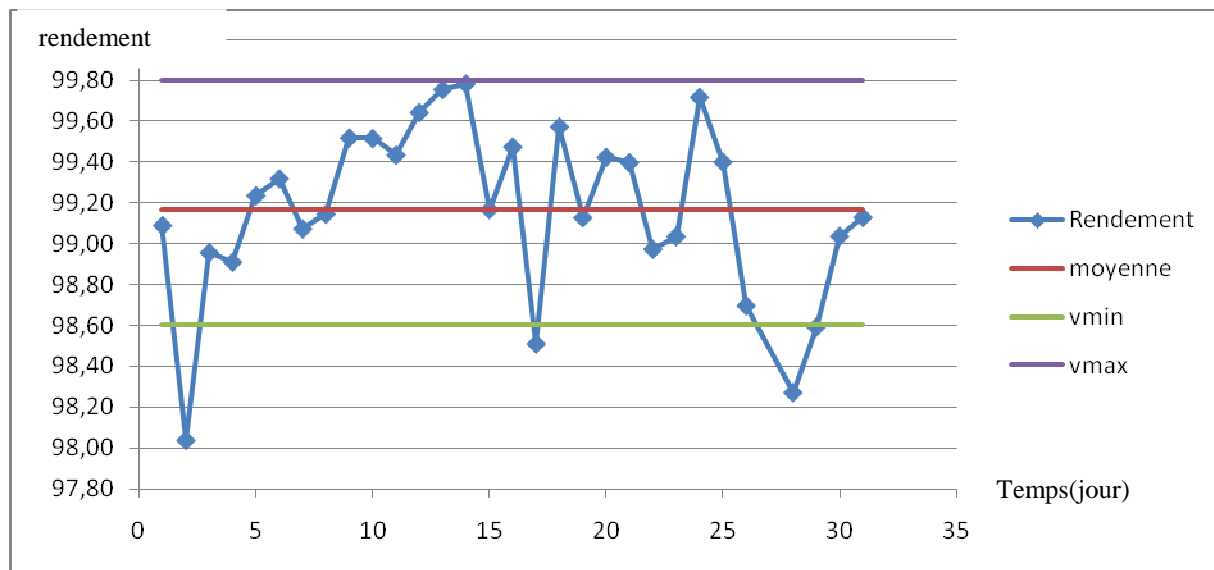


Fig 2.1 : Evolution de rendement-janvier 2011

Tableau 3: Suivi du rendement février-2011

Février -2011					
Date (jours)	Moyenne des pertes (Kg/m3)	Consommation Eau, de Mer (m3)	Perte (tonnes)	Production (tonnes, P ₂ O ₅)	Rendement
1	0,075	34640	2,598	240	98,93
2	0,053	32075	1,700	241	99,30

3	0,073	31826	2,323	241	99,05
4	0,092	29423	2,707	177	98,49
5	0,065	31479	2,046	248	99,18
6	0,065	31146	2,024	259	99,22
7	0,081	30155	2,443	255	99,05
8	0,064	31276	2,002	255	99,22
9	0,070	32857	2,300	260	99,12
10	0,054	30591	1,652	232	99,29
11	0,073	29476	2,152	330	99,35
12	0,059	34144	2,014	337	99,41
13	0,063	33688	2,122	327	99,36
14	0,069	35606	2,457	296	99,18
15	0,057	34136	1,946	325	99,40
16	0,055	37261	2,049	281	99,28
17	0,055	8078	0,444	57	99,23
28	0,071	18711	1,328	159	99,17
moyenne	0,066	30365	2,017	251	99,18

