

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

13/94

وزارة التربية الوطنية
MINISTÈRE DE L'ÉDUCATION NATIONALE

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ÉTUDES

SUJET

DIMENSIONNEMENT ET ESTIMATION DU DEVIS DES
ÉQUIPEMENTS DE SÈCHAGE DU "SLURRY" ET DE
RÉCUPÉRATION DE LA POUDRE FINE DU COMPLEXE
E. N. A. D DE SOUËL-EL-GHOZLINE.

Proposé par :

M. BENIDIR

Étudié par :

A. MOUALEK
D. CHABOUNI

Dirigé par :

M. BENIDIR

PROMOTION 1994

ERRATA

- 1/ Page. 2.: "et la complexité" au lieu de "et complexité"
- 2/ Page. 15.: "biodégradabilité" au lieu de "biodégradabilité"
- 3/ Page. 46.: "statistiques" au lieu de "statiques"
- 4/ Page. 51.: Dans le tableau, pour le soufre, c'est 0.007 au lieu de 0.07
- 5/ Page. 85.: "évidemment" au lieu de "évidement"
- 6/ Page. 88.: "correspondant" au lieu de "correspond"
- 7/ Page. 89.: "Transport" au lieu de "Montage"
- 8/ Page. 69.: "0.021 et 0.027 m/s" au lieu de "0.21 et 0.27."
- 9/ La source exacte du deuxième abaque sera communiquée ultérieurement.
- 10/ Page. 24.: "à teneur d'eau variant..." au lieu de "à teneur variant"

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique Et Populaire

وزارة التربية الوطنية
Ministère de l'Éducation Nationale

École Nationale Polytechnique
Département de Génie Chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Projet de Fin d'Études

THÈME

DIMENSIONNEMENT ET ESTIMATION DU DEVIS
DES ÉQUIPEMENTS DE SECHAGE DU "SLURRY" ET
DE RÉCUPÉRATION DE LA POUDRE FINE DU
COMPLEXE E.N.A.D DE SOUR-EL-GHOZLANE.

Proposé par:
M. BENNIDIR

Étudié par:
A. MOUALEK
D. CHABOUNI

Dirigé par:
M. BENNIDIR

Promotion Juillet 1994

E.N.P. 10, avenue Hacén Badi El-Harrach Alger

Promoteur: M. BENNIDIR

Elèves Ingénieurs: A. MOUALEK
D. CHABOUNI.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

الموضوع إيجاد الأبعاد و التقييم المالي لأجهزة تجفيف "SLURRY" و استرجاع المسحوق الدقيق لمركب المنظفات E.N.A.D بصورالغزلان.
الملخص الهدف من هذه الدراسة هو إعادة إيجاد الأبعاد و التقييم المالي لأجهزة تجفيف "SLURRY" استرجاع المسحوق الدقيق و هم برج التذير، المرشح و الدوامي لمركب المنظفات E.N.A.D بصورالغزلان
تسبق هذه الدراسة بتعريف لطريقة صناعة المنظفات "BALLESTRA" و تنتهي بكتابة برنامج معاسوماتي خاصة ببرج التذير.

Sujet: Dimensionnement et estimation du devis des équipements de séchage du "SLURRY" et de récupération de la poudre fine du *Complexe E.N.A.D de Sour-El-Ghozlane.*

Résumé: Le but de cette étude est de dimensionner et d'évaluer le devis des équipements de séchage du "SLURRY" et de récupération de la poudre fine à savoir, la tour d'atomisation, le filtre à manches et le cyclone du Complexe E.N.A.D de Sour-El-Ghozlane. Cette étude sera précédée par une description du procédé de fabrication "BALLESTRA" et achevée par l'élaboration d'un programme général pour le calcul de la tour d'atomisation.

Subject: The dimension and the estimation of the cost of the equipments wich dry the "SLURRY" and recover the fine power of the *Sour-El-Ghozlane* detergent plant.

Abstract: The aim of this study is to dimension and to estimate the cost of equipments wich dry the "SLURRY" and recover the fine power of the Sour-El-Ghozlane detergent plant.

A description of the "BALLESTRA" process has been made and followed by a computer work concerning the spray dryer.

DEDICACES

مدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — مكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

A la mémoire de mon très cher frère,
le regretté HAMID.

A ma mère et à mon père

A mes soeurs et à mes frères

A tous ceux qui me sont chers

Azzedine

A ma mère et à mon père

A mes soeurs et à mes frères

A tous ceux qui me sont chers

Djamel

"A tous ceux qui, aujourd'hui, sont, dans le plus
profond de ma -personne, devenus, l'âme de mes
pensées."

Azzedine et Djamel

REMERCIEMENTS

Si cette page parait quelque peu banale parce que coutumière a tout memoire . nous croyons savoir aujourd'hui qu'elle correspond à un véritable besoin et si "Merci", comme "Bonjour" , nous semble bien souvent être un mot qui ne relève plus que la bienséance, nous voudrions que l'on retienne ici son acceptation la plus profonde .

Ainsi , en la personne de Monsieur BOURBALA Y. , directeur du bureau d'etudes et méthodes, et de Monsieur GHALMI R. , ingénieur process , nous remercions l'ensemble du personnel du complexe ENAD de Sour El Ghozlane au sein duquel nous avons passé la période de stage ; toute notre gratitude à Monsieur BENNIDIR qui nous a encadrés et dirigés dans ce travail .

Nous remercions Monsieurle.....Professeur.....R.....BELABBES pour l'honneur qu'il nous fait en présidant le jury .

Nous remercions également: ...Madame.....MEFTI, MademoiselleBENNANI.....ainsi.....que.....Monsieur.....AHMED-ZAID d'avoir accepté de juger ce travail.

Nous tenons à remercier , particulièrement Messieurs :

Djamel MOUALEK

Amar OUKIL

Salim SATOR

pour leurs précieux aides et conseils.

Enfin , nous remercions toutes les personnes ayant participe de pres ou de loin à la réalisation de ce projet .

Azzedine et Djamel

École Nationale Polytechnique
Département de Génie Chimique

Promoteur: M. BENNIDIR

Elèves Ingénieurs: A. MOUALEK
D. CHABOUNI.

الموضوع إيجاد الأبعاد و التقييم المالي لأجهزة تجفيف "SLURRY" و استرجاع المسحوق الدقيق لمركب المنظفات E.N.A.D بصورالغزلان.
الملخص الهدف من هذه الدراسة هو إعادة إيجاد الأبعاد و التقييم المالي لأجهزة تجفيف "SLURRY" استرجاع المسحوق الدقيق و هم برج التذير، المرشح و الدوامي لمركب المنظفات E.N.A.D بصورالغزلان
تسبق هذه الدراسة بتعريف لطريقة صناعة المنظفات "BALLESTRA" و تنتهي بكتابة برنامج معاماتي خاصة ببرج التذير.

Sujet: Dimensionnement et estimation du devis des équipements de séchage du "SLURRY" et de récupération de la poudre fine du *Complexe E.N.A.D de Sour-El-Ghozlane.*

Résumé: Le but de cette étude est de dimensionner et d'évaluer le devis des équipements de séchage du "SLURRY" et de récupération de la poudre fine à savoir, la tour d'atomisation, le filtre à manches et le cyclone du *Complexe E.N.A.D de Sour-El-Ghozlane.* Cette étude sera précédée par une description du procédé de fabrication "BALLESTRA" et achevée par l'élaboration d'un programme général pour le calcul de la tour d'atomisation.

Subject: The dimension and the estimation of the cost of the equipments wich dry the "SLURRY" and recover the fine power of the *Sour-El-Ghozlane detergent plant.*

Abstract: The aim of this study is to dimension and to estimate the cost of equipments wich dry the "SLURRY" and recover the fine power of the *Sour-El-Ghozlane detergent plant.*

A description of the "BALLESTRA" process has been made and followed by a computer work concerning the spray dryer.

S O M M A I R E

1- Partie : INTRODUCTION

I/ Préambule	1
II/ Objectifs de l'étude	2
III/ Présentation du complexe	4
1/ Historique	
2/ Situation géographique	
3/ Objectif du complexe	
4/ Structure du complexe	

2- Partie : THEORIE

I/ Introduction	7
II/ Classification des détergents synthétiques	7
1/ Les détergents anioniques	
2/ Les détergents cationiques	
3/ Les détergents non-anioniques	
4/ Les détergents amphotères	
III/ Obtention du dodécylbenzene	11
1/ Emploi du tétrapropylène	
2/ Emploi des paraffines	
IV/ Biodégradabilité des détergents	15
V/ Description du procédé de fabrication	16
1/ "Schéma bloc" du procédé	
2/ sulfonation des alkylbenzenes	
3/ Neutralisation de l'acide sulfonique	
VI/ Description du procédé technologique	21
1/ Installation de production de la matière active "U100"	
2/ Installation d'atomisation "U400"	
VII/ Description des équipements	36
1/ Générateur d'air chaud	
2/ Tour d'atomisation	
3/ Filtre de dépoussiérage	
4/ Cyclone	

VIII/ Méthodes d'évaluation des investissements

- 1/ Méthode du taux de rotation
- 2/ Méthode globale ou de similitude
- 3/ Méthode modulaire

3- Partie : CALCUL

I/ Introduction	47
1/ Bilan de matière	
2/ Bilan de chaleur	
II/ Etablissement des bilans	49
1/ Calcul de la combustion	
2/ Bilan de matière de la tour d'atomisation	
3/ Bilan de chaleur de la tour d'atomisation	
4/ Bilan de matière du générateur d'air chaud	
5/ Bilan matériel de la section de production	
III/ Dimensionnement des équipements	66
1/ Filtre à manche	
2/ Cyclone	
3/ Tour d'atomisation	
IV/ Conclusion	81

4- Partie : ESTIMATION DU DEVIS DES EQUIPEMENTS DE SECTION ETUDIEE

I/ Evaluation du prix du gros matériel	84
1/ Evaluation du prix du générateur d'aire chaud	
2 Evaluation du prix de la tour d'atomisation	
3/ Evaluation du prix du filtre de dépoussiérage	
4/ Devis des équipements	
II/ Evaluation du devis des autres postes de l'installation	89
III/ Evaluation des frais auxiliaires	89
IV/ Devis total de l'installation de la section étudiée	90

5- Partie : ETABLISSEMENT D'UN PROGRAMME GENERAL DE CALCUL D'UNE TOUR DE SECHAGE PAR ATOMISATION

I/ Introduction	91
II/ Structure générale du programme de dimensionnement de la tour d'atomisation	92

1/ Phase introduction des données	
2/ Phase traitement des données	
3/ Phase résultats	
III/ Programme général de calcul d'une tour de séchage par atomisation	93
IV/ Application du programme	99
1/ Etude de la variation de " $D = f(V_p)$ " à température constante	
2/ Etude de la variation de " $H_t = f(V_p)$ " à température constante	
3/ Interprétation des graphes	
6. Partie : CONCLUSIONS	103
Annexe	
Bibliographie	

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION

I/ PREAMBULE

Depuis Mille Neuf Cent Trente (1930) , la chimie a connu un développement accéléré et s'est introduite davantage dans les formes de notre civilisation ; d'où la prolifération ininterrompue depuis lors , de produits chimiques les plus divers .

En égard à cette expansion , la formation universitaire en chimie industrielle est restée tout d'abord fidèle à ses principes , se limitant à multiplier ses descriptions proportionnellement aux innovations intervenues .

Le malaise se manifesta dès la fin de la seconde guerre mondiale et , à vrai dire , il n'y fût porté aucun remède dans l'immédiat .

Dans le courant des années cinquantes , une nouvelle science naissait aux Etats-Unis d'Amérique , le génie chimique qui redressa partiellement la situation en introduisant de nouveaux concepts dans la façon de percevoir et de comprendre l'industrie chimique .

L'installation chimique de production n'était plus définie en fonction du produit fabriqué mais bien par rapport aux traitements que devaient subir les matières pour être transformées en ce produit .

Ces traitements furent à leur tour classés suivant la nature des opérations qu'ils invoquaient et c'est ainsi que l'étude des réacteurs chimiques , d'une part , et des opérations unitaires , d'autre part s'amplifia pour donner les résultats que nous connaissons aujourd'hui .

II/ OBJECTIFS DE L'ETUDE

Avec tous les progrès de la science et malgré les résultats réalisés par les recherches fondamentales et appliquées , l'industrie Algérienne concernant les détergents synthétiques reste encore un champ fertile pour d'amples recherches ; c'est notamment le cas de l'un des complexes de l'entreprise nationale des détergents (ENAD) de Sour El Ghozlane .

Après deux stages effectués au sein de ce complexe , nous sommes parvenus , aidés dans notre entreprise par les ingénieurs du bureau d'études et méthodes plus au courant des réalités du terrain , à esquisser les principaux créneaux pouvant faire ultérieurement l'objet d'une éventuelle recherche .

De là , et à la lumière de l'état actuel du système , notre effort sera orienté dans une perspective d'ensemble dont l'objectif visé à long terme , serait l'amélioration des conditions de fonctionnement du complexe .

Pour situer notre étude , il est nécessaire de décrire le procédé de fabrication , auquel nous consacrerons une part considérable dans la partie théorique .

Compte tenu des dimensions du système et de complexité du processus de fabrication , une appréhension globale de ces derniers s'avère impossible dans le contexte restreint d'un projet de fin d'études .

De ce fait , nous avons axé notre intérêt sur l'unité de production et de conditionnement du détergent en poudre "U.400", et particulièrement , la section constituée des équipements de séchage du "Slurry" et de récupération de la poudre fine à savoir :

- La tour de séchage par atomisation
- Le filtre à manches
- Le cyclone

Pour nous limiter au cadre des objectifs fixés au départ , nous avons engagé une réflexion permettant d'apprécier l'impact des équipements sus-cités sur le procédé de fabrication d'ou la nécessité d'établir les bilans , matière et chaleur pour la tour d'atomisation de même que pour le générateur d'air chaud .

A ce niveau précis , moyennant les données du constructeur , nous allons procéder à un redimensionnement de ces équipements .

Envisageant la possibilité du renouvellement de ces équipements , nous allons établir le devis des équipements composants la section étudiée .

Pour finir , et dans le souci d'enrichir notre travail d'une part , et de faciliter cette tâche à divers niveaux d'utilités d'autre part , il nous a semblé opportun d'élaborer un programme de calcul de la tour d'atomisation .

III / PRESENTATION DU COMPLEXE

1/ HISTORIQUE

C'est par suite d'un contrat clé en main que le complexe avait été inauguré en 1986 , et n'avait été remis entre les mains des ingénieurs ALGERIENS qu'une année après . durant cette période c'est le constructeur ITALIEN "ITALCONSULT" qui le faisait fonctionner .

2/ SITUATION GEOGRAPHIQUE

Le complexe est situé à l'est de la ville d'EL-HACHIMIA , soit à onze (11) kilomètre de SOUR EL GHOZLANE , il occupe une superficie de vingt (20) hectares et s'étend sur une plaine à vocation agricole .

3/ OBJECTIF DU COMPLEXE

L'usine est conçue pour la production de quatre vingt dix milles (90 000) tonnes par an de détergents dont :

- 75 à 80 % de détergent en poudre.
- 10 à 20 % de détergent liquide.
- 5 à 10 % de récurrent.

Le complexe met à profit le procédé de fabrication "BALLESTRA" .

4/ STRUCTURE DU COMPLEXE

Il possède un effectif de l'ordre de mille (1000) travailleurs et est subdivisé en plusieurs départements, dont :

A/ Département de production

Ce département gère plusieurs unités dont :

- Production de la matière active. (U.100)
- Production du détergent concentré. (U.200)
- Production et conditionnement du détergent liquide. (U.300)
- Production et conditionnement du détergent en poudre. (U.400)
- Production et conditionnement du récurent NADA . (U.500)

B/ Département de maintenance

Ce département agit à travers le bureau d'études et méthodes qui subdivise son champ d'action en plusieurs zones dont:

Zone I : U100+U800+U1100

Zone II : U400+U500

Zone III : U300+U600

Zone IV : Service des utilités.

Sa principale mission est de procéder aux :

- Interventions préventives en remplaçant les pièces dites consommables.
- Interventions curatives dues a un arrêt de l'unité , et leurs efficacités sont jugées par la façon :
 - de faire un diagnostic
 - de rechercher les causes probables des différentes anomalies.
 - de prévoir les remèdes et solutions adéquats.
 - de résoudre les problèmes.

C/ Autres départements

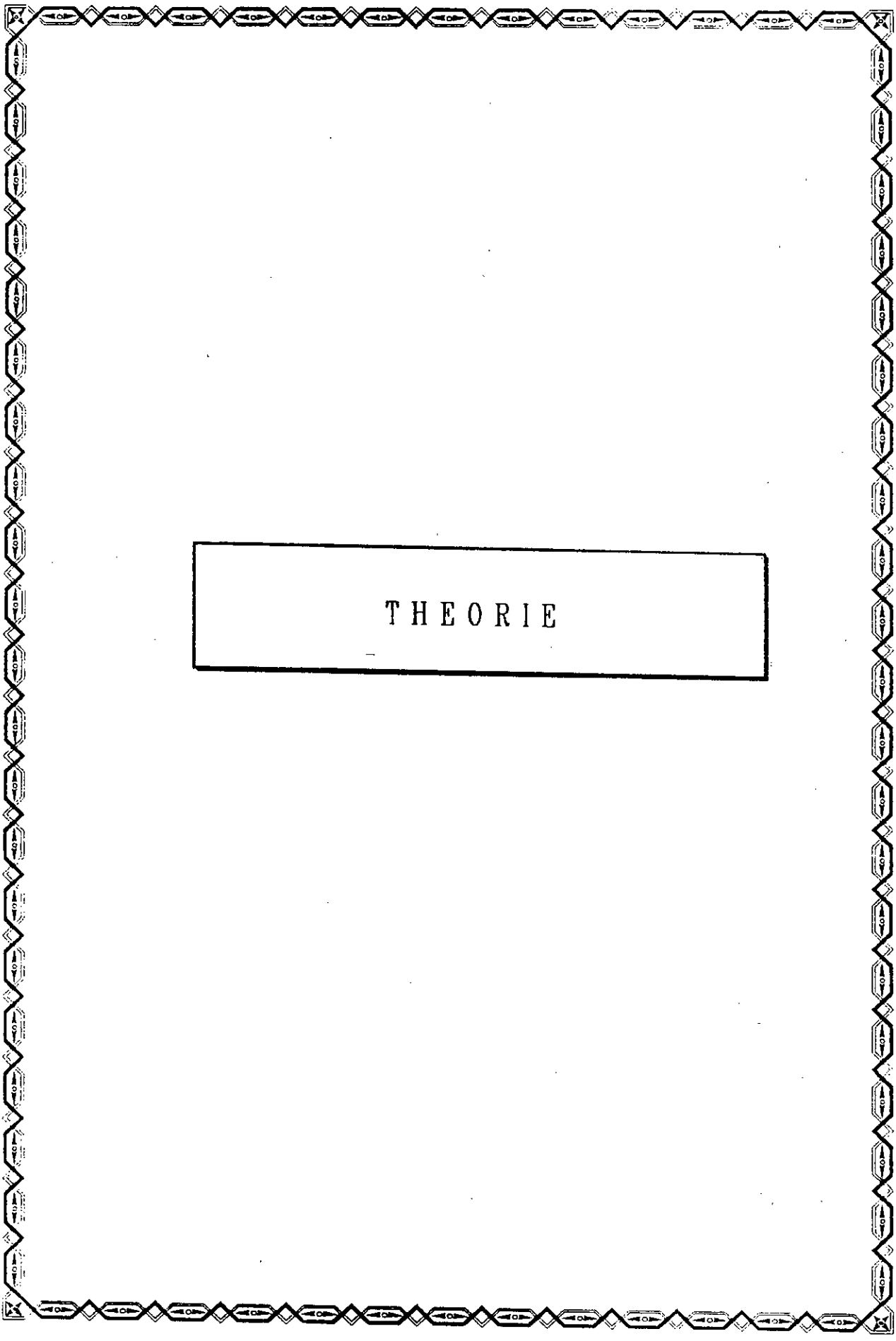
On retrouve notamment les départements suivants :

- Transport
- Achats et gestion des stocks

- Ventes
- Finances et comptabilité
- Ressources humaines

Et un laboratoire comprenant les services suivants :

- Recherche
- Contrôle de qualité
- Pollution
- Labo pilote



THEORIE

I/ INTRODUCTION :

Dans cette partie , nous allons d'abord donner un bref aperçu sur les différents détergents synthétiques , on parlera du problème de biodégradabilité qui est souvent lié à la nature de la matière première, et nous ferons une description du procédé "BALLESTRA" ; et une autre description des différents équipements qui nous intéressent , particulièrement le générateur d'air chaud , la tour d'atomisation , le filtre à manches, et le cyclone.

Enfin , nous terminerons cette partie en décrivant les différentes méthodes d'évaluation des investissements .

II/ CLASSIFICATION DES DETERGENTS SYNTHETIQUES

[2 . 3 . 4]

D'un point de vue fonctionnel, les détergents synthétiques se caractérisent par une structure moléculaire où l'on retrouve toujours deux groupes distincts : le premier est hydrophile et confère au produit sa solubilité dans l'eau tandis que le second est hydrophobe et, comme tel, est insoluble dans l'eau .

L'effet de détergence est d'ailleurs fonction du rapport du poids moléculaire de la partie hydrophobe de la molécule à celui de la partie hydrophile.

Il existe évidemment des groupes hydrophiles et hydrophobes de différentes natures qui peuvent être engagés de plusieurs manières dans des couples moléculaires pour synthétiser des substances tensio-actives.

Ceci fait présager l'existence de nombreux détergents différents , d'où l'intérêt de procéder à leur classification.

On retient quatre (4) catégories :

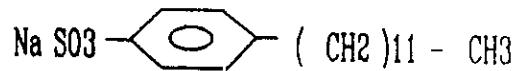
1/ LES DETERGENTS ANIONIQUES

Ces composés qui représentent la plus grande part des détergents, manifestent leurs propriétés par le jeu d'anions .

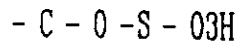
Les quelques familles suivantes sont les plus représentatives.

* Les Sulfonates d'Alkylaryl : qui , comme leur nom l'indique , proviennent de la combinaison d'un hydrocarbure aromatique et d'une chaîne aliphatique fixée au noyau aromatique, un groupe $\text{SO}_3 \text{Na}$ étant attaché à ce dernier .

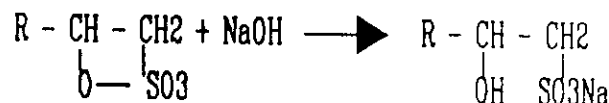
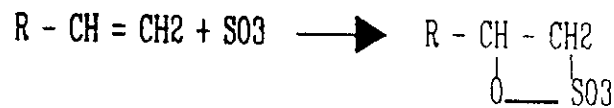
Le plus important parmi eux, est précisément le Sulfonate de dodécylbenzène dont la formule de structure est :



** Les Sulfates d'Alcools gras : entres autres d'alcools laurique , où l'on trouve en extrémité de chaîne le groupe :



*** Les Sulfates d'Alkenyle : résultant de la sulfonation des alpha-oléfines traitées ultérieurement à la soude.



2/ LES DÉTERGENTS CATIONIQUES

Les détergents cationiques sont de peu d'intérêt et sont généralement reconnus comme étant des agents tensio-actifs faibles.

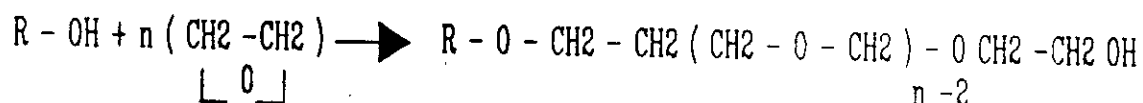
3/ LES DÉTERGENTS NON-IONIQUES

Les détergents non-ioniques sont des produits de condensation de l'oxyde d'éthylène avec des composés hydrophobes .

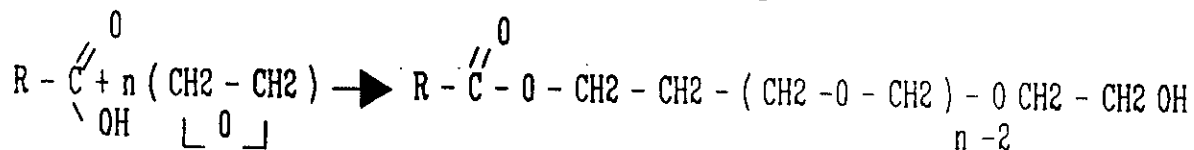
Ceux-ci sont invariablement des substances de poids moléculaire élevé présentant un atome d'hydrogène actif.

Nous mentionnerons trois possibilités courantes :

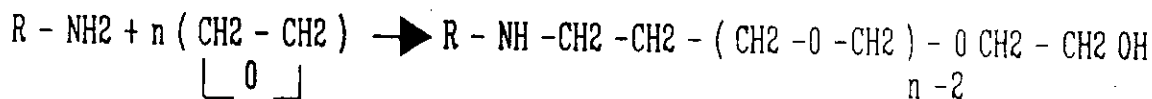
* Condensation d'oxyde d'éthylène avec un alcool gras selon le schéma :



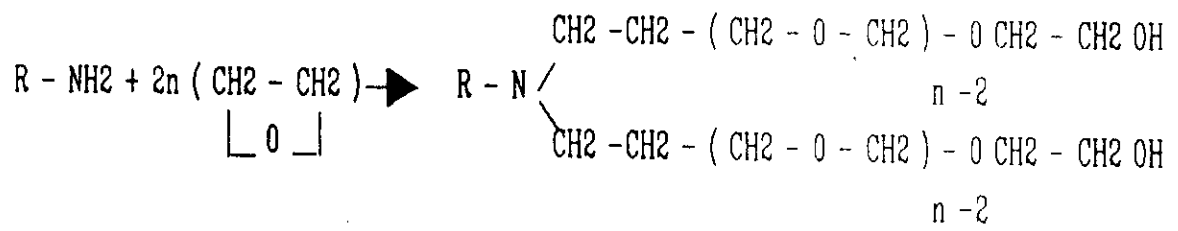
** Condensation d'oxyde d'éthylène avec un acide gras :



*** Condensation d'oxyde d'éthylène avec une amine offrant deux schémas réactionnels également exploités :



ou bien :



4/ LES DETERGENTS AMPHOTERES

Ces détergents possèdent à la fois des groupes acides et basiques dans leurs molécules. Ce sont des composés de structure complexe dont la fabrication et l'usage sont très limités.

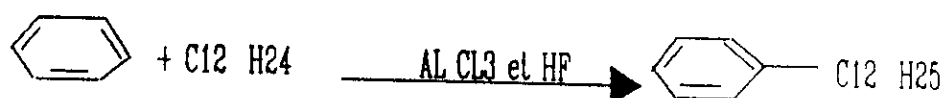
III / OBTENTION DU DODECYLBENZENE : [2 . 4]

1/ EMPLOI DU TETRAPROPYLENE

Une première façon d'obtenir le dodécylbenzène consiste à effectuer l'alkylation du benzène avec le tétrapropylène (dodécène) .

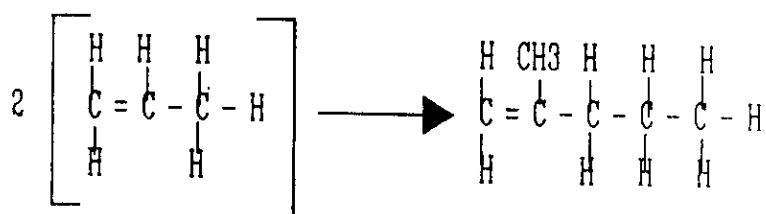
Cette alkylation est en fait une réaction de "Friedel" et "Crafts" effectuée en phase liquide et en présence d'un catalyseur à base , soit de chlorure d'aluminium, soit d'acide fluorhydrique.

Avec le chlorure d'aluminium et en maintenant la température à 50°C, la conversion , évaluée par rapport au tétrapropylène est de 70 %, avec l'acide fluorhydrique, le rendement peut atteindre 80 %, mais la température doit être voisine de 0°C et le procédé est plus onéreux .



Le tétrapropylène est lui-même un des produits de la polymérisation du propylène en présence d'acide phosphorique sur support de "Kieselguhr".

Cette polymérisation débute par la formation du dimère conformément au schéma.



Ce dimère ainsi formé réagit à son tour avec lui même ou avec le monomère pour former le trimère et le tétramère .

Suivant les procédés, ces réactions sont conduites à des températures comprises entre 135°C et 200°C et sous des pressions de 1 à 25 atmosphères.

Le taux de conversion moyen est de l'ordre de 50 % et parmi ceux-ci, le tétramère représente 75 % . Il est séparé du milieu réactionnel par distillation.

Cette première voie de synthèse présente l'inconvénient de fournir des dodécènes fortement ramifiés qui, comme on le sait déjà, conduisent à des détergents non biodégradables puisque leur constitution ne correspondra pas à une chaîne droite.

Le dodécylbenzène à chaîne ramifiée obtenu de cette façon est en conséquence de moins en moins utilisé et, vu les conditions de biodégradabilité imposées aux détergents, les producteurs se sont orientés vers de nouvelles techniques utilisant d'autres matières premières et, tout particulièrement les paraffines normales.

2/ EMPLOI DES PARAFFINES

Les paraffines normales sont extraites du kérosène (coupe pétrolière située entre 177 et 250°C) par adsorption sélective sur tamis moléculaires.

Cette adsorption est effectuée en phase gazeuse et la récupération des paraffines par désorption est réalisée en modifiant, soit la pression de travail (procédé Union Carbide), soit la température (procédé Esso) ou encore par élution au moyen d'un gaz inerte (procédé BP).

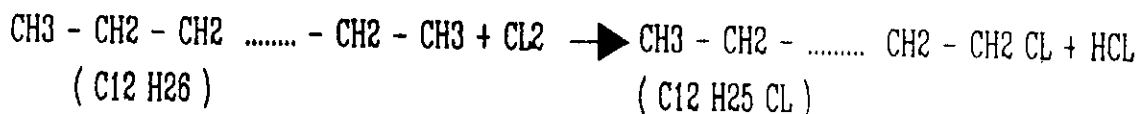
Plus récemment (Universal Oil Products) a développé un procédé de séparation par adsorption en phase liquide, la désorption étant due à l'intervention d'un hydrocarbure plus facilement adsorbable que les paraffines normales.

La fraction intéressante pour l'alkylation du benzène est celle en C8 - C15, c'est-à-dire qu'en matières de détergents biodégradables on continue de parler de dérivés du dodécylbenzène par pure habitude mais qu'en réalité différentes qualités existent suivant la coupe Ci - Cj considérée. Pour la clarté de notre mémoire, nous conserverons dans les équations la forme en C12 spécifiant une fois pour toutes qu'il s'agit d'un modèle applicable également aux chaînes carbonnées plus courtes ou plus longues.

L'obtention du dodécylbenzène à chaîne droite à partir des paraffines normales est réalisée industriellement en exploitant essentiellement deux chemins réactionnels.

A/ Chloration des Paraffines :

Il s'agit d'une monochloration réalisée en bout de chaîne :



Cette réaction est effectuée à la température de 120° C et, pour éviter la formation de dérivés chlorés supérieurs ou plus simplement la fixation d'atomes de chlore à l'intérieur de la chaîne, la conversion molaire est limitée à 35 % du dodécane avec en conséquence l'obligation de provoquer la recirculation d'une fraction importante de la charge.

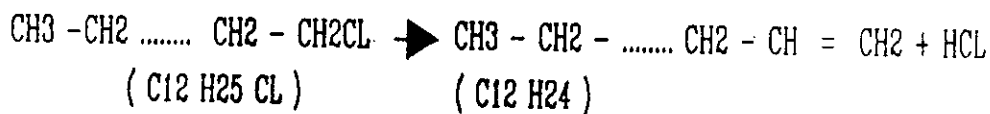
Le dérivé chloré est utilisé directement en vue de l'alkylation du benzène; Cette alkylation est catalysée par le chlorure d'aluminium et conduite en phase liquide homogène à la température de 35° C.



B/ Déshydrochloration des dérivés chlorés des Paraffines :

Dans ce procédé, concurrent du précédent et développé par la firme "CHEMISCHE WERKE HUELS" les paraffines subissent encore une monochloration mais l'opération apparait comme une étape transitoire.

En effet, le but poursuivi est d'obtenir des alpha oléfines par la décomposition de ces dérivés chlorés avec libération simultanée d'acide chlorydrique :



Les alpha oléfines obtenues de cette manière peuvent servir directement à l'alkylation du benzène. Celle-ci est réalisée en phase liquide et à température ambiante; Le chlorure d'aluminium a encore une action catalytique satisfaisante mais dans le procédé "Hûls", l'acide fluorhydrique lui est préféré, son intervention étant plus sélective vis à vis des alkylbenzènes de la qualité " détergents " . Quant à l'équation stoechiométrique de la réaction, elle s'écrit simplement :



IV/ BIODEGRABILITE DES DETERGENTS [2 . 4]

L'utilisation de plus en plus répandue des détergents de synthèse et leur rejet dans la nature , a posé ces trois dernières décennies de sérieux problèmes en matière de pollution de l'environnement . Entre temps , la législation pour la protection de l'environnement dans différents pays impose aux industriels d'utiliser des détergents plus où moins biodégradables , c'est à dire qu'ils soient détruits dès leur rejet dans la nature .

Malheureusement , nous constatons une progression intolérable de la pollution dans les pays les moins développés , car le problème n'est pas pris en charge sérieusement , la principale cause étant généralement le manque de moyens financiers.

Une règle générale peut être déduite , à savoir que les détergents à chaîne droite jouissent d'un degré élevé de biodégradabilité .

Globalement , on peut faire la part de trois étapes dans la qualité des tensioactifs . Les produits de première génération , où figurait en première place le sulfonate de dodécylbenzène à chaîne ramifiée , étaient peu ou pas biodégradables.

Les détergents utilisés aujourd'hui jouissent d'une meilleure biodégradabilité , mais ne sont pas encore complètement inoffensifs.

Actuellement , les efforts sont orientés vers la recherche de nouveaux composés totalement , sinon plus rapidement biodégradables.

V/ DESCRIPTION DU PROCÉDE DE FABRICATION [1.2.4]

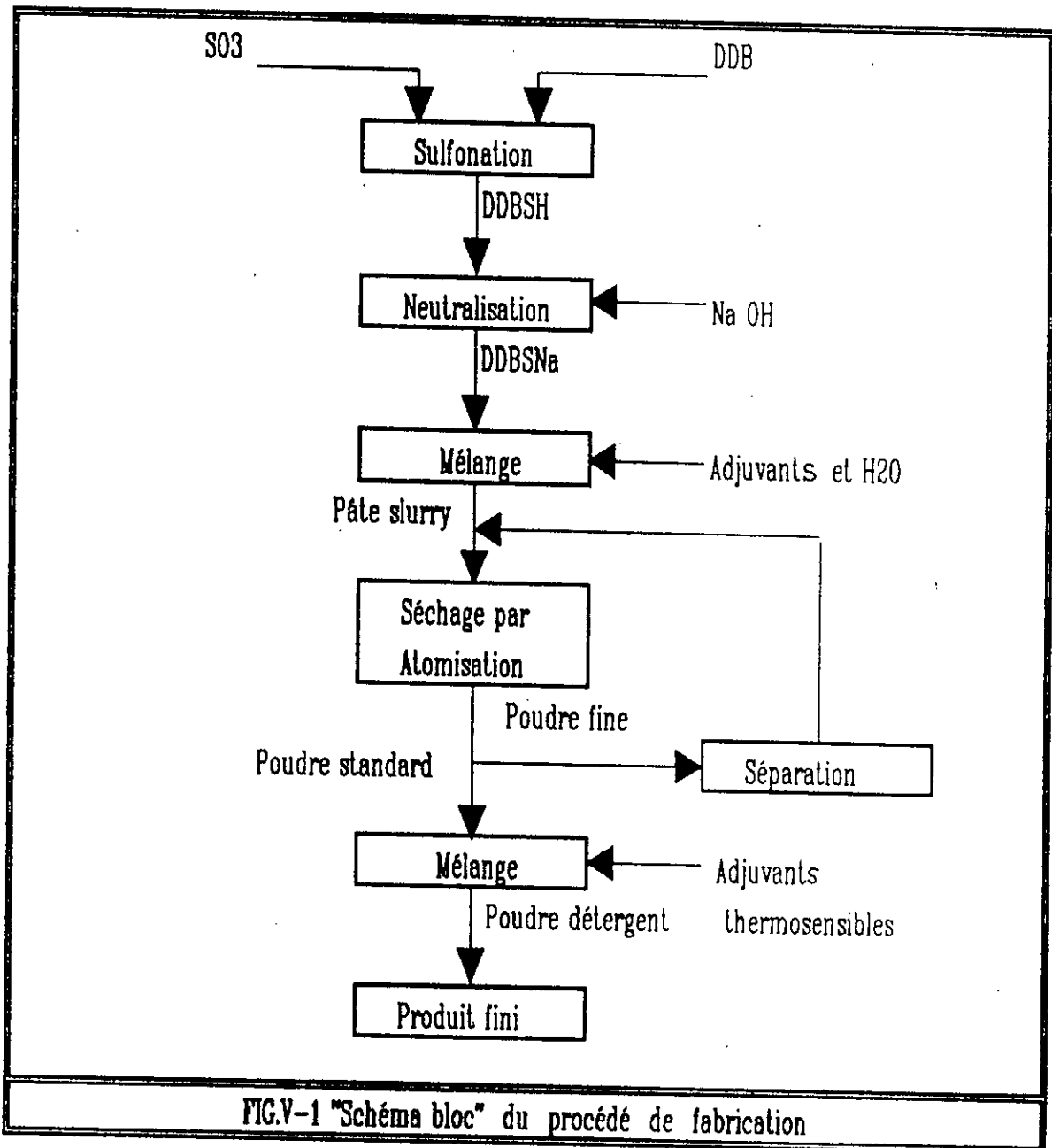
1/ "SCHEMA BLOC" DU PROCÉDE

On note :

DDB : Dodécylbenzène (matière première).