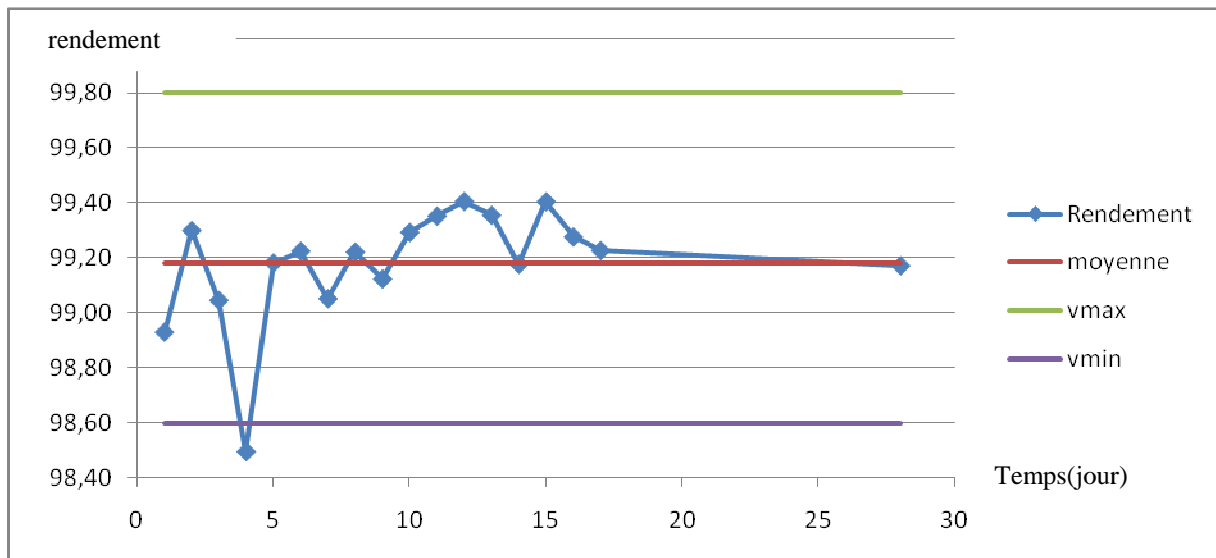


Fig 2.2 : Evolution de rendement-fevrier 2011

Tableau 4: Suivi du rendement mars-2011

Date (jours)	Mars -2011				
	Moyenne des pertes (Kg/m ³)	Consomation Eau, de Mer (m ³)	Perte(tonnes)	Production (tonnes, P2O5)	Rendement
1	0,073	35086	2,561	344	99,26
2	0,075	34745	2,606	360	99,28
3	0,064	25155	1,610	330	99,51

4	0,054	29699	1,604	350	99,54
5	0,050	38470	1,924	333	99,43
6	0,075	27425	2,057	295	99,31
7	0,056	18376	1,029	305	99,66
8	0,062	24727	1,533	296	99,48
9	0,073	27382	1,999	321	99,38
10	0,076	24634	1,872	330	99,44
11	0,084	37089	3,115	314	99,02
12	0,036	37404	1,347	315	99,57
13	0,051	38224	1,949	312	99,38
14	0,051	28311	1,444	275	99,48
15	0,067	31582	2,116	290	99,28
16	0,069	35739	2,466	303	99,19
17	0,049	35832	1,756	296	99,41
18	0,060	30311	1,819	288	99,37
19	0,084	30791	2,586	291	99,12
20	0,077	32079	2,470	281	99,13
21	0,074	33148	2,453	295	99,18
22	0,071	33354	2,368	264	99,11
23	0,054	30772	1,662	193	99,15
24	0,107	14210	1,520	107	98,60
25	0,058	37302	2,164	153	98,61
26	0,053	33216	1,760	317	99,45
27	0,075	31798	2,385	350	99,32
28	0,051	30293	1,545	368	99,58
29	0,079	33657	2,659	323	99,18
30	0,083	35980	2,986	297	99,00
31	0,094	34103	3,206	372	99,15
moyenne	<u>0,067</u>	<u>31319</u>	<u>2,083</u>	<u>299</u>	99,28