DDBSH : Acide sulfonique du dodécylbenzène.

DDBSNa : Dodécylbenzène sulfonate de sodium (matière active).

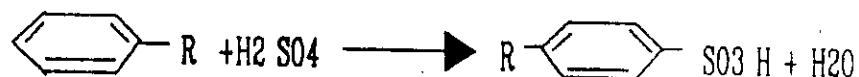


2/ SULFONATION DES ALKYL BENZÈNES

L'addition du groupe SO_3 sur le noyau benzénique du dodécylbenzène est directe, rapide et s'accompagne d'un important dégagement de chaleur représentant 40,8 Kcal / mole de SO_3 .

Le groupement alkyle favorise théoriquement l'attaque des positions para et ortho mais son encombrement constitue un empêchement stérique et c'est la position para qui se trouve favorisée (95 % dans le cas du dodécylbenzène).

Avant, les opérations de sulfonation étaient réalisées, soit par l'acide sulfurique concentré, soit par l'oléum. La réaction d'attaque par l'un ou l'autre de ces produits s'écrit :



Il y a ainsi apparition d'eau libre dans le milieu réactionnel et cette eau libre retarde sinon empêche la réaction de sulfonation. Pour pallier à cet inconvénient, il faut utiliser l'acide sulfurique ou l'oléum en excès, excès qui se retrouve nécessairement en fin d'opération et qui constitue un polluant du détergent synthétisé.

Depuis quelques années, une technique nouvelle utilisant l'anhydride sulfurique comme agent de sulfonation a révolutionné la fabrication des détergents de synthèse puisque, dans ce cas, la réaction a lieu sans formation d'eau.



Remarque :

Pour que la sulfonation se produise dans des conditions industriellement acceptables, il faut que l'anhydride sulfurique soit employé sous forme gazeuse.

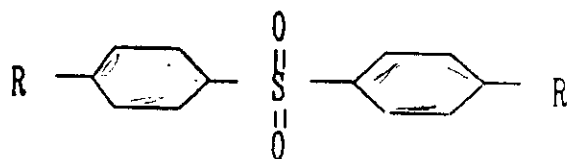
Cependant, à cause de sa haute réactivité et de l'effet thermique important de la réaction, il ne peut être question d'utiliser l'anhydride à l'état pur sans dégrader la matière à sulfoner et sans que le contrôle de la réaction n'échappe aux moyens des techniques industrielles. Un diluant doit donc être

utilisé et c'est souvent de l'air déshydraté .

Le mélange SO₃-Air contient généralement 5 à 12 % d'anhydride sulfurique , l'optimum est de 7 % .

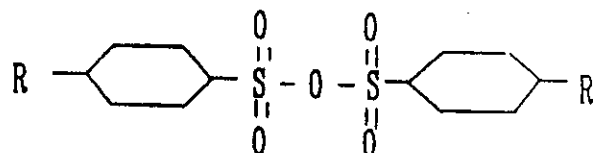
A/ Les réactions parasites .

-- La première réaction nuisible est relative à la formation des sulfones :



Elle est quantitativement d'autant plus importante que la concentration en SO₃ et la température sont élevées .

-- La deuxième réaction est relative à la formation d'anhydride de type :



Elle est également favorisée par un excès de SO₃ et par la durée de la réaction , donc par le temps de séjour des matières dans le réacteur .

Enfin , d'autres réactions parasites moins bien connues peuvent influencer le process.

Ces quelques observations suffisent à démontrer qu'il importera d'effectuer la sulfonation en proportionnant le débit d'anhydride sulfurique selon l'avancement du taux de conversion de manière à éviter tout excès de ce réactif , en diminuant autant que possible la durée de l'opération et en maintenant la température du milieu réactionnel à une valeur faible , malgré l'effet thermique , c'est à dire en utilisant un dispositif de refroidissement très efficace .

D'autre part du fait que le milieu traité est hétérogène et doit être tel , pour que la réaction se produise uniformément dans toute la masse du dodécylbenzène , le bon contact entre le liquide et le gaz exigera une agitation très intense .

B/ Stabilisation de l'acide sulfonique.

Parmi les réactions secondaires qui accompagnent la sulfonation, la formation des anhydrides est la plus gênante. La production quittant les réacteurs de sulfonation doit subir un traitement détruisant les anhydrides où, en terme technique être stabilisée.

Le procédé le plus radical de destruction de ces anhydrides est l'hydrolyse par l'eau qui régénère l'acide sulfonique par rupture du pont oxygéné :



3/ Neutralisation de l'acide sulfonique.

L'acide sulfonique obtenu doit être neutralisé ; en continu, cette neutralisation est rendue malaisée par le mélange à effectuer par l'apport de produits de viscosités très différentes et par le contrôle précis du PH.

La courbe de neutralisation des acides sulfoniques par la soude est celle d'un acide fort par une base forte et présente au voisinage du point de neutralisation, une zone comprise entre les PH 2 & 12 où la courbe se ramène jusqu'à une ligne verticale et où le dosage par contrôle du PH est très délicat.

La réaction de neutralisation est :



A côté de la substance tensio-active en l'occurrence le sulfonate sodique de dodécylbenzène, tout détergent contient une série d'adjuvants qui lui confère ses principales propriétés d'utilisation.

Une fois la matière active préparée, la production des détergents en poudre est réalisée en 2 phases.

* Première phase

Elle concerne la préparation de la pâte "slurry" par un mélange de :

- Matière active (sulfonate sodique de dodécylbenzène)
- Matières premières solides (exemple : Na_2SO_4 , et blanchissant optique)
- Matières premières liquides (exemple : parfum)
- Une certaine quantité d'eau

On obtient ainsi une pâte blanchâtre plus ou moins visqueuse dite " slurry " et contenant 35 à 40 % d'eau .

** Deuxième phase

Séchage de la pâte " slurry " par atomisation et éventuelle adjonction d'autres composants thermosensibles , on obtient ainsi le détergent en poudre .

VI/ DESCRIPTION DU PROCEDE TECHNOLOGIQUE [1]

1/ INSTALLATION DE PRODUCTION DE LA MATIERE ACTIVE " U.100 "

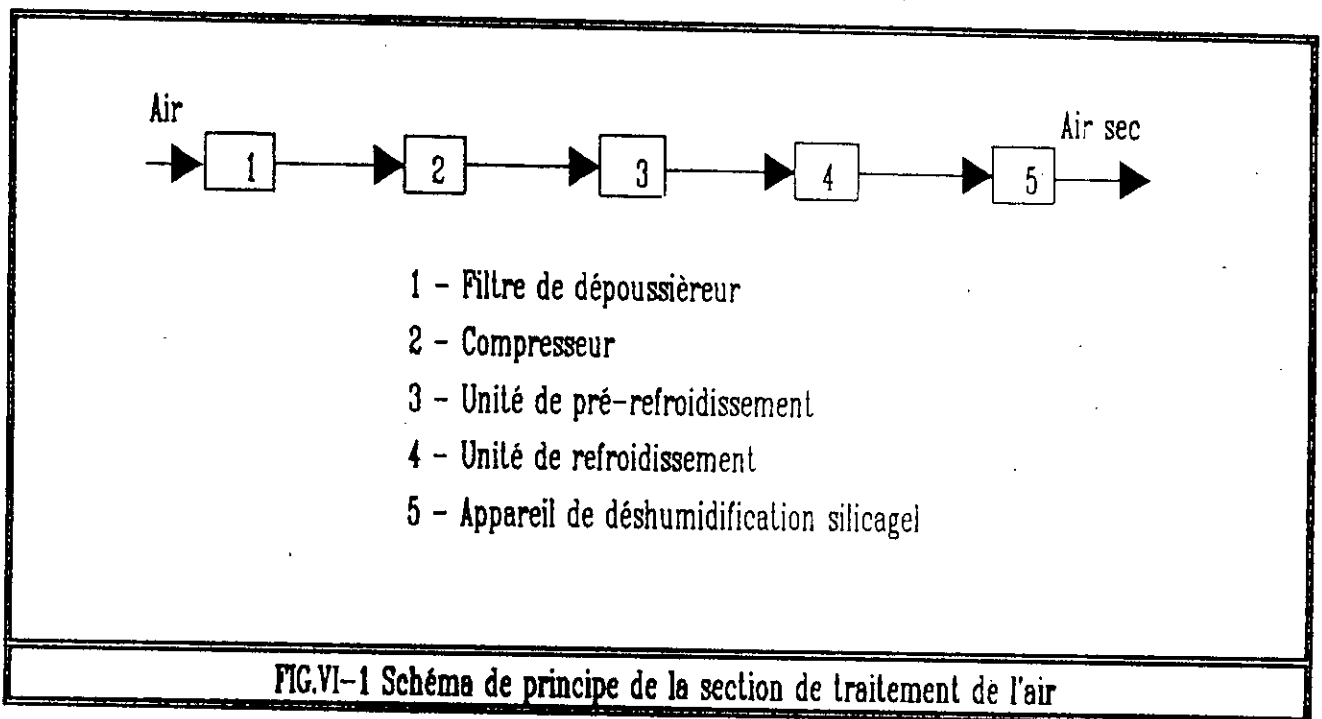
L'unité est constituée de plusieurs sections :

- Section de fusion et dosage du soufre
- Section de traitement de l'air
- Section de production du trioxyde de soufre
- Section de sulfonation du dodécylbenzène par le trioxyde de soufre
- Section de neutralisation de l'acide sulfonique

A/ Section de fusion et dosage du soufre.

Cette section se compose d'un groupe d'appareillages qui effectue l'opération de fusion et d'un autre qui effectue l'opération de dosage.

B/ Section de traitement de l'air

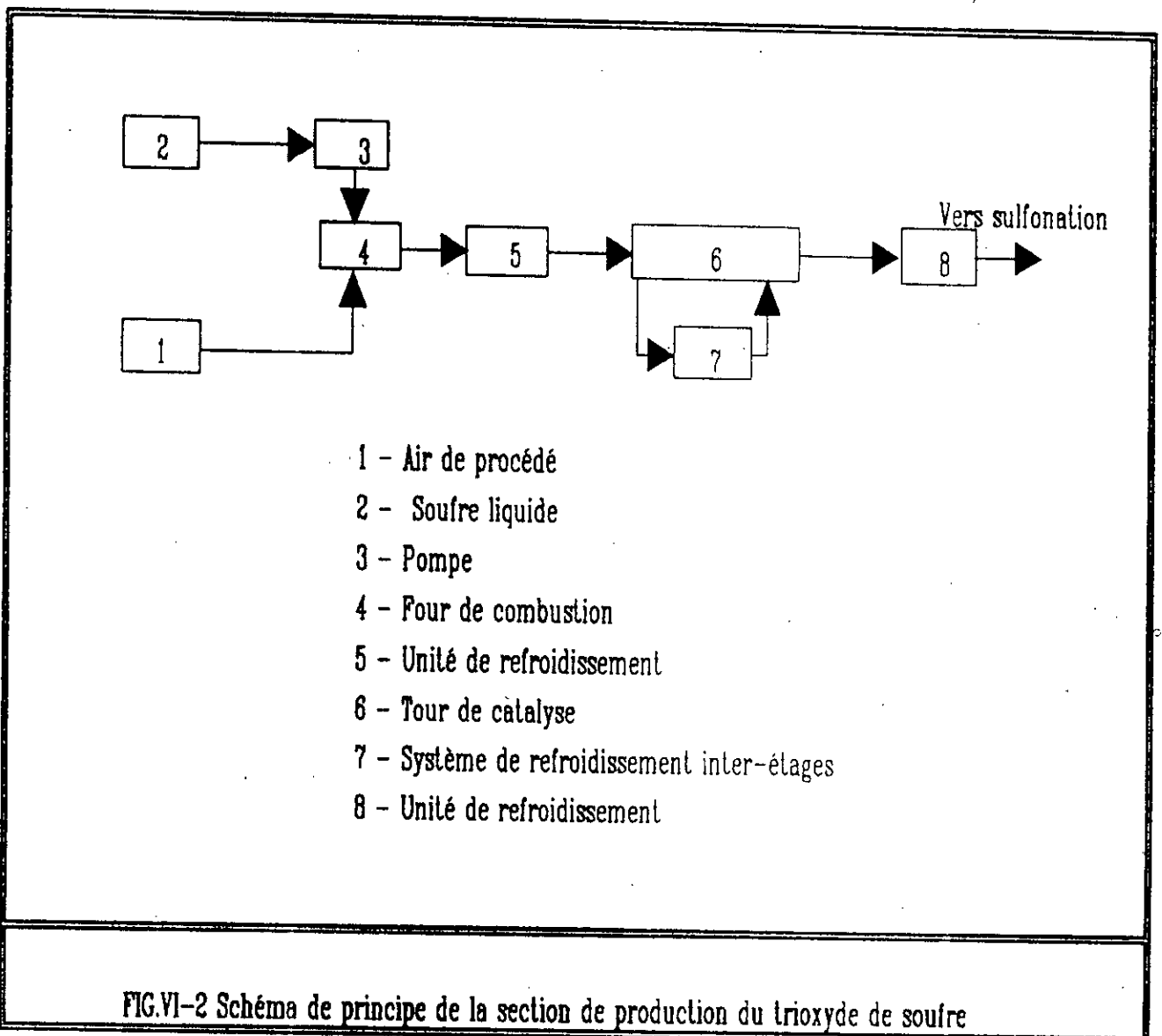


Explication du schéma de principe (Fig.VI - 1)

Ainsi l'air arrive au filtre (1) où il est est dépoussiéré , passe à travers le compresseur (2) qui l'achemine aux unités de pré-refroidissement (3) et de refroidissement (4) pour atteindre finalement l'appareil de déshumédification silicagel (5) .

l'air est donc traité en vue d'éliminer toute trace d'humidité ; en effet , il doit être utilisé à une température ne dépassant pas les deux degrés Celsius (2° c) .

C/ Section de production du trioxyde de soufre.



Explication du schéma de principe : (Fig.VI-2)

La pompe (3) envoie le soufre liquide stocké en (2) vers le four de combustion (4) où il rencontre à contre courant l'air du procédé et se transforme en anhydride sulfureux " SO₂ ". Ensuite ce dernier passe à l'unité de refroidissement (5) avant de pénétrer dans la tour de catalyse où il est transformé en "SO₃" à 97 %.

Le catalyseur utilisé est le Pentoxyde de Vanadium "V₂O₅". La chaleur de réaction est absorbée par les unités de refroidissement (7) .

Le "SO₃" sort de la tour de catalyse à une température de 440°C , puis il est refroidi jusqu'à 50°C par les unités de refroidissement (8) et il est ensuite envoyé vers la section de sulfonation .

D/ Section de sulfonation du dodécylbenzène par le trioxyde de soufre .

Le principe de base du procédé de sulfonation , est que la matière première à sulfoner est en proportion égale avec le gaz de conversion "SO₃" , d'après le rapport stoechiométrique .

L'unité de sulfonation est composée de plusieurs réacteurs en cascade , de dimensions variables suivant la capacité de l'installation .

La matière première à sulfoner passe d'un réacteur à l'autre et parallèlement le trioxyde divisé en fractions bien définies arrive dans chacun des réacteurs . Le gaz contenant "SO₃" est dispersé dans la matière première à sulfoner par des turbines étudiées à cet effet .

La chaleur de réaction est dissipée par des chemises de refroidissement et par des serpentins ; l'agitation interne provoquée par la turbine , garantit un échange thermique très efficace ; aussi de la parfaite dispersion du gaz , on obtient l'épuisement complet de "SO₃" dans chaque réacteur .

Le flux de matière à travers le système de réacteurs dispersés en cascades , et la distribution du gaz en fractions bien définies pour chaque réacteur permettent la progression régulière du degré de sulfonation d'un réacteur à l'autre .

E/ Section de neutralisation de l'acide sulfonique.

Le produit passe de la section de sulfonation aux unités de neutralisation où il est neutralisé en continu avec une quantité stoechiométrique d'agent neutralisant : soude caustique en solution .

La valeur convenable du PH de la pâte neutralisée est contrôlée automatiquement par une augmentation ou une diminution du débit de l'agent neutralisant .

2/ INSTALLATION D'ATOMISATION " U.400 " (Fig.VI-3)

A/ Introduction

La production du détergent en poudre est réalisée à travers trois phases successives :

-- Préparation d'un mélange de composés solides et liquides appelé "Slurry" , qui forme une suspension à teneur variant de 35 à 40 % .

-- Séchage du "Slurry" moyennant vaporisation sous pression dans des tours cylindriques verticales au contact d'une masse d'air chaud .

-- Tamisage et embaument du produit séché et éventuelle adjonction d'autres composants thermosensibles qui ne peuvent être ajoutés à la préparation du "Slurry" .

Les installations qui développent le procédé décrit ci-dessus peuvent être subdivisées en plusieurs sections .

B/ Préparation continue du "Slurry".

C'est l'un des stades le plus important du procédé , car certaines caractéristiques du produit fini dépendent de la manière par laquelle on opère durant cette phase .

Les matières premières qui entrent dans la formule de composition du détergent sont dosées en continu dans un mélangeur à agitation qui garantit la parfaite homogénéité des composants même en présence du "Slurry" dont la concentration en solides est comprise entre 60 & 65 % .

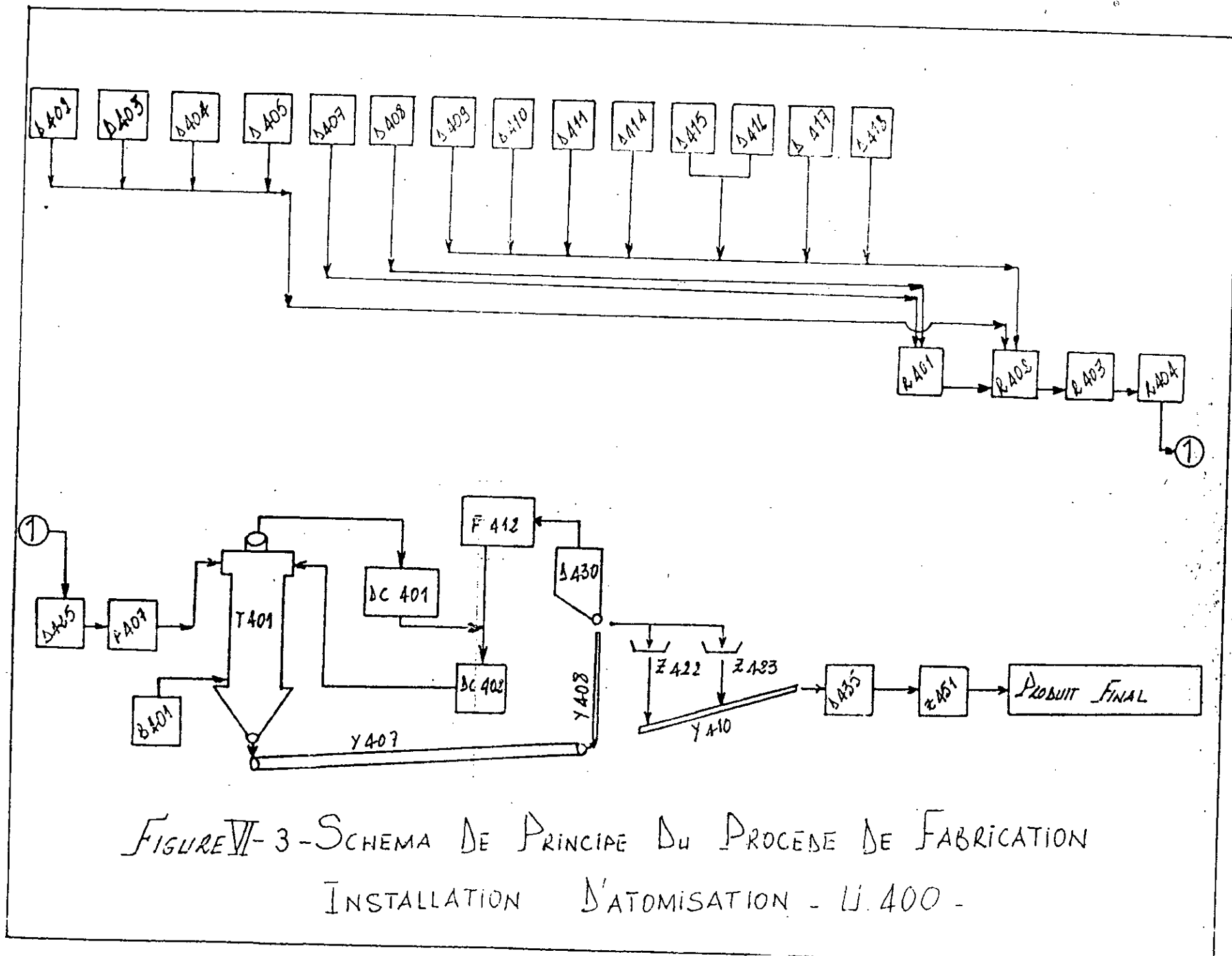
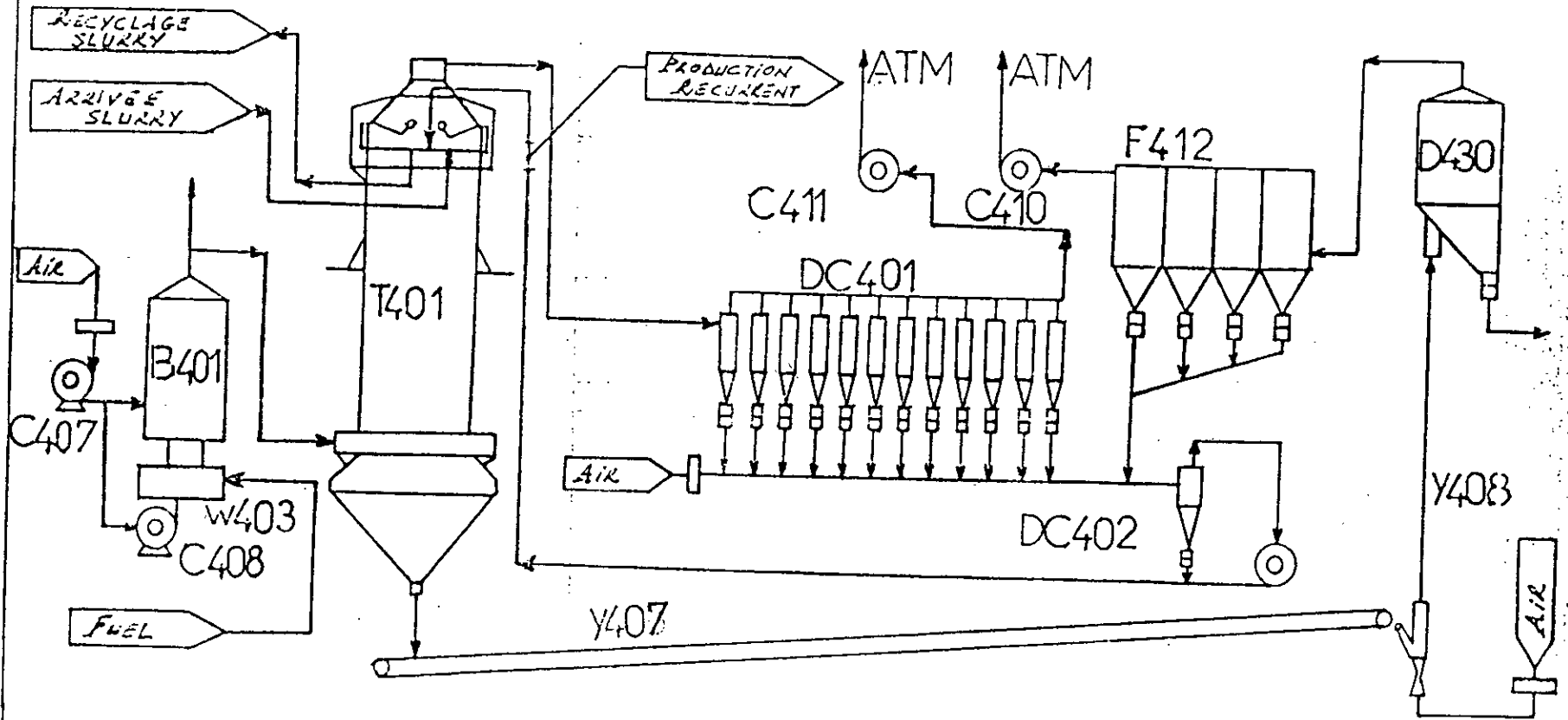


FIGURE VI-3 - SCHEMA DE PRINCIPE DU PROCÉDE DE FABRICATION
 INSTALLATION D'ATOMISATION - U.400 -

LEGENDES

- D402 : Silo d'atelier Na₂ SO₄
- D403 : Silo d'atelier ST PP
- D404 : Silo d'atelier STS
- D405 : Silo d'atelier CMC
- D407 : Réservoir d'atelier pour acide gras
- D408 : Réservoir d'atelier Na OH
- D409 : Réservoir d'atelier pour matière active
- D410 : Réservoir d'atelier pour matière non anionique
- D411 : Réservoir d'atelier pour amide
- D414 : Réservoir d'atelier pour silicate
- D415 : Réservoir d'atelier pour " Slurry" de récupération
- D416 : Réservoir d'atelier pour " Slurry" de récupération
- D417 : Réservoir à niveau constant H₂O de procédé
- D418 : Réservoir d'atelier pour mélange EDTA et OB
- R401 : Appareil de neutralisation pour acide gras
- R402 : Préparateur du "Slurry"
- R403 : 1^o Appareil de maturation du "Slurry"
- R404 : 2^o Appareil de maturation du "Slurry"
- D425 : Désaérateur
- P407 : Pompe à haute pression
- B401 : Chauffage d'air
- T401 : Tour d'atomisation
- DC401 : Groupe de cyclones sur l'aspiration de la tour
- Y407 : Ruban transporteur
- DC402 : Cyclone pour poudre fine
- F412 : Filtre air-lift

- D430 : Séparateur air-lift
- Y408 : Bouche de chargement et aspiration du circuit air-lift
- 7422 , 423 : Tamis vibrant
- Y410 : Ruban de transport du produit atomisé aux silos de stockage
- D435 : Silos du produit atomisé sur le ruban de dosage
- W402 : Groupe du dosage du parfum
- Z451 : Machines empaqueteuses



DETAIL DE LA SECTION DE
PRODUCTION ETUDEE

LEGENDES

- C407 : Ventilateur air à chauffer (air secondaire)
- C408 : Ventilateur pour bruleur (air primaire)
- D429 : Réservoir pour huile combustible
- B401: Four de chauffage d'air
- BB401 : Chambre de combustion
- W403 : Brûleur
- T401 : Tour d'atomisation
- DC401 : Groupe de cyclones sur l'aspiration de la tour
- Y407 : Ruban transporteur
- Y408 : Bouche de chargement et aspiration du circuit air-lift
- DC402 : Cyclone pour poudre fine
- F412 : Filtre air-lift
- D430 : Séparateur air-lift
- C410 : Ventilateur air-lift
- C411 : Ventilateur aspiration
- C412 : Ventilateur pour circuit de la poudre

Un système de thermostat pourvoit à maintenir la température établie en fonction des nécessités exigées par la formule que l'on travaille.

La maturation et l'homogénéisation du "slurry" se produit par la suite dans deux autres récipients à agitation, eux aussi thermo-régulés, appelés maturateurs "slurry". L'homogénéisation se complète enfin dans des appareils situés entre le maturateur "slurry" et les gicleurs de vaporisation et D405.

Tous les réservoirs sont munis d'un système de thermorégulation de façon à maintenir la température

Le processus pour le dosage des divers composants se réalise grâce à une série de dispositifs automa-

ques de pesée dont le nombre varie, sauf dans les cas précis, selon les composants utilisés dans la formule.

Des groupes de pesée pour matières premières (DOSEX)

La préparation en continu du "slurry" se caractérise par l'introduction simultanée et automatique de toutes les matières premières et par le prélèvement continu du "slurry" et régulateur de poids

et est entièrement automatique.

Les avantages de la préparation en continu consistent dans :

Les balances et les dosages volumétriques gèrent la quantité prélevée dans le récipient statique.

In système -- Le dosage de petits volumes alinu de la quantité prélevée suivant le cycle décrit

après -- La performance des mélanges dans les appareils

Charge -- Le contrôle thermique simple déterminé.

Recharge -- Le degré d'hydratation constant des substances et donc une viscosité uniforme de la masse, cela assure un contrôle continu des caractéristiques chimico-physiques du "slurry"

B1/ Prémélange des solides

La section est composée de :

Les matières premières solides, sortant des différents groupes de pesée, sont introduites par un

B1/ Silos d'atelier (D402 à D406 = matière solide D407 à D411 A/B = D414 à D418) , mais pourrait

B2/ Alimentateurs groupes de pesée pour matières premières (Y401 à Y405)

B3/ Groupes de pesée pour matières premières (Z401 à Z405 - Z408 à Z411 - Z416 - Z438 à Z441)

B4/ Vis d'alimentation prémélangeuse (Y406)

B5/ Mélangeur "slurry" (R402)

B6/ Appareil de maturation "slurry" (R403 = R404) et le collecteur de produits liquides, les

B7/ Régulateur de niveau et contrôle automatique des temps d'intervention des groupes de pesée (LC401)

B8/ Neutralisation des acides gras, qui est coordonnée et intégrée dans le système de dosage (D407 - D408 = R401 - Z408 - Z438)

B1/ Silos d'atelier.

Les silos d'atelier nécessaires à l'alimentation des matières solides (D402 - D403 - D406) sont relatifs aux composants présents en grande majorité dans la formule Na_2SO_4 , TPP , Na_2CO_3 .

Les autres composants tel que : STS , CMC sont chargés manuellement dans les silos D404 et D405 .

Tous les réservoirs sont munis d'un système de thermorégulation de façon à maintenir la température désirée .

B2/ Groupe de pesée pour matières premières (DOSEX).

Chaque groupe est composé d'un système d'alimentation , d'un récipient et du régulateur de poids et est entièrement automatique .

Les balances et les doseuses volumétriques gèrent la quantité préétablie dans le récipient statique .

Un système électrique assure un dosage continu de la quantité prédisposée suivant le cycle décrit ci-après :

- Chargement jusqu'à l'obtention du poids déterminé.
- Déchargement et prédisposition successive du groupe pour peser de nouveau .

B3/ Prémélange des solides

Les matières premières solides sortant des différents groupes de dosage sont récoltées par un transporteur à vis (Y408) qui alimente non seulement la poudre dans le mélangeur , mais pourvoit à un mélange préliminaire.

B4/ Préparateur "slurry"

Traversant la tubulure de déchargement des solides et le collecteur de récolte des liquides , les matières premières alimentent en continu le préparateur "slurry" (R402) dont la construction a été réalisée de façon à ce que celles-ci soient bien mélangées et homogénéisées par un agitateur de haute efficacité .

Une fois préparé , le "slurry" passe dans l'appareil de maturation (R403) à travers une ouverture pratiquée dans le mélangeur même .

B5/ Maturateurs "slurry"

La possibilité de faire varier le temps de permanence du "slurry" dans la phase de préparation et de maturation (elle peut varier de 10 - 15 minutes à un maximum de 40 - 45 minutes) compte parmi les caractéristiques les plus importantes pour favoriser la préparation en continue , par rapport à celle en discontinue .

Lorsque la composition du "slurry" et les caractéristiques des matières premières varient , le temps nécessaire au complètement de la maturation du "slurry" varie lui aussi ; un régulateur de niveau placé au fond du dernier appareil qui accuse la pression dûe au niveau du liquide contenu , permet de varier le temps de séjour en variant la hauteur du niveau même .

Un système de réglage par thermostat à eau chaude maintient le "slurry" à la température désirée . le complément de l'homogénéisation se réalise au moyen d'un agitateur .

B6/ Régulateur de niveau et contrôle automatique des temps de pauses des groupes de dosages.

Le niveau (LC401) qui mesure la charge hydrostatique placé au fond du dernier appareil de maturation (R404) règle automatiquement le temps de pause entre les pesées , en fonction de la capacité de production de l'installation .

Lorsque dans l'appareil de maturation le niveau change , le régulateur intervient en augmentant où en diminuant le nombre de pesées en fonction du changement du niveau du "slurry" dans l'appareil de maturation .

B7/ Neutralisation des acides gras.

Certaines formules exigent que l'on ajoute du savon obtenu par neutralisation des acides gras avec la soude caustique .

Le groupe de stockage-dosage et neutralisation comprend un réservoir (D407) dans lequel arrive les acides gras fondus , provenant des réservoirs de stockage dont l'un est destiné pour la soude (D408) .

C/ Filtrage et pompage du "slurry"

Ce groupe pourvoit au filtrage et au pompage du "slurry" depuis la maturation jusqu'aux gicleurs d'atomisation.

Dans cette section, sont effectuées d'importantes opérations du procédé : le complément de l'homogénéisation, le filtrage et la désaération du "slurry".

On peut distinguer essentiellement deux lignes :

C1/ Ligne basse pression

Les fonctions de cette section sont : l'alimentation de façon constante la pompe à haute pression, d'effectuer une ultime homogénéisation du "slurry" et son filtrage.

C2/ Ligne haute pression

La fonction de cette section est l'alimentation sous pression du circuit des gicleurs de façon à pulvériser le "slurry" dans la tour.

Désaération :

Cette partie de l'installation a été étudiée et projetée afin d'éliminer l'air englobé dans certains types de "slurry" durant le stade de préparation, de façon à obtenir des détergents de poids spécifique plus élevé.

D/ Récolte des eaux de lavage

En conditions de fonctionnement normal, l'installation pour la production des détergents synthétiques est en mesure de récupérer, pendant le stade de production, toutes les différentes eaux de lavage.

E/ Tour de séchage par atomisation.

Le "slurry" est pulvérisé dans la tour T.401 grâce aux gicleurs d'atomisation. En chutant, il rencontre une masse d'air chaud opportunément réglée, lui permettant d'atteindre le degré de séchage voulu. Dans la partie supérieure de la tour, au commencement de la partie cylindrique est placé le circuit des gicleurs, ces derniers sont équidistants entre eux.

Pour enlever le produit qui se dépose inévitablement sur les parois, une bague de nettoyage (racleur) est actionnée périodiquement.

Afin de distribuer uniformément l'air chaud à l'entrée de la tour, dans la partie basse est prévue un anneau à ouvertures équidistantes et réglables; on obtient ainsi des détergents dont la teneur en humidité est de 6-15% et dont la densité varie de 150-400g/l.

La direction, la vitesse et la température de l'air chaud déterminent dans une large mesure les caractéristiques techniques des petites billes creuses.

Un générateur pourvu d'un brûleur assure la production d'air chaud dont la circulation intervient grâce à trois (3) ventilateurs:

Le premier fournit l'air nécessaire à la parfaite combustion, tandis que le second alimente l'air à chaud. Le troisième aspire l'air chaud de la tour et l'envoie à l'atmosphère, après séparation de la poudre fine qu'il contient, au moyen d'une batterie de cyclones.

F/ Transport par "air-lift" tamisage et stockage du produit séché.

Le produit est recueilli par le ruban transporteur (Y407) à sa sortie de la tour de séchage (T401) et envoyé à l'air-lift (Y408) dont la fonction est de transporter le produit séché depuis le fond de la tour à une hauteur telle, de permettre par gravité; les opérations successives de: tamisage, stockage et addition du produit séché et de favoriser aussi le refroidissement et la cristallisation du produit.

G/ Générateur d'air chaud.

Le groupe est composé de :

- Générateur d'air chaud (B401)
- Brûleur (W403)
- Ventilateur pour air de combustion (C408) "primaire"
- Ventilateur pour air à chauffer (C407) "secondaire"

Le brûleur emploie du fuel-oil stocké dans le réservoir thermostaté (D429).

H/ Séparation des poudres fines et leur récupération.

L'air épuisé provenant de la tour et contenant la majeure partie de la production horaire de poudre fine passe à travers une batterie de cyclones (DC401) en parallèle dans lesquels intervient la séparation de la poudre fine puis il est envoyé dans l'atmosphère par l'intermédiaire du ventilateur (C411).

La poudre fine provenant des cyclones est introduite dans la tour à la hauteur du circuit des gicleurs. Dans le cyclone (DC402), a lieu la séparation de la poudre fine de l'air utilisé pour le transport pneumatique et est ensuite envoyé de nouveau dans la tour.

I/ Addition des adjuvants thermosensibles.

La fonction de cette section est d'ajouter au produit atomisé, certains composants qu'on ne peut doser pendant la phase de préparation du "slurry" car ils sont thermosensibles.

VII/ DESCRIPTION DES EQUIPEMENTS

1/ GENERATEUR D'AIR CHAUD: [1 . 5 . 6]

Le générateur de gaz chauds utilisé dans le procédé " BALLESTRA " est constitué par un simple cylindre en tôle d'acier doux ordinaire recouvert intérieurement d'une brique réfractaire pour protéger la tôle de l'action des hautes températures . A l'une des extrémités de ce cylindre , est monté un brûleur en position axial et alimenté à la fois en combustible et en air atmosphérique dit primaire car il contribue directement à la combustion .

La flamme de ce brûleur se positionne dans le cylindre suivant l'axe de ce dernier et produit des gaz chauds à haute température . Pour obtenir le gaz du procédé à la température requise par celui-ci, une seconde entrée d'air atmosphérique , dit air secondaire , est prévue dans le cylindre et c'est par mélange des gaz de combustion et de l'air secondaire dont le débit est judicieusement proportionné que la température exacte des gaz alimentés au séchoir est réalisée. (Voir Fig.VI-3)

2/ TOUR D'ATOMISATION: [1 . 6 . 8]

La pâte est pulvérisée au sommet de la tour et tombe par gravité sous forme d'un brouillard composé de petites particules sphériques dont les dimensions sont fixées par le pulvérisateur utilisé .

L'enceinte cylindrique au sommet de laquelle est effectuée la pulvérisation se termine par un tronc de cône au fond duquel se rassemble la matière atomisée .