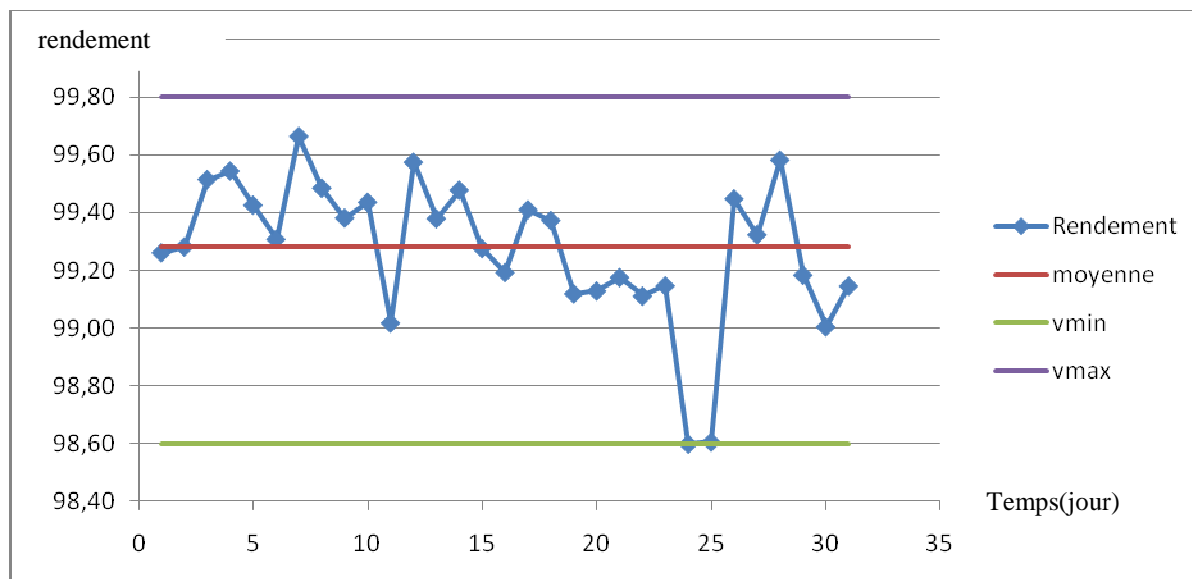


Fig 2.3 : Evolution de rendement-mars 2011

Tableau 5: Suivi du rendement avril-2011

Date (jours)	avril -2011				
	Moyenne des pertes (Kg/m3)	Consommation Eau de Mer (m3)	Perte(tonnes)	Production (tonnes, P2O5)	Rendement
1	0,109	34001	3,706	350	98,95
2	0,066	32522	2,146	328	99,35
3	0,083	36567	3,035	347	99,13
4	0,081	35066	2,840	332	99,15
5	0,088	31748	2,794	256	98,92
6	0,069	32362	2,233	276	99,20
7	0,070	30258	2,118	292	99,28
8	0,091	29316	2,668	282	99,06
9	0,060	20968	1,258	190	99,34
10	0,083	39100	3,245	322	99,00
11	0,089	33153	2,951	350	99,16
14	0,075	4294	0,322	354	99,91
15	0,185	27240	5,039	340	98,54
16	0,620	31958	19,814	329	94,32
17	0,062	32610	2,022	356	99,44
18	0,074	27594	2,042	301	99,33
19	0,081	31478	2,550	326	99,22
20	0,081	31620	2,561	405	99,37
21	0,058	32833	1,904	373	99,49
22	0,107	34834	3,727	361	98,98
23	0,107	34094	3,648	377	99,04
24	0,113	29139	3,293	286	98,86

25	0,113	24974	2,822	261	98,93
26	0,113	28091	3,174	254	98,77
27	0,113	28619	3,234	265	98,79
28	0,113	31780	3,591	254	98,61
29	0,113	23131	2,614	254	98,70
moyenne	0,112	28159	3,383	300	98,92