Les variantes de construction résultant des différentes façons dont l'air chaud est mis en mouvement , dans le cas du séchoir atomiseur de Sour El Ghozlane représenté à la (fig.VII-1) l'air chaud est alimenté à mi-hauteur de la partie conique de la tour ; à l'intérieur de celle-ci , le flux gazeux prend d'abord un mouvement hélicoïdal , puis se transforme progressivement dans la partie cylindrique en courants ascendants plus où moins verticaux ; ces courants se rassemblent au sommet de la tour au niveau de la tubulure de sortie . La rencontre à contre courant du flux d'air chaud ascendant et de la masse pulvérisée descendante provoque au sein de celle-ci l'évaporation de l'eau qu'elle contient , eau qui passe ainsi sous forme de vapeur dans le flux d'air et est éliminée avec ce dernier .

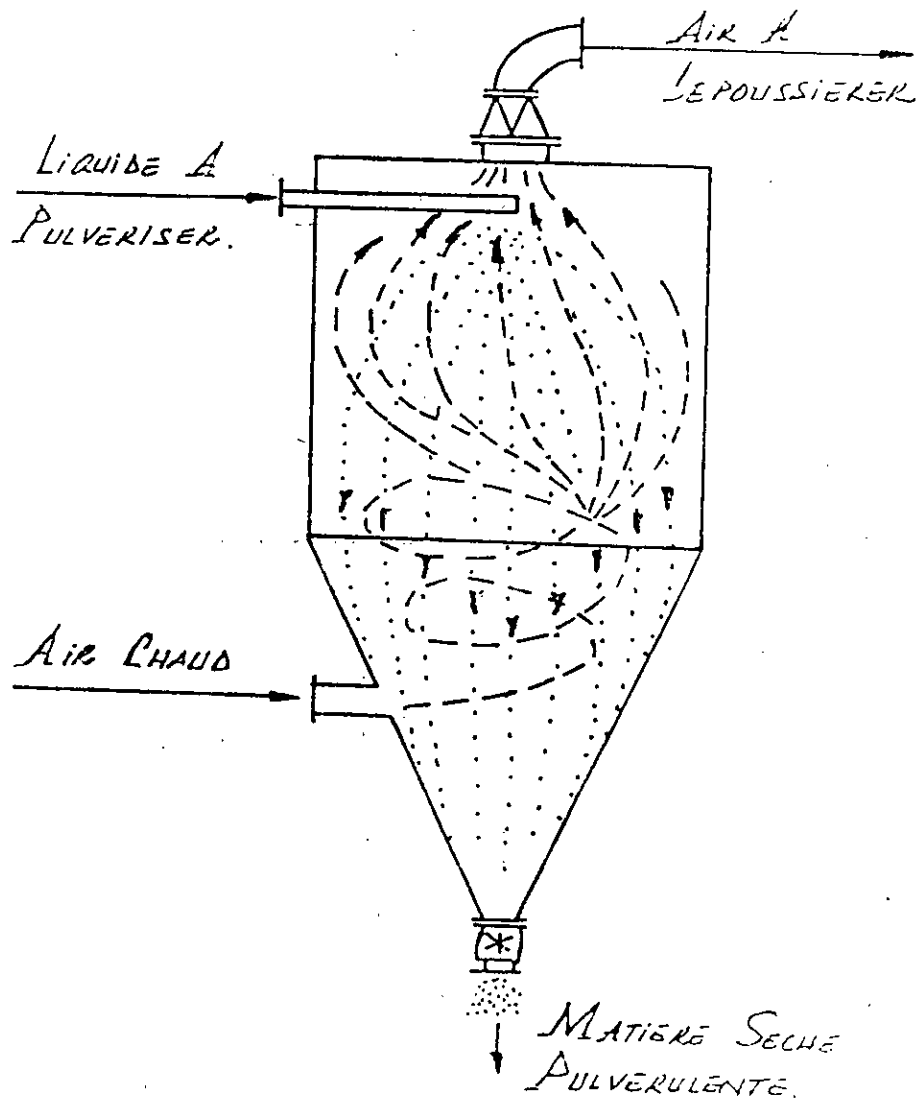


FIGURE N°VII-1 - SCHEMA FONCTIONNEL D'UN SECHOIR
PAR ATOMISATION.

Simultanément , les sphérules pulvérisées perdant leur humidité , se transforment en particules solides ; ce sont ces particules qui composent le détergent en poudre recueilli dans le fond de la tour. Les séchoires par atomisation ont pratiquement toujours de grandes dimensions , s'il en est de même pour leur diamètre , c'est d'abord pour que l'enceinte puisse contenir le "parapluie" de sphérules propulsées par le pulvérisateur sans qu'ils puissent entrer en contact avec la paroi avant d'être suffisamment secs . Ensuite le débit d'air chaud étant habituellement élevé, pour offrir une grande section de passage au courant d'air ascendant , afin de limiter sa vitesse et , par conséquent , l'entraînement de sphérules ou de particules solides . En hauteur , la distance doit être suffisante pour que , compte tenu de la vitesse de chute des particules , celles- ci aient dans la tour un temps de séjour qui autorise l'élimination par évaporation de l'eau qu'elles contiennent .

3/ FILTRE DE DEPOUSSIERAGE [1 . 6 . 11]

Dans le filtre de dépoussiérage (fig.VII-2) , la surface filtrante est réalisée par des cylindres verticaux en tissu , d'où le nom de filtre à manches donné également à ces appareils qui sont disposés parallèlement les uns aux autres de telles manières que les gaz à dépoussiérer doivent obligatoirement pénétrer à l'intérieur et ne puissent s'échapper qu'en traversant le tissu ; la texture de ce dernier est choisie pour qu'à l'occasion de ce passage , les particules solides soient retenues sur la surface intérieure des manches . Cette surface se garnit donc d'une couche de poussières qu'il s'agit d'éliminer périodiquement . C'est souvent cette élimination qui est l'opération la plus difficile à réaliser . En effet lors du passage du gaz empoussiéré à travers le tissu , les particules solides ont tendance à s'incruster dans les mailles du tissu qu'elles colmatent progressivement et qui de ce fait devient de plus en plus étanche , donc résistant au passage des gaz.

Ce phénomène de colmatage dépend de la nature du tissu et surtout de la nature des particules solides à retenir et selon la force d'adhésion des particules au tissu , il faut utiliser des moyens plus ou moins énergiques pour décolmater les manches et récupérer les poussières ainsi collectées.

Dans le cas des détergents synthétiques , il est possible de les détacher par simple secouage des manches .

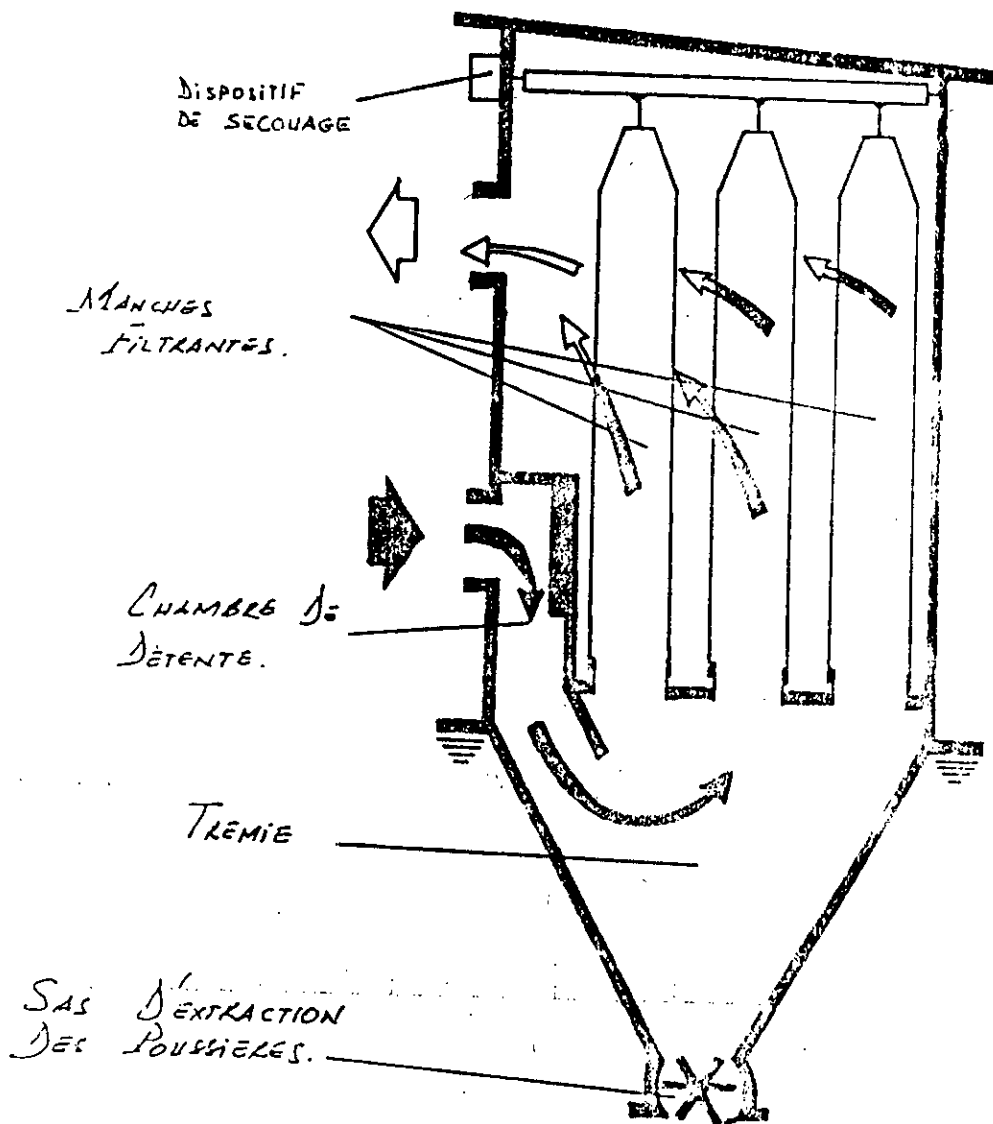


FIGURE N° VIII-2 - SCHEMA DE PRINCIPE D'UN FILTRE DE DEPOUSSIERAGE A SECOUAGE DES MANCHES.

4/ SEPARATEUR CYCLONE [9]

Au cours des phénomènes de séparation par la force centrifuge , il s'établit une amélioration radiale prenant naissance après une rotation rapide provoquant ainsi l'anéantissement des forces qui maintiennent les particules en suspension ; celles-ci se mettent alors en mouvement relatif par rapport au fluide à différentes vitesses selon leurs masses de sorte que l'on voit se réaliser une réelle classification des granulés. Evidemment , pour qu'une particule d'une masse où d'un diamètre donné , soit séparé , il faudrait que le temps nécessaire à son trajet vers la zone dite de captation soit inférieure à son temps de séjour dans l'appareil et c'est d'ailleurs cette condition qui imposera les dimensions de l'appareil et par la même ses possibilités de séparation .

Dans le cas des gaz , le mouvement de rotation de l'ensemble (fluide - particules) est réalisé en faisant introduire celui-ci tangentiellement dans un espace annulaire .

(Un schéma de fonctionnement est donné dans la fig.VII-3-)

On introduit le gaz tangentiellement au sommet du cyclone dans la zone annulaire constituée par la paroi externe et la tuyauterie d'évacuation du gaz , celui-ci effectue un mouvement hélicoïdal vers le bas au cours duquel les particules solides sont centrifugées vers la paroi et évacuées par l'orifice inférieur . Le gaz ainsi épuré à la base du cyclone remonte dans la partie centrale avec un mouvement hélicoïdal concentrique au premier et sera évacué par la cheminé supérieure .

Il est à noter que le diamètre extérieur du cyclone (D) est l'élément le plus déterminant des caractéristiques dimensionnelles moyennes des cyclones classiques et qui sont d'ailleurs toutes rapportées à ce diamètre tel qu'il est indiqué : (fig. VII-3-)

Les cyclones à gaz sont très recommandés lorsqu'il s'agit de débarasser un gaz des poussières qu'il contient et dont le diamètre est compris entre dix microns et un millimètre (10μ à 1 mm) .

Au desous de ces dimensions , on a recours à des cyclones de faible diamètre et à fortes pertes de charges , ces derniers sont souvent disposés en série .

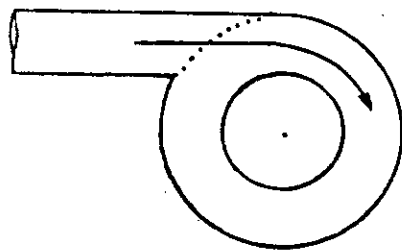
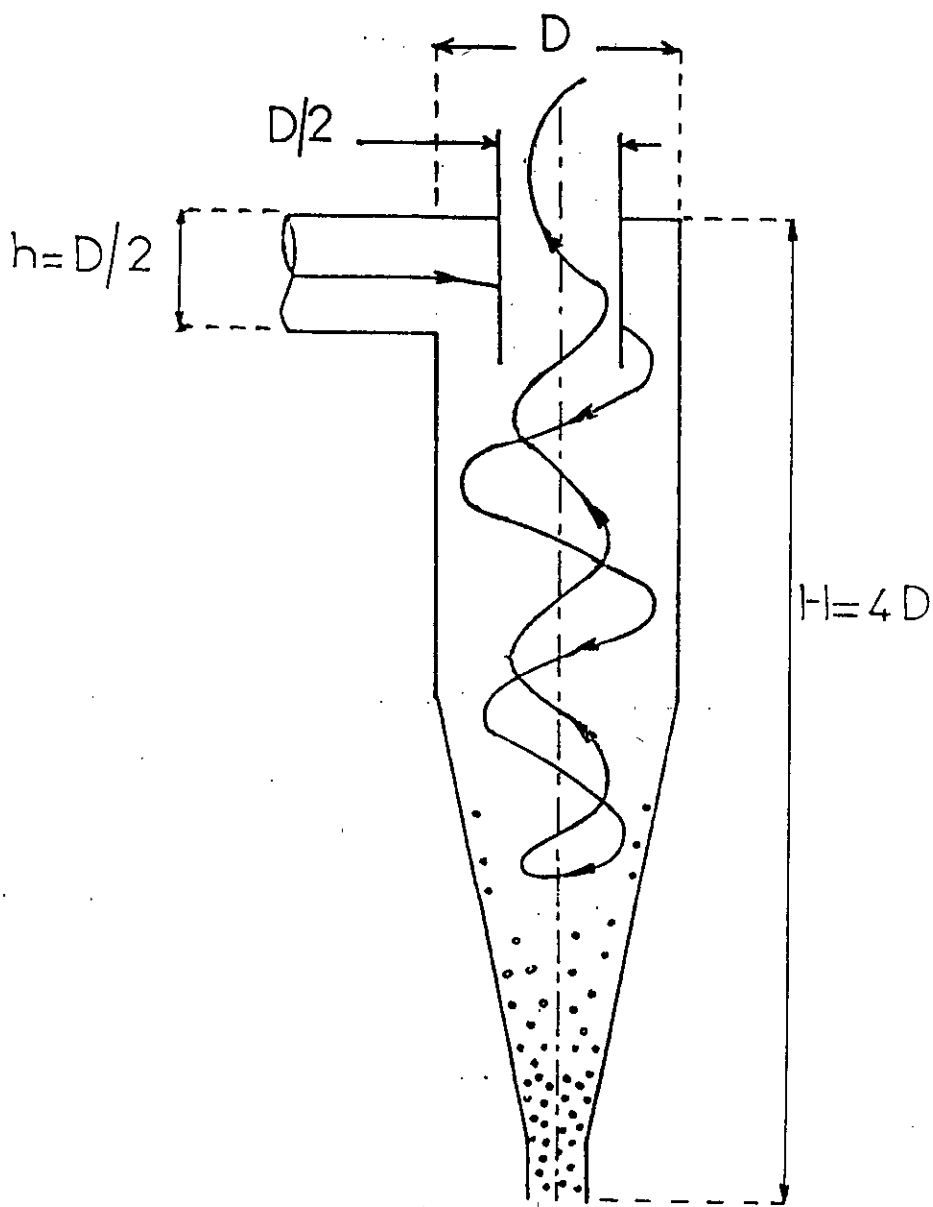


FIGURE VII-3- SCHEMA DE FONCTIONNEMENT
D'UN CYCLONE

VIII/ METHODES D'EVALUATION DES INVESTISSEMENTS [7 . 13]

Quelque soit le type d'ensemble industriel à réaliser : unités métalliques où chimiques , brasserie , sucrerie , unités de distillation pétrolière où de traitement de gaz ; les principales règles pour évaluer le budget de ces projets sont identiques .

L'estimation suivra une liste standard d'activités et de matériels tandis qu'une grille de découpe des investissements à estimer sera établie ; elle fera la différence entre :

- La découpe en unités géographico-fonctionnelles .
- La découpe par destination à l'intérieur de chaque unité : équipement principal ou secondaire , bâtiments , etc..
- La découpe par nature de coûts : matériel , préfabrication , transport , montage , etc...

Ces découpes , qui sont souvent de type standard , permettent de préciser pour une estimation donnée les tâches à entreprendre pour identifier rapidement les postes les plus importants . Elles facilitent en outre la comparaison de projets concurrents .

En ce qui concerne le développement des méthodes d'estimation ; nous présentons ci-après trois (3) méthodes distinctes dénommées respectivement :

- Méthode d'aux de rotation .
- Méthode globale où de similitude .
- Méthode modulaire (c'est la méthode retenue pour nos calculs) .

1/ METHODE DU TAUX DE ROTATION

Cette méthode a été développée pour calculer l'ordre de grandeur des budgets dans un délai très court , avec un minimum d'information sur le projet .

L'ordre de grandeur en question est la donnée de base qui détermine la faisabilité d'un projet potentiel. Son application courante se trouve dans l'ébauche de variantes possibles ; l'ordre de grandeur élaboré permet en effet le choix des variantes et d'une manière générale , fixe la ligne d'une politique directrice.

La méthode calcule l'investissement à partir du prix de vente du produit , de la capacité annuelle de production de l'installation en projet , et du taux de rotation ; c'est à dire du rapport du chiffre des

ventes annuelles sur le capital investi .

$$I = V \cdot r / T$$

- I : Investissement recherché
- V : Prix de vente du produit
- r : Production annuelle
- T : Taux de rotation

Le taux de rotation le plus fréquent dans l'industrie des procédés est de l'ordre de un (01). Des taux plus bas correspondent à des fabrications volumineuses dont le marché est stable et utilisant des matières premières brutes et courantes (industrie chimique de base , sidérurgie).

Des taux de rotation plus élevés correspondent à des fabrications de produits plus évolués qui font appel à des matières premières diverses , nécessitant beaucoup de main d'oeuvre .

Les associations professionnelles , groupements sectoriels où fédérations industrielles ; éditent à l'attention de leurs membres des documents où des informations chiffrées concernant cette méthode d'évaluation .

Lorsque le produit est nouveau , cette méthode n'est guère recommandable mais on peut s'en servir en assimilant le nouveau produit à un autre déjà commercialisé et obtenu par des procédés aussi complexes que celui envisagé ; on encadre ainsi l'investissement recherché par des valeurs d'orientation.