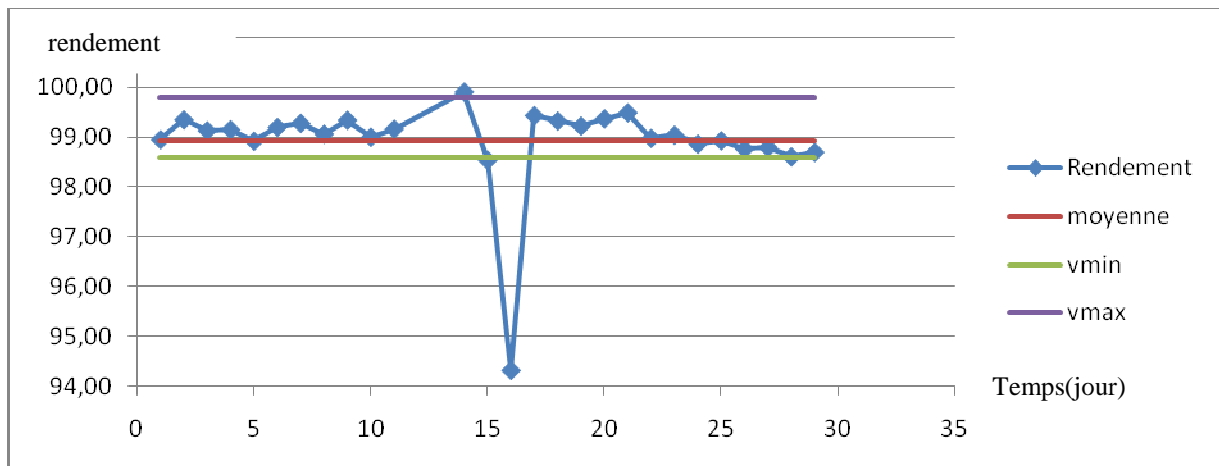


Fig 2.4 : Evolution de rendement-avril 2011

Les chutes de rendement enregistrées sont dues principalement à un manque de vapeur ou un problème au niveau des paramètres de marche.

3.2. Correction des paramètres de marches :

Les paramètres de marche d'une installation sont les indicateurs témoins de l'alure de marche de cette installation, une fois ces paramètres sont maîtrisés on peut dire qu'on maîtrise la marche et la productivité de l'installation.

Chaque installation a des paramètres à respecter avec certaine tolérance.

Pour l'installation de la concentration d'acide phosphorique on a plusieurs paramètres de marche :

1. Le vide dans le séparateur à buées .

Le vide est un paramètre très important dans une ligne de concentration d'acide phosphorique, il nous permet d'économiser de l'énergie nécessaire à l'évaporateur en excès dans l'acide, à une température de 80° au lieu de 100°C à la pression atmosphérique, de même il fait évacuer les gaz du bouilleur.

a) Augmentation de la pression dans le séparateur à buées :

➤ Causes possibles :

- chute de la pression d'eau de mer,
- chute de la pression de la vapeur MP alimentant les éjecteurs,
- prise d'air dans l'une ou plusieurs tuyauteries ou appareils de l'unité à vide,
- chute de niveau d'eau dans la garde hydraulique,

- défaillance de l'appareil de mesure,
- bouchage de l'un ou plusieurs circuits de sortie station à vide vers la garde hydraulique,
- augmentation de la masse évaporatoire sortie bouilleur vers la grand laveur.

➤ Conséquences :

-chute de la densité d'acide produit.

➤ Remèdes :

- augmenter la pression de l'eau de mer,
- faire étancher les prises d'air,
- augmenter la pression de la vapeur MP alimentant les éjecteurs,
- régler le dédit d'eau de mer vers le grand laveur et les intercondenseurs,
- faire déboucher le circuit problématique,
- faire l'étalonnage de l'appareil de régulation et changement si nécessaire,
- réduire la cadence de la ligne afin de réduire la masse évaporatoire.

b) Diminution de la pression dans le séparateur à buées :

➤ Causes possibles :

- coincement de la vanne régulatrice(casse vide) en position fermée,
- diminution de la masse évaporatoire dans le bouilleur suite à une chute de la cadence de la ligne,
- augmentation de la pression d'eau de mer.

➤ Conséquences.

- perte en P_2O_5 par entrainement de gouttelettes d'acide phosphorique,
 - détachement des fluosilicates formés sur la paroi du séparateur à buées et du dévisculeur, ce qui provoque un bouchage du panier filtre donc le risque de déclenchement de la pompe de circulation par basse pression d'où l'arrêt de la ligne CAP.

➤ Remèdes :

- contrôle de la vanne régulatrice (casse vide) et son changement si nécessaire,
- Réduction du débit d'eau de mer alimentant le grand laveur,
- Réduction du débit vapeur vers les éjecteurs.

2.Les températures d'entrée et de sortie d'acide dans l'échangeur :

Les températures à l'entrée et sortie de l'échangeur sont des paramètres essentiels pour avoir un bon échange de chaleur, car l'échangeur est dimensionné suivant les paramètres d'acide et de vapeur de chauffe.

Tableau 6: Corrections des Température d'entrée et sortie d'acide

Dysfonctionnement	Causes	Conséquence	Remèdes
-------------------	--------	-------------	---------

Chute de la température d'entrée de l'acide à l'échangeur.	-débit d'acide 30% en excès. -%H ₂ SO ₄ élevé dans l'acide 30%. -vide poussé dans le séparateur à buées. -chute de la pression de la vapeur de chauffe. -défaillance de l'instrument de régulation.	-diminution de la densité d'acide produit. -réduction de la cadence de la ligne.	-réduire le débit d'acide 30%. -contacter l'unité de réaction et filtration pour réduire le %H ₂ SO ₄ . -régler la pression dans le séparateur à buées. -augmenter la pression de la vapeur de chauffe. -contrôler la vanne régulatrice.
Augmentation de la température d'entrée de l'acide à l'échangeur.	-débit faible d'acide 30%. -augmentation de la pression de la vapeur de chauffe. -augmentation de la pression dans le séparateur à buées.	Augmentation de la densité de l'acide produit.	-augmenter le débit d'acide 30% -réduire la pression de la vapeur de chauffe. -faire chuter la pression dans le séparateur à buées.
Chute de la température d'acide à la sortie de l'échangeur.	-augmentation du débit d'acide 30%. -diminution du débit de la vapeur de chauffe. -défaillance de l'instrument de régulation.	Chute de la densité d'acide produit.	-réduire le débit d'acide 30%. -augmenter le débit de la vapeur de chauffe. -contrôle et étalonnage ou Changement de l'appareil de régulation.
Augmentation de la température d'acide à la sortie de l'échangeur.	-débit faible d'acide 30%. -augmentation de la pression de la vapeur de chauffe. -défaillance de l'appareil de régulation.	Augmentation de la densité d'acide produit.	-augmenter le débit d'acide 30%. -réduire le débit de la vapeur de chauffe. -contrôle de l'instrument de régulation.

3. Température de la vapeur de chauffe (BP) :

a) Température trop élevée :

➤ Causes possibles :

- pression trop élevée du côté secondaire,
- niveau trop faible du côté secondaire, si bien qu'il se produit une surchauffe de la vapeur de chauffe,
- pression de la vapeur vive (MP) trop élevée,
- température de la vapeur vive trop élevée.

➤ Conséquences :

- mauvais échange de chaleur, car la température doit être voisine de sa température de condensation afin de libérer facilement sa chaleur à l'acide.

➤ Remèdes :

- régler la pression de la vapeur de chauffe,
- régler le niveau de condensas secondaire dans le transformateur,
- aviser la centrale pour régler la pression et la température de la vapeur vive (MP).

b)Chute de la température :

➤ Causes possibles :

- Pression de la vapeur de chauffe très basse,
- niveau du coté secondaire dans le transformateur élevé,
- chute de la pression de la vapeur vive (MP).

➤ Conséquences :

- mauvais échange de chaleur.

➤ Remèdes :

- régler la pression de la vapeur de chauffe,
- faire chuter le niveau du transformateur,
- aviser la centrale pour régler la pression de la vapeur vive.

4.Température de la vapeur vive(MP).

Les variations de la température de la vapeur vive sont liées directement à la marche de l'atelier énergie et fluide ou il faut appeler pour remédier au problème, sauf un cas rare de déclenchement de plusieurs lignes de concentration d'acide phosphorique en même temps. Dans ce dernier cas on doit fermer la vanne motorisée quitte à fermer la vanne manuelle de barrage de la vapeur vers le transformateur de vapeur.