2/ METHODE GLOBALE OU DE SIMILITUDE

Elle a le même domaine d'application que la précédente , c'est à dire la détermination de l'ordre de grandeur dans la perspective d'ouverture d'une étude de faisabilité et d'orientation d'une politique de développement .

Elle ne nécessite qu'un minimum d'informations techniques sur le projet , en ce sens qu'il suffit d'avoir à sa disposition une description sommaire qui précise : la nature et la spécificité du produit , la quantité à produire et le site d'implantation .

L'ordre de grandeur recherché s'obtient par un processus analogique basé sur la comparaison et l'extrapolation ; en prenant comme référence : des unités semblables ou suffisamment proches . Les données historiques (statistiques) à utiliser sont couramment disponibles à partir des projets antérieures , similaires ; auxquels il faut appliquer une série de facteurs de correction en tenant compte de : la taille , la capacité , la date de construction , le pays et le site d'implantation . Les sources principales de données historiques sont les suivants :

- Projets déjà développés dans la société .
- Données historiques de consultants .
- Documentation spécialisée .

Cette méthode permet de traiter des ensembles allant d'une simple unité à un complexe industriel , elle repose sur le fait que les coûts de deux (2) unités utilisant des procédés identiques , mais ayant des capacités de production différentes , sont reliées par l'expression suivante :

$$I_1 / I_2 = \left[C_1 / C_2 \right]^F$$

- I₁ et I₂ : Les investissements des deux unités montées .
- C₁ et C₂ : Les capacités respectives .
- F : "Facteur ou exposant" d'extrapolation .

L'exposant ou le facteur "F" est compris entre les valeurs (0.5 et 0.7) , il est déterminé par expérience . Il peut être calculé lorsqu'on connaît les investissements d'un même schéma de procédé pour deux (2) capacités différentes , en élaborant sur un graphique à double échelle logarithmique , la droite qui représente la variation des investissements en fonction de la capacité ; la pente de cette droite ainsi obtenue est égale à la valeur de l'exposant "F" d'extrapolation . Ce mode de calcul est fiable à condition toutefois de veiller à ce que les installations soient de même nature , et les équipements en même nombre pour les deux (2) capacités considérées .

Pour terminer la présentation de cette méthode , on remarquera qu'au delà du calcul du coût de l'unité ou de l'ensemble à partir du coût d'un projet déjà réalisé , les corrections qui suivent doivent être prises en considération :

- Réactualiser le montant de l'investissement pour prendre en compte le taux d'inflation .
- Tenir compte du pays et du site de référence de deux (2) projets .

D'autre part les unités n'étant jamais implantées dans un site idéal , les points suivants doivent être pris en considération :

- Implantation dans un site vierge sans infrastructures industrielles.
- Implantation dans un site industriel .
- Implantation dans un ensemble pouvant intégrer sans investissements nouveaux la où les nouvelles unités .

3/ METHODE MODULAIRE

Contrairement aux deux précédentes qui visaient l'ordre de grandeur, cette méthode concerne le calcul de budgets préliminaires au niveau d'une étude finale et détaillée .et a pour but :

- Permettre à l'investisseur d'élaborer un plan de financement du projet .
- Constituer un outil de contrôle préliminaire dans le cadre de l'exécution du projet .

L'estimation à ce niveau est essentiellement réalisée sur la base de données propres à l'affaire ; elle est endogène au projet . nous n'utiliserons plus de comparaison ou d'analogie avec des entités similaires mais la démarche conduit à une découpe du projet aussi poussée que le permettent les données disponibles . L'estimation suppose dès lors une part d'études techniques suffisante pour déterminer :

- Les unités de procédés et leur capacité , ainsi qu'un avant projet sur les éléments dimensionnant les 'équipements principaux .
- Le choix presque final des procédés .
- Les infrastructures , facilités , génération d'utilités et stockages nécessaires au projet .

Le projet est découpé suivant un plan que la logique demande à avoir aussi conforme ou approché que possible de la découpe budgétaire finale . A ce stade , la découpe en tâches élémentaires s'avère être le meilleur garant de la compréhension du budget .

Au niveau de chaque module (unités-ensembles) , l'estimation du coût des autres postes (matériels secondaires , transport , marchés des travaux , etc...) sera faite à partir de facteurs propres , soit à l'unité où à l'ensemble , où au type d'équipement principal .

La méthode suppose de procéder au préalable à l'estimation du coût des équipements et des matériels principaux , celle-ci sera faite à partir de données statiques de coûts où à partir de prix établis par le fournisseur . Pour passer du coût des équipements et/ou matériels principaux au coût total d'un ensemble où sous ensemble , les postes suivants sont évalués à partir de facteurs modulaires :

-- Equipements secondaires comprenant :

- * Tuyauterie .
- * Electricité .
- * Instrumentation .
- * Charpente .
- * Transport des équipements et matériels .

-- Travaux de montage :

- * Equipement principal .
- * Equipement se condaire .

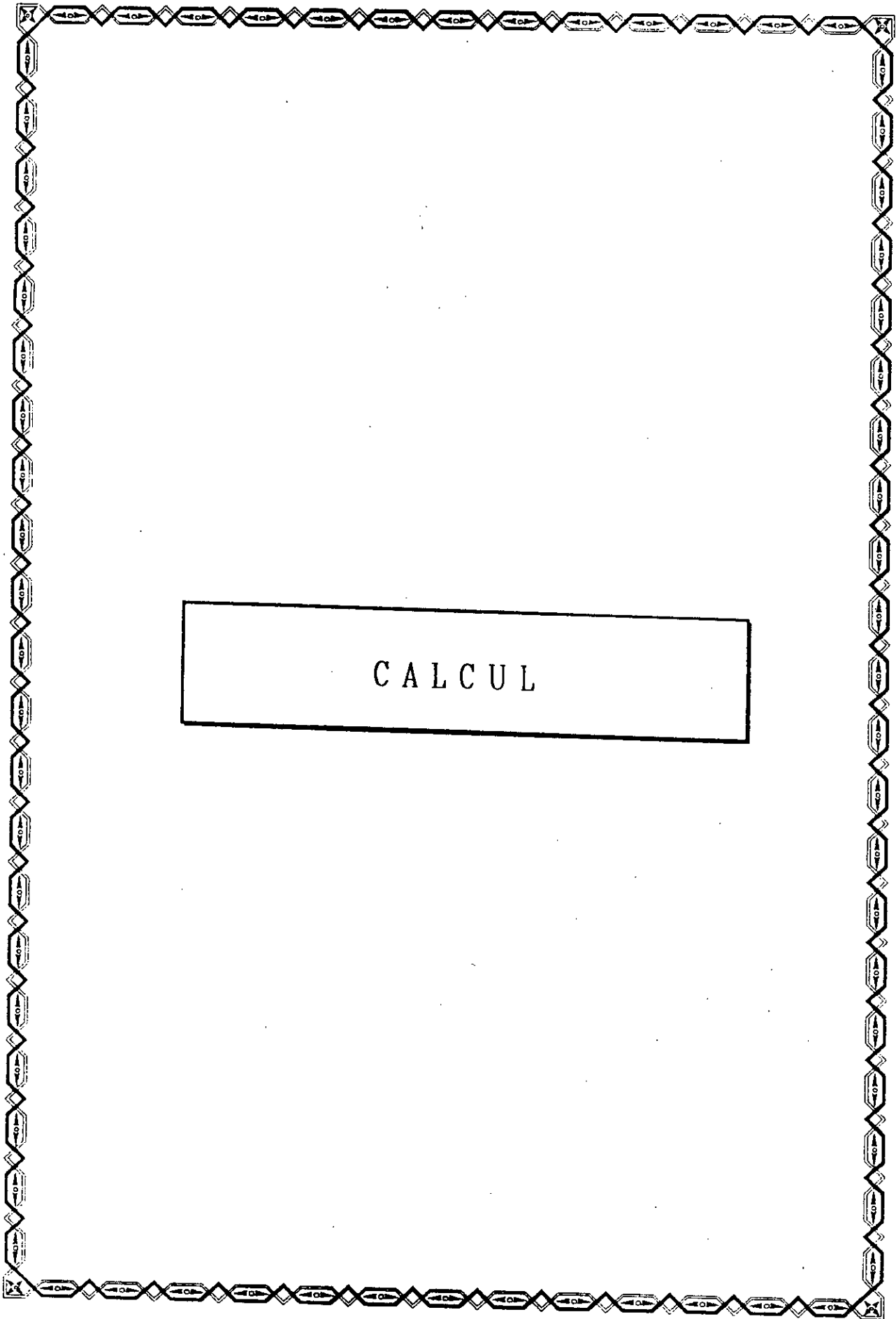
-- Marché des travaux :

- * Préparation du site .
- * Génie civil et batiments .
- * Peinture .
- * Calorifuge .

-- Coûts indirects .

Pour terminer la présentation de cette méthode , nous concluons qu'elle permet de mieux évaluer le coût d'un ensemble industriel puisque elle prend en considération sa complexité technique ainsi que les conditions économiques connues au moment de l'évaluation ; toutefois , les facteurs utilisés étant basés sur des paramètres fixes , d'où une réactualisation du coût s'impose .

Enfin , il faut prévoir un poste couvrant les imprévus .



CALCUL

1/ INTRODUCTION

Une fois les paramètres technologiques recueillis , et après avoir choisi les appareils dans lesquels auront lieu les opérations physiques , on doit calculer les bilans de matières et de chaleur afin d'établir les dimensions et le nombre de chacun des appareils devant figurer pour chaque stade de fabrication. Ces bilans doivent être établis aussi bien lors du calcul d'un nouveau projet que pour vérifier le bilan fondé d'un procédé de fabrication déjà en cours.

1/ BILAN DE MATIERE

Le calcul du bilan de matière se fait sur la base de la réaction globale principale et les réactions secondaires , suivant le principe de conservation de la matière.

En fait , dans l'industrie , même les principaux constituants des matières premières peuvent réagir entre eux en dehors des réactions principales , en outre , les réactions secondaires se forment aux dépens des impuretés contenues dans la matière première.

On ne peut connaître rigoureusement toutes les réactions qui se produisent au cours du processus industriel et les produits secondaires formés , on ne tient compte généralement que des réactions essentielles et des produits qui ont une certaine valeur pour le process industriel , autrement dit ;

Pour le bilan de matière on utilise la formule :

$$\boxed{\text{Ce qui entre} = \text{Ce qui sort}}$$

Bien souvent , en fin de calcul on représente le bilan de matière sous forme d'un tableau récapitulatif.

2/ BILAN DE CHALEUR

Le bilan de chaleur est calculé suivant la loi de la conservation de l'énergie , ce qui a été dit au sujet de l'établissement et de l'application du bilan de matière , reste vrai en ce qui concerne le bilan de chaleur.

En particulier , le calcul du bilan de chaleur peut être représenté aussi sous forme de tableau récapitulatif.

Pour le calcul du bilan de chaleur , on utilise les formules suivantes :

$$Q_i = m_i \cdot C_{pi} \cdot T_i \quad (\text{pour chaque constituant})$$

$Q (\text{entrée}) = Q (\text{sortie})$

II / ETABLISSEMENT DES BILANS

1 / CALCUL DE LA COMBUSTION [5.6.8.9]

Dans cette partie, nous allons étudier le processus de la combustion d'un combustible liquide qui est le gaz-oil pour chauffer l'air qui alimente la tour de séchage .

L'analyse élémentaire de ce gas-oil est la suivante :

Teneur en Carbone.....	87.00 %
Teneur en Hydrogène	10.80 %
Teneur en Oxygène.....	01.00 %
Teneur en Soufre.....	0.70 %
Teneur en Azote.....	0.50 %

Désignons par : (C),(H),(O),(S) et (N) Teneur en espèce chimique du combustible .

λ : coefficient d'excès d'air qui est égal à 1.36 .

X : l'humidité de l'air qui est égale à 0.015 m³ d'eau / m³ d'air .

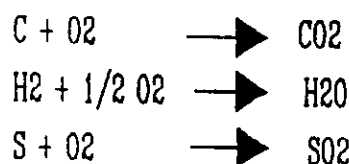
T_f : température d'entrée du gas-oil qui est égale à 60°C .

T_a : " " de l'air qui est égale à : 20°C .

μ : perte de chaleur dans le four qui est égale à 7.5% de la quantité totale de la chaleur .

Tout le calcul suivant se fera par rapport à 1 KG de combustible liquide .

Comme la combustion se fait entre l'oxygène de l'air et les éléments contenus dans les molécules du combustible , alors les réactions chimiques qui en résultent sont :



Les éléments inertes contenus dans ce fuel-oil ne sont pas modifiés par la combustion et se dégagent sous une forme moléculaire stable .

Pour commencer , il importe de bien préciser que l'on admet explicitement que tout l'oxygène de l'air primaire sert exclusivement à la combustion .

Ceci étant , la masse d'oxygène nécessaire à la combustion d'un (1) KG de fuel s'obtient en exprimant que les éléments combustibles du fuel : C , H et S, se retrouvent dans les fumées respectivement sous la forme de CO₂ , H₂O et SO₂ .elle vaut par conséquent :

$$G'O_2 = \frac{[C] \times 32}{100 \times 12} + \frac{[H] \times 16}{100 \times 2} + \frac{[S] \times 32}{100 \times 32} = 3,191 \text{ KG } O_2 / \text{ Kg fuel}$$

Tenant compte de la teneur en oxygène dans le fuel-oil qui est de un (1) % , la quantité d'oxygène nécessaire devient :

$$G_{O_2} = G'O_2 - 0,01 = 3,181 \text{ Kg}$$

Le volume d'oxygène aux conditions normales sera :

$$V_{O_2} = 22,4 \times [G_{O_2} / M] = 22,4 \times [3,181 / 32] = 2,226 \text{ m}^3$$

Calculons maintenant le volume d'azote dans l'air utilisé :

$$\begin{array}{l} 0,79 \text{ m}^3 \text{ de } N_2 \longrightarrow 0,21 \text{ m}^3 \text{ d}'O_2 \\ V_{N_2} \quad \quad \quad \longrightarrow 2,226 \text{ m}^3 \text{ d}'O_2 \end{array}$$

$$V_{N_2} = 8,374 \text{ m}^3$$

Dès lors , le volume total de l'air sera :

$$V'_{l} = V_{O_2} + V_{N_2} = 2,226 + 8,374 = 10,6 \text{ m}^3$$

En tenant compte du coefficient d'excès d'air, le volume devient :

$$V_l = \alpha \cdot V'_l = 1,36 \times 10,6 = 14,416 \text{ m}^3$$

Par conséquent, la quantité d'air primaire nécessaire à la combustion d'un (1) Kg de combustible sera :

$$G_{\text{air}} = V_l \times \text{air} = 14,416 \times 1,293 = 18,64 \text{ Kg d'air / Kg fuel}$$

Le calcul des produits de combustion en unité molaire est regroupé dans le tableau suivant :

COMPOSITIONS ELEMENTAIRES		PRODUITS DE COMBUSTION				
Element	Nbre de Kmole	CO2	O2	H2O	SO2	N2
C	0,87 / 12	0,0725	-	-	-	-
O2	0,794 / 22,4	-	0,0354	-	-	-
H2	0,108 / 2	-	-	0,054	-	-
S	0,07 / 32	-	-	-	0,0002	-
N2 (fuel)	0,005 / 28	-	-	-	-	0,00018
N2 (air)	11,39 / 22,4	-	-	-	-	0,508
Humidité	0,015x18 / 1,293x22,4	-	-	0,00093	-	-
Total	-	0,0725	0,0354	0,0633	0,0002	0,50818

Exemple de calcul :

Cas d'oxygène :

$V'O_2$ = volume d'oxygène utilisé en tenant compte de α .

V_0_2 = volume d'oxygène utilisé sans tenir compte de α .

$$v_{O_2} = V'O_2 - V_0_2 = (1,36) \cdot (2,226) - (2,226) = 0,794 \text{ m}^3$$

Dès lors :

$$G'O_2 = 0,794 / 22,4 = 0,0354 \text{ Kmole d'O}_2$$

La quantité du gaz sortant du four contient :

CONSTITUANTS	CO2	H2O	SO2	N2	O2	Total
Nbre en Kmole	0,0725	0,0633	0,0002	0,50818	0,0354	0,6795
% Massique	10,67	9,31	0,03	74,78	5,21	100

Par conséquent, la masse des fumées dégagée par un (1) Kg de combustible est :

$$G_f = n_f \times M_{mf} = (0,6795) (28,99) = 19,63 \text{ Kg / Kg fuel.}$$

Avec : M_{mf} = Masse moléculaire moyenne des fumées .

Disposant de ces résultats, on peut calculer aisément la température théorique des gaz de combustion, et ceci par le bilan calorifique du générateur.

Examinons d'abord les apports de chaleur de produits entrant :

A/ Chaleur de la combustion (Q_1 : Pouvoir calorifique inférieure du fuel)

$$Q_1 = 393 \cdot C + 1256 \cdot H - 109 (O-S) - 25,2 (9 \cdot H) = 45273,66 \text{ Kj / Kg fuel}$$

B/ Chaleur de l'air admis dans le four

$$Q_2 = V_l / (22,4) \times C_p \text{ air} \times t = (14,41) / (22,4) \times 1,005 \times 20 = 12,93 \text{ Kj / Kg fuel}$$

C/ Chaleur sensible apportée par l'eau

$$Q_3 = X \cdot C_p \text{ v} \times t = (0,0093) (1,88) (20) = 0,35 \text{ Kj / Kg fuel}$$

X : La quantité d'eau que contient l'air primaire

D/Chaleur sensible apportée par un (1) Kg de combustible

$$Q_4 = C_p f \times T_f = 4.18 \times 2.5 \times 60 = 627 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Par conséquent , la chaleur sensible apportée par 19,70 Kg de fumée est :

$$Q_a = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 45913.94 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Coté dépenses :

- " qe" : Pertes à l'extérieur à travers les parois.
- "qi" : Pertes représentées par les imbrûlés (dans le cas d'un combustible liquide ou gazeux , ces pertes sont généralement négligeables).
- "qs" : Chaleur sensible des gaz sortants.

On a donc:

$$Q_d = q_e + q_i + q_s$$

Or , comme les pertes de chaleur dans le générateur sont de 7.5 % de la quantité totale de la chaleur donc :

$$Q_p = q_e + q_i = \mu Q_a = 0.075 \times 45913.94$$

$$Q_p = 3443.54 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Puisque l' apport est égal à la dépense :

$$Q_a = Q_d = Q_p + q_s$$

Donc , la chaleur sortante avec les gaz :

$$q_s = Q_a - Q_p = 45913.93 - 3443.54 = 42470.4 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Concernant la chaleur sensible des fumées , on sait que , si la température de combustion est T_c (°c) et si $C_p f$ représente leur capacité calorifique spécifique , elle vaut :

$$Q_a = G_f \times C_p f \times T_c$$

On en déduit bien évidemment la température théorique " T_c " des fumées :

$$T_c = Q_a / G_f \times C_p f = 45913,93 / (19,63)(1,254) = 1865,20 \text{ °c}$$

Connaisant cette température , il est facile de déterminer la quantité d'air secondaire à mélanger aux fumées pour obtenir les gaz chauds à la température $T_e = 380 \text{ °c}$ requise pour le bon fonctionnement du séchoir.

En poursuivant les calculs rapportés au Kg de fuel-oil brûlé ; on exprimera que la chaleur sensible des gaz chauds est égale à la chaleur sensible apportée par les fumées , augmentée de la chaleur provenant de l'air secondaire ; on écrira alors :

$$(G_f + G_2 \text{ air}) \times H_m = G_f \cdot H_f + G_2 \text{ air} \cdot H_a$$

- Avec : -- H_a : Enthalpie de l'air
 -- H_f : Enthalpie des fumées
 -- H_m : Enthalpie moyenne
 -- $C_f = 0,3 \text{ Kcal / Kg } \cdot \text{ c}$
 -- $C_{air} = 0,24 \text{ Kcal / Kg } \cdot \text{ c}$
 -- $T_c = 1865,20 \text{ °c}$
 -- $T_a = 20 \text{ °c}$

Enthalpie des fumées à T_c :

$$H_f = C_f \cdot T_f = (4,18)(0,3)(1865,20) = 2338,96 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Enthalpie de l'air à T_a :

$$H_a = C_a \cdot T_a = (4.18)(0.24)(20) = 20.06 \text{ Kj / Kg fuel}$$

Enthalpie des fumées à T_e :

$$H_m = C_m \cdot T_e = (4.18)(0.27)(380) = 428.87 \text{ Kj / Kg fuel}$$

$$\text{Avec: } C_m = (C_a + C_f) / 2 = (0.24 + 0.3) / 2 = 0.27 \text{ Kcal / Kg } ^\circ\text{c}$$

Par conséquent :

$$G_{\text{air}} = G_f (H_f - H_m) / (H_m - H_a) = (19.63)(2338.96 - 428.87) / (428.87 - 20.06)$$

$$G_{\text{air}} = 91.72 \text{ Kg air / Kg fuel}$$

On peut résumer tout le calcul précédent par :

Pour un (1) Kg de fuel-oil consommé , il y'a :

- | |
|---|
| <ul style="list-style-type: none">-- 18.64 Kg d'air primaire mis en oeuvre .-- 91.72 Kg d'air secondaire mélangé.-- 111.35 Kg de gaz chauds produits à la température $T_e = 380^\circ\text{c}$. |
|---|

2/BILAN DE MATIERE DE LA TOUR D'ATOMISATION [6. 8. 20]

On établit le bilan de matière pour la tour afin de connaître :

- La quantité d'eau contenue dans la pâte et la quantité d'air nécessaire pour l'évaporation.
- La quantité de matières entrantes et la comparer avec la quantité de matières sortantes.

Paramètres de la tour de séchage :

- Débit volumique de la pâte "slurry" : $16,5 \text{ m}^3 / \text{h}$
- Température d'entrée de la pâte : $t_e = 70 \cdot \text{c}$
- Température de sortie de la poudre : $t_s = 100 \cdot \text{c}$
- Température d'entrée de l'air : $T_e = 380 \cdot \text{c}$
- Température de sortie de l'air : $T_s = 120 \cdot \text{c}$
- Densité de la pâte slurry : $1210 \text{ Kg} / \text{m}^3$
- Densité de la poudre , elle varie entre $(120 - 400) \text{ g} / \text{l}$
- Teneur en humidité : 8 %
- Capacité de la tour : $12500 \text{ Kg} / \text{h}$

Pour calculer la composition de la poudre , il faut savoir que pendant une heure nous avons 80 impulsions (pesées) ; et que le pourcentage d'un élément constituant le slurry doit être divisé par le facteur de transfert qui est égal à 1,5 ; et ceci dans le but d'obtenir la valeur de pourcentage de l'élément dans la poudre .

Après séchage , la composition de la poudre est :

Constituants	%Massique	Quantité des constituants de la poudre pendant une pesée (Kg)
R-C6 H4 SO3 Na(50%)	20	41.66
S T T P	30	31.24
Na2 SO4	33.5	34.89
Na2 SiO3 (40%)	7	18.22
C M C	1.5	1.56
S T S	1	1.04
O B (0.5%)	0.15	31.24
H2O	6.85	6.93
TOTAL	100	167.03

Exemple de calcul

Cas de la matière active (R-C6 H4 SO3 Na)

$$\text{La quantité : } Q_a = (12.50) (0.2) / (0.5)(80) = 62.50 \text{ Kg}$$

Cette quantité représente la masse active affichée sur la balance qui constitue le SLURRY pendant une impulsion . Dès lors la quantité de la matière active dans la poudre est :

$$Q_p = 62.5 / 1.5 = 41.66 \text{ Kg}$$

Enfin , la quantité horaire de la poudre produite est :

$$G'_{ps} = (167.01)(80) = 13362.4 \text{ Kg / h}$$

Tenant compte des pertes dans la tour d'atomisation qui est évaluée à :

$$P = 5 \text{ à } 6 \%$$

La quantité de la poudre sèche devient :

$$G_{ps} = 13362,5 (1 - 0,06) = 12560,65 \text{ Kg / h}$$

Maintenant on calcule la quantité d'eau éliminée pendant le séchage de la pâte , pour cela , il faut d'abord trouver la quantité d'eau contenue dans la pâte.

Sachant que le débit volumique de la pâte est $V_p = 16,5 \text{ m}^3 / \text{h}$, la quantité massique de la pâte sera:

$$G_p = \rho_p \cdot V_p = (1210)(16,5) = 19965 \text{ Kg / h}$$

D'où , la quantité d'eau contenue dans la pâte sera :

$$G_{e.s} = (0,35)(19965) = 6987,75 \text{ Kg / h}$$

Après séchage , la poudre contient 8% d'humidité donc :

$$G_{e.p} = (12560,65)(0,08) = 1004,85 \text{ Kg / h}$$

Finalement , la quantité totale d'eau qui doit être évaporée est :

$$G_{e.v} = G_{e.s} - G_{e.p} = 6987,75 - 1004,85 = 5982,89 \text{ Kg / h}$$

Le calcul de la quantité d'air nécessaire pour l'évaporation d'un (1) Kg d'eau , se fait comme suit:

$$l = L / W \quad \text{Avec , } L : \text{Quantité d'air sec} \\ W : \text{Quantité d'eau évaporée}$$

Sachant que $Q_{air} = 60971,86 \text{ Kg / h}$ et qu'à $T = 20 \cdot c$ $\rho_{air} = 1,293 \text{ Kg / m}^3$

$$V_{air} = 60971,86 / 1,293 = 47155,34 \text{ m}^3 \text{ d'air / h}$$

La quantité d'eau contenue dans l'air est :

$$X = (0,015)(47155,34) = 707,33 \text{ m}^3 \text{ d'eau / h}$$

A la sortie de la tour l'air est toujours humide . pour calculer la quantité massique d'eau à la fin de séchage , nous devons connaître la densité de la vapeur d'eau à la sortie de la tour à $T_s = 120^\circ \text{ c}$
 $\rho_{.vp} = 1,122 \text{ Kg / m}^3$.

$$G_{hum} = X \rho_{.vp} = (707,33)(1,122) = 793,62 \text{ Kg / h}$$

D'où :

$$G_{e.vt} = W = G_{hum} + G_{e.v} = 6776,52 \text{ Kg / h}$$

La quantité massique d'air :

$$L = V_{air} \cdot \rho_{air}$$

$$\text{à } t = 380^\circ \text{ c} . \quad \rho_{air} = 1,293 \times 273 / (273 + 380) = 0,540 \text{ Kg / m}^3$$

D'où :

$$L = (47155,34)(0,54) = 25463,88 \text{ Kg / h}$$

Dès lors , la consommation spécifique en air est :

$$l = L / W = 25463,88 / 6776,52 = 3,76$$

Par conséquent , la quantité d'air nécessaire pour évaporer G_{H2O} est :

$$L = l \times G_{H2O} = 3,76 \times 5982,89 = 22537,40 \text{ Kg d'air chaud / h}$$

3/ BILAN THERMIQUE DE LA TOUR D'ATOMISATION [6. 8. 20]

Le séchage est un phénomène thermique, lié à de grandes pertes de chaleur, lorsque nous avons à choisir entre deux (2) systèmes équivalents. C'est la consommation de chaleur qui est décisive, sauf si des complications d'autres natures interviennent dans le calcul économique final.

La relation de base du bilan calorifique est donnée par le premier principe de la thermodynamique. En régime stationnaire, la somme des énergies entrantes dans le système est égale à la somme des énergies sortantes.

$$\sum Q + \sum L = \sum Q_e - \sum Q_i$$

- $\sum Q$: La somme des quantités de chaleur fournies au système.
- $\sum Q_e$: La somme des quantités de chaleur évacuées du système avec le matériau où les gaz.
- $\sum Q_i$: La somme des quantités de chaleur introduites dans le système.
- $\sum L$: La somme des quantités de travail mécanique fournies au système, transformées en unité thermique.

Comme nous sommes dans le cas de séchage par pulvérisation donc :

$$\sum L = 0 \text{ et } \sum Q_i : \text{N'existe pas.}$$

De plus, le séchage se fait avec un gaz très chaud donc :

$$\sum Q = Q_f ; \text{ qui est la chaleur fournie par le générateur de gaz chaud.}$$

$$\text{Et } \sum Q_e = Q_u + Q_{ps} + Q_{ge}$$

En négligeant les pertes de chaleur à travers les parois

Avec :

- Q_u : Chaleur utile qui représente la quantité de chaleur nécessaire dans l'unité de temps pour la réalisation du séchage désiré.
- Q_{ps} : Chaleur sortante avec la poudre atomisée.
- Q_{gs} : Chaleur perdue par les gaz évacués du séchoir.

Le bilan thermique sera :

$$Q_f = Q_u + Q_{ps} + Q_{ge}$$

Pour déterminer la quantité de chaleur sortante avec la poudre atomisée Q_{ps} , il faut connaître les capacités calorifiques de chaque constituant de la poudre à la température $T = 100^\circ \text{C}$.

Constituants	%Massique	Chaleur spécifique Kcal / Kg °c
M A	20	0,486
Na ₂ SO ₄	33,5	0,279
Na ₂ Si ₃	7	0,244
STPP	30	0,356
CMC	1,5	0,657
STS	1	0,395
OB	0,15	0,41
H ₂ O	6,85	1,015

D'où la chaleur spécifique moyenne de la poudre est :

$$C_m = \sum X_i C_{pi} = 0,398 \text{ Kcal / Kg } ^\circ\text{c}$$

Dès lors, la quantité de la chaleur sortante avec la poudre sèche est :

$$Q_{ps} = G_s \cdot C_m \cdot \Delta T = (12560,65)(0,398)(100-70) = 149974,16 \text{ Kcal / h}$$

La quantité de la chaleur nécessaire à la réalisation de séchage désirée.

$$Q_u = G_{H_2O} \cdot C_{pi} \cdot \Delta T + G_{H_2O} \cdot r + G_{H_2O} \cdot C_{pk} \cdot \Delta T'$$

$$Q_u = G_{H_2O} [C_{pi} \cdot \Delta T + r + C_{pk} \cdot \Delta T']$$

$$Q_u = 5982,89 [(100-70) + 577,5 + (0,45)(120-100)]$$

$$Q_u = 3688451,68 \text{ Kcal / h}$$

La quantité de chaleur absorbée est :

$$Q = Q_u + Q_{ps} = 3688451,68 + 149974,16 = 3838427,04 \text{ Kcal / h}$$

La quantité de chaleur sortante avec le gaz est :

$$Q_{ge} = (G_f + G_{air}) \cdot C_p \cdot DT$$

- Avec : -- G_f : Masse des fumées égale à 19,63 Kg / Kg fuel
 -- G_{air} : Masse d'air de dilution égale à 91,71 Kg air / Kg fuel
 -- C_p : Capacité calorifique égale à 0,24 Kcal / Kg·c

$$Q_{ge} = (19,63 + 91,72)(0,24)(380 - 120)$$

$$Q_{ge} = 6948,2 \text{ Kcal/h.Kg fuel}$$

4/ BILAN DE MATIERE DU GENERATEUR D'AIR CHAUD [6.8]

Ces données permettent d'établir le bilan matériel complet du générateur des gaz chauds , sachant que la quantité du fuel -oil nécessaire pour sécher la pâte est :

$$G_{fo} = Q / Q_{ge} = 3838427.04 / 6948.2 = 552.43 \text{ Kg / h}$$

Dès lors , la quantité totale des fumées dégagée sera :

$$G_f = (19.63 + 91.72) . 552.43 = 61513.25 \text{ Kg / h}$$

Les débits d'air primaire et secondaire à mettre en oeuvre vaudront :

$$G_{air I} = (61513.25)(18.64) / 111.35 = 10297.37 \text{ Kg / h}$$

$$G_{air II} = (61513.25)(91.73) / 111.35 = 50674.54 \text{ Kg / h}$$

Enfin , les résultats obtenus précédemment pour les deux équipements à savoir : le générateur d'air chaud et la tour d'atomisation sont représentés respectivement dans les figures N° : 1 & 2 .

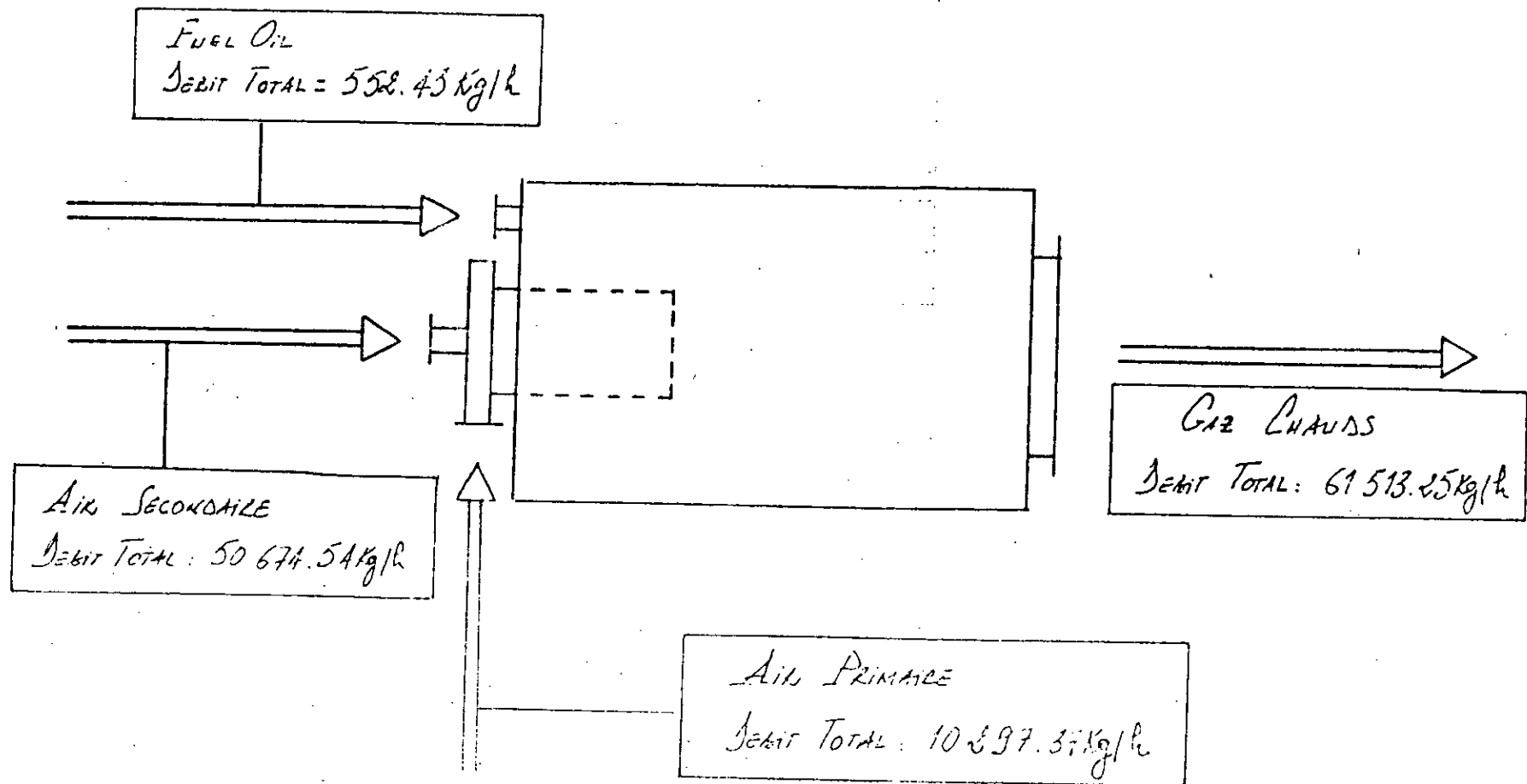


FIGURE N° -1 - SCHEMA DU BILAN MATERIEL DU
GENERATEUR DE GAZ CHAUDS.

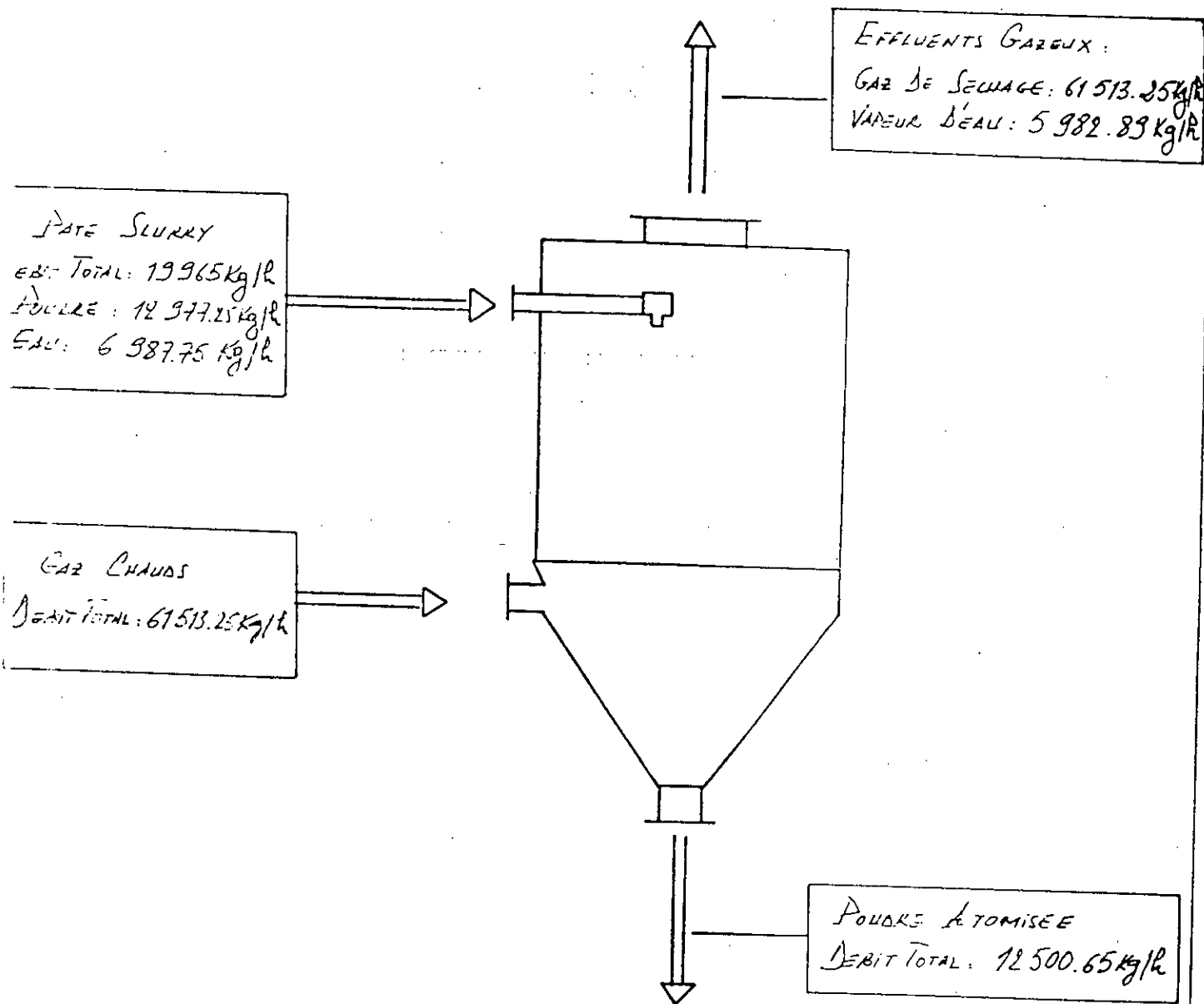


Figure N°-2- SCHEMA DU BILAN MATERIEL DU SECHOIR PAR PULVERISATION

5/ BILAN MATERIEL DE LA SECTION DE PRODUCTION [6]

Les derniers résultats qui viennent d'être obtenus en ce qui concerne les bilans matériels effectués à leur propos apportent le complément d'information pour établir un bilan matériel de l'unité de production.

En effet , comme notre étude porte uniquement sur des opérations de transformation matérielle du procédé , donc à l'exclusion des étapes de transport et de stockage , nous constatons que la seule opération qui reste à effectuer est la filtration des effluents gazeux du séchoir ainsi que la poudre fine atomisée qui sort du décanteur, mais comme elle ne modifie pas le flux pondéral de la production , puisque les poussières récupérées dans les filtres et dans les cyclones sont recyclées dans le circuit du produit fini .

On en conclut que les différents débits matériels entrant et sortant dans l'unité de production , ont tous été identifiés et évalués , et partant de là ; qu'il est possible de les composer en un bilan matériel.

III/ DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

1/ FILTRE A MANCHE [6. 22] :

Il s'agit du filtre à travers lequel les gaz d'exhauste du séchoir atomiseur sont astreints de passer afin d'y être dépoussiérés .

Ce type d' appareil est choisi suivant trois (3) caractéristiques primordiales qui doivent être préalablement déterminées et qui sont :

- Type de filtre.
- Vitesse de filtration.
- Surface filtrante.

En ce qui concerne le type de filtre ; c'est un appareil à manche filtrante à décolmatage automatique par contre-courant qui est bien adapté , par conséquent , c'est dans cette classe de filtre , que nous effectuons le choix.

Pour la vitesse de filtration appelée communément "Vitesse Superficielle" du gaz , on applique l'équation de filtration suivante :

$$dV / A.d\theta = (P1 - P2) / n.Rs.L$$

Sachant que:

- Les variations de volume des gaz sont généralement négligeables.
 - $dV / A.d\theta$: Dimension d'une vitesse linéaire qu'on désigne par V_a .
- L'expression $R_s l$ se compose de deux facteurs :
- $R_{s1}.L_1$: représentant l'influence de la matière filtrante .
 - $R_{s2}.L_2$: représentant celle des poussières déposées.
 - n : Rendement du filtre.
 - $(P1 - P2)$: Correspond à la différence de pression.

D'où la formule suivante :

$$dV / A.de = (P1 - P2) / n (Rs1.L1 + Rs2.L2)$$

Bien souvent , on remplace $Rs2.L2$ par l'expression équivalente $Rs2.m/A$, où m/A est la masse de poussières retenues par unité de surface filtrante et Rs est multipliée par un coefficient tenant compte du volume spécifique apparent des poussières tassées.

L'équation générale de filtration devient ainsi :

$$v a = (P1 - P2) / n (Rs1.L1 + Rs2.m/A)$$

Données :

- $P1 - P2$:Varie entre 800 à 1500 PASCAL ; (moyenne : 1150 Pa)
- Les valeurs approximatives de $n . Rs1 . L1$ en unité :M.K.S.A sont d'après les données de LAPPLE (1950) dans les conditions courantes de filtration des gaz:
- Toile de coton peu serrée..... 90
- Toile de coton très serrée..... 1800
- Tissus en laine..... de 180 à 360
- Tissus synthétique type Nylon..... de 360 à 1800
- Laine de verre tassée à 2.5 cm d'épaisseur..... de 720 à 1800

Comme la nature du filtre est de type Nylon , donc la valeur est comprise entre 360 et 1800 (moyenne :1080).

-- $n . Rs2$ est constante et comprise entre $(2 \text{ et } 7) \cdot 10^5$ (moyenne: $3.5 \cdot 10^5$) , et cela lorsque les dimensions des poussières valent de 10 à 20 μ .

-- m / A est égale à 0.117 Kg / m^2 (Donnée du constructeur).

Dès lors , la vitesse superficielle est :

$$v a = 1150 / [(1080 + (0.117 \times 3.5 \cdot 10^5))] = 0.027 \text{ m / s}$$

Toutefois en tenant compte du coefficient habituel de sécurité ; la vitesse utile de filtration est ramenée à 0,21 m/s au lieu de 0,27 m/s.

Le débit de gaz à dépoussiérer dans le filtre se compose dans notre cas de l'air et de la poudre fine de détergent , dont la valeur est évaluée par le constructeur à 54240 Kg / h pour l'air , en ce qui concerne la poudre fine , elle est égale à : 59.15 Kg / h.

Donc , le débit volumique des gaz à dépoussiérer est :

$$G_d = [G_{air} / \rho_{air}] + [G_{p.d} / \rho_{ps}]$$

Avec : -- $\rho_{ps} = 150 \text{ Kg / m}^3$

-- à $T = 70^\circ\text{C}$; $\rho_{air} = 1,0289 \text{ Kg / m}^3$

D'où :

$$G_d = [54240 / 1,0289] + [60,65 / 150] = 52716,88 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Par conséquent , la surface que doivent offrir les manches du filtre sera :

$$S = 52716,88 / (3600 \times 0,021) = 697,32 \text{ m}^2$$

Nous sélectionnons l'appareil dans une NORME de construction modulaire représentée au tableau ci-joint ; extrait du catalogue d'un fournisseur.

A la vue de ces valeurs et pour le cas qui nous intéresse , nous sommes amenés à choisir dans la série " MDL" le filtre de taille sept (7) , correspondant à une surface filtrante de : 770 m² .

STANDARDS DE CONSTRUCTION DES FILTRES A MANCHES

1/ MSL : Simple largeur.

Taille	2	3	4	5	6	7	8
Longueur A(mm)	3200	4750	6300	7850	9400	10950	12500
Nbre de manches	108	162	216	270	324	378	432
Surface filtrante m	110	165	220	275	330	385	440
Poids Kg	3500	5000	6500	8000	9500	11000	12500

2/ MDL : Double largeur.

Taille	2	3	4	5	6	7	8
Longueur A(mm)	3300	4850	6400	7950	9500	11050	12600
Nbre de manches	216	324	432	540	648	756	864
Surface filtrante m	220	330	440	550	660	770	880
Poids Kg	7000	10000	13000	15500	18500	21000	24000

2/ CYCLONE [5 . 8 . 9]

En principe le calcul devrait être analogue à celui d'une centrifugeuse puisqu'on se trouve devant le même phénomène de décantation par action de la force centrifuge .

Il est cependant à noter que dans le cas d'une centrifugeuse le débit est imposé par le choix du modèle , tandis que pour le cyclone le débit varie en fonction de la vitesse ; ce qui rend les calculs plus poussés.

Le problème est encore aggravé par la complexité des phénomènes de rotation des gaz dans le cyclone , étant donné que d'une part la vitesse linéaire n'est constante que pendant le premier tour , ensuite c'est plutôt la vitesse angulaire qu'on peut considérer comme constante ; et que d'autre part , le mouvement s'effectue en régime turbulent.

C'est la raison pour laquelle on préfère procéder par extrapolation des résultats expérimentaux plutôt que par le calcul analytique.

Une des méthodes empiriques d'étude des cyclones consiste à fixer d'abord la valeur de $D_p / \rho g$, habituellement entre 539,55 et 735,75 car au delà de ce dernier chiffre , les frais de fonctionnement commencent à être excessifs sans qu'on arrive à améliorer l'efficacité du cyclone .

La perte de charge dans le cyclone est exprimée par la relation suivante :

$$D_p = f \rho g V_g^2 / 2$$

$$\text{Dès lors ; } V_g = \sqrt{2 D_p / f \rho g}$$

Avec : f : Coefficient de frottement qui est égal à :105

$$\text{Donc ; } V_g = \sqrt{(2)(637,65) / 105} = 3,485 \text{ m / s}$$

Connaissant le débit horaire du gaz qui est de l'ordre de $1,23 \text{ m}^3 / \text{s}$, la section du cyclone est :

$$S = V / V_g = 1,23 / 3,485 = 0,353 \text{ m}^2$$

$$D'où : D = \sqrt{4 S / \pi} = \sqrt{(4)(0.35) / 3.14} = 0.67 \text{ m}$$

Pour trouver le diamètre de la tuyauterie d'évacuation du gaz contenant la poussière ; on applique la formule suivante :

$$D_e = 1.13 \sqrt{V / V_t}$$

-- V : Débit horaire du gaz égal à 1,23 m / s.

-- V_t : Vitesse tangentielle comprise entre (4 et 8).V_g.

$$Dès lors : D_e = 1.13 \sqrt{1.23 / (4)(3.485)} = 0.335 \text{ m}$$

En ce qui concerne la hauteur du cyclone , on applique la relation suivante :

$$H = 4D$$

$$D'où : H = 4 \times 0.67 = 2.68 \text{ m}$$

A/ Détermination de la vitesse de précipitation des particules.

Elle est déterminée à partir de la formule suivante :

$$W_{pr} = \frac{(\rho_1 - \rho_2) \cdot dp^2 \cdot V_c}{g \cdot \nu \cdot \rho_2 \cdot D}$$

Avec : -- $\rho_1 \rho_2$: Les masses volumiques des particules et du gaz.

-- dp : Le diamètre de la particule.

-- V_c : Vitesse centrifuge du gaz dans le cyclone (12 à 14) m / s.

-- ν : Viscosité cinématique de l'air égale à : $25.45 \cdot 10^{-6}$ pa.s.

-- D : Diamètre du cyclone.

$$\text{Donc : } W_{pr} = \frac{(275 - 1.293) \cdot (5 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 14}{9.81 (25.45 \cdot 10^{-6}) \cdot (1.293)^2 \cdot 0.67}$$

$$W_{pr} = 0.034 \text{ m/s}$$

B/ Détermination du temps mis par une particule dans le cyclone.

On considère une particule sphérique de diamètre "dp" et de masse volumique " ρ_2 " qui se meut radialement à une vitesse "Vc" ; et cela en régime laminaire .

Il en résulte l'équation suivante : en égalant la force centrifuge et la résistance de l'air , par une particule se trouvant à la distance "R" de l'axe de rotation , dans un gaz de masse volumique " ρ_1 " et de vitesse linéaire "Va"

$$\frac{1/6 \cdot \pi \cdot dp^3 \cdot (\rho_2 - \rho_1) \cdot Va^2}{R} = 3 \cdot \pi \cdot n \cdot dp \cdot Vc$$

D'où l'on tire :

$$Vc = \frac{dp^2 (\rho_2 - \rho_1) \cdot Va^2}{18 \cdot R \cdot n}$$

Le temps nécessaire pour parcourir un trajet élémentaire "dR" est donné par :

$$dT = dR / Vc = \frac{18 \cdot R \cdot n \cdot dR}{dp^2 (\rho_2 - \rho_1) Va^2}$$

Pour parcourir le trajet "R2-R1" , il faut donc un temps donné par :

$$T = \int_{R1}^{R2} \frac{18 \cdot R \cdot n \cdot dR}{dp^2 (\rho_2 - \rho_1) Va^2} = \frac{18 \cdot n}{dp^2 (\rho_2 - \rho_1)} \int_{R1}^{R2} \frac{R \cdot dR}{Va^2}$$

La vitesse linéaire "Va" de l'air dans le cyclone est constante dans toute la partie cylindrique et égale à la vitesse "Vc" de l'air; le temps de dépôt devient ainsi :

$$T = \frac{18 \cdot n}{dp^2 (\rho_2 - \rho_1)} \frac{(R_2^2 - R_1^2)}{2 \cdot Va^2}$$

Avec : -- R1 : Rayon de la tuyauterie d'évacuation du gaz

-- R2 : Rayon de cyclone

-- n : Viscosité dynamique du gaz égale à $32,9 \cdot 10^{-6}$ pa.s

-- Va : Vitesse linéaire égale à 20 Vsortie avec $Vs = 5$ m / s

$$T = \frac{(18)(32,9 \cdot 10^{-6})}{(5 \cdot 10^{-5})(275 - 1293)} \frac{(0,355)^2 - (0,167)^2}{2(20 \times 5)^2}$$

$$T = 6,07 \text{ s}$$

3/ TOUR DE SECHAGE [5 . 8 . 10]

A/ Calcul du diamètre

Le calcul des dimensions de la tour de séchage se fait par les méthodes classiques faisant appel aux invariants de similitudes données par les formules suivantes :

$$AR = 4 \frac{g \cdot dp^3 (\rho_p - \rho_f) \rho_f}{3 n^2} \quad (\text{Nombre d'ARCHIMEDE})$$

$$Rep = \frac{\rho_f \cdot dp \cdot w}{n} \quad (\text{Nombre de REYNOLDS})$$

Avec : -- ρ_p , ρ_f : Masse volumique des particules et du fluide.

-- n : Viscosité dynamique.

-- dp : Diamètre moyen des particules .

-- W : Vitesse linéaire.

Le tableau suivant est le résultat de l'étude granulométrique communiquée par le laboratoire du complexe .

d_i (mm)	1.4	0.55	0.25	0.1
X_i (%)	45	30	23	2

$$\text{et : } dp = \frac{1}{\sum (X_i/d_i)}$$

Pour déterminer la vitesse de chute des particules dans l'air , on doit procéder comme suit ; soit une particule de forme sphérique , placée dans un fluide se trouvant soumise :

** d'une part , à l'action de la pesanteur :

$$P = mg = \rho_p \cdot V_p \cdot g = \frac{dp^3}{6} \cdot \rho_p \cdot g$$

-- V_p =Volume de la particule

** d'autre part , à l'action du liquide déplacé conformément à la loi d' ARCHIMEDE

$$A = \pi d^3/6 \cdot \rho_f \cdot g$$

Enfin , le fluide oppose une résistance qui est conforme à la loi de NEWTON , et s'exprimant analytiquement comme suit :

$$R = C_d \cdot W_p^2/2 \cdot \rho_f \cdot (\pi d^2/4)$$

-- C_d : Facteur non dimensionnel qui caractérise la résistance de l'air.

Puisque la force est égale au produit de la masse par l'accélération , on en déduit:

$$m \cdot dW/dt = P - A - R$$

Comme "P" et "A" sont des constantes , on peut considérer qu'à partir d'une certaine valeur de la vitesse "W" , la résistance de l'air "R" devient égale à (P-A) , ce qui rend le terme de droite égal à zéro ; Par conséquent la vitesse du corps devient constante , on l'appelle également vitesse limite , d'où :

$$P - A - R = 0$$

En remplaçant les forces par leurs valeurs algébriques , on aura :

$$\rho_p \cdot g \cdot \pi d^3/6 - \rho_f \cdot g \cdot \pi d^3/6 - \rho_f \cdot \pi d^2/4 \cdot C_d \cdot W_p^2/2 = 0$$

$$\rho_p \cdot g \cdot d^3/6 - \rho_f \cdot g \cdot d^3/6 - \rho_f/8 \cdot C_d \cdot W_p^2 = 0$$

$$C_d \cdot W_p^2 \cdot \rho_f/4 = g \cdot d^3/3 \cdot (\rho_p - \rho_f)$$

En multipliant les deux (2) membres de l'équation par dp^2 et en divisant par $v^2 \rho_f$, on aura :

$$\frac{3}{4} \cdot C_d \cdot \frac{w_p^2}{v^2} = \frac{g \cdot dp^3 (\rho_p - \rho_f)}{v^2 \cdot \rho_f}$$

$$\text{D'où } C_d = \frac{4}{3} \left[\frac{g (\rho_p - \rho_f) dp^3}{v^2} \right] \left[\frac{v^2}{w_p^2 \cdot \rho_f} \right]$$

$$C_d = (4/3) (Ar/Re^2)$$

Si $0,001 < Re < 2$, $r = 24/Re$; Le régime est laminaire

Si $2 < Re < 500$, $r = 18,5/Re^{0,6}$; Le régime est intermédiaire

Si $500 < Re < 200000$ $r = 0,45$; Le régime est turbulent

Si $Re < 0,001$, le déplacement est influencé par le mouvement BROWNIEN

Si Re dépasse 200000, on ne peut plus considérer que le fluide est incompressible

Comme on ignore le régime de la décantation des particules, alors on fait appel au nombre d'ARCHIMEDE.

$$Ar = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) dp^3 \cdot g}{\mu^2}$$

$$\text{-- } dp = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$\text{-- } \rho_p = 300 \text{ Kg/m}$$

$$\text{-- à } T = 380 \text{ } ^\circ\text{C}, \rho_f = 0,54 \text{ Kg/m et } \mu = 24 \cdot 10^{-6} \text{ pa.s}$$

$$Ar = \frac{4}{3} \cdot \frac{(5 \cdot 10^{-4})^3 (0,54)(300 - 0,54)(9,81)}{(24 \cdot 10^{-6})^2}$$

$$Ar = 459,10$$

Vu la valeur du nombre d'ARCHIMEDE , alors :

$$C_d = 18.5/Re^{0.6}$$

$$\text{Or : } C_d = (4/3)(Ar/Re^2)$$

$$\text{Donc } Re_p = (4 \times Ar / 3 \times 18.5)^{1/4}$$

$$\underline{Re_p = 12.17}$$

Ainsi la vitesse de chute des particules par rapport au gaz , considéré comme immobile est :

$$W_p = (Re \cdot \eta) / (\rho \cdot d_p)$$

$$W_p = \frac{(12.17)(24.10^{-6})}{(0.54)(5.10^{-4})}$$

$$\underline{W_p = 1.082 \text{ m/s}}$$

Or , cette valeur est également la vitesse limite d'entrainement de ces