5. Débit d'acide produit.

a)Augmentation de débit :

➤ Causes possibles :

- augmentation de débit d'acide 30% alimentant la ligne,
- cisaillement de la tuyère du trop plein de l'acide produit du séparateur à buées vers la pompe transporteuse,
- défaillance de l'appareil de régulation,
- non étanchéité de la vanne de liaison des aspirations de la pompe de circulation et la pompe transporteuse.

➤ Conséquences :

- chute du niveau dans le bouilleur, ce qui entraîne la chute de pression de la boucle CAP.

➤ Remèdes :

- régler le débit d'acide 30% d'alimentation de la ligne,
- remise en bonne état de la tuyère du trop plien du bouilleur,
- changer la vanne de liaison des aspirations des pompes de circulation et transporteuse.

b) Chute de débit d'acide produit :

➤ Causes possibles :

- chute de la cadence de la ligne.
- bouchage de l'un ou des circuits d'aspiration et refoulement de la pompe transporteuse.
- prise d'air sur circuit d'aspiration.
- défaillance de l'appareil de régulation.
- problème mécanique sur la pompe transporteuse.

➤ Conséquence :

- risque de perte en P₂O₅, par niveau haut dans le bouilleur par la projection d'acide vers le grand laveur.

➤ Remèdes :

- augmenter la cadence de la ligne dans la mesure du possible,
- déboucher le circuit d'aspiration ou de refoulement de la pompe transporteuse,
- éliminer les prises d'air sur le circuit d'aspiration de la pompe transporteuse,
- contrôler et réparer ou changer l'appareil de régulation,
- réparer ou changer la pompe transporteuse.

6. Pression d'eau de mer aimantant la station à vide :

C'est un paramètre essentiel pour le maintien du vide dans le séparateur à buées donc il agit directement sur la marche de la ligne de concentration d'acide phosphorique.

➤ Causes possibles :

- augmentation de la consommation d'eau de mer dans les autres ateliers de la division notamment l'atelier sulfurique,
- panne à l'unité de pompage d'eau de mer,
- fuite sur le circuit d'eau de mer.

➤ Conséquence :

- perturbation de la pression (vide) dans le bouilleur ce qui cause la réduction de la cadence ou arrêt de la ligne CAP.

➤ Remèdes :

- aviser l'atelier sulfurique pour réduire la consommation d'eau de mer (si possible),
- réduire les cadences des lignes de concentration d'acide, en attendant le rétablissement de la pression.

3.3. Proposition des solutions pour l'amélioration du rendement :

Dans le but de réduire les pertes en P₂O₅ identifiées dans l'atelier de concentration d'acide phosphorique, je propose comme action d'augmenter la densité d'acide 30% d'alimentation et d'effectuer un suivi à fréquences accélérées les analyses des eaux des gardes hydrauliques afin d'apporter les corrections nécessaires en temps réel.

Conclusion

Ce stage a été un véritable champ d'application des acquis théoriques que j'ai reçu au cours de mon parcours scolaire.


En effet les dualités entre la théorie et la pratique ont été mises en évidence. Donc l'intérêt du thème, pour moi, réside dans le fait que le travail accompli m'a permis de mettre en application les acquis de la formation suivie et que la recherche des informations m'a obligé à sortir du cadre de travail habituel et à aller à la rencontre de l'autre.


Un autre aspect qui, pour moi, n'est pas moins important a été développé aussi durant ce stage; il s'agit du côté relationnel, en fait, le stage était une occasion de développer un état d'esprit fructueux dans le champ industriel : le travail en équipe, découvrir des nouvelles contraintes liées aux travaux industriels et enfin créer des nouveaux contacts ainsi apprendre à travailler dans un cadre de réciprocité et de mutualité.

Pour ce travail nous avons suivi les pertes de P₂O₅ dans l'unité de concentration de l'acide phosphorique.

Nous avons identifié les causes principales de ces pertes et nous avons proposé des solutions pour l'amélioration du rendement.

Bibliographie

 [1] Catalogue des procédés de production de l'acide phosphorique PI

 [3] Manuel opératoire PRAYON.

 [4] webographie :

✓ <http://www.ocpgroup.ma>

✓ <http://www.prayon.com>

✓ <http://www.societechimiquedefrance.fr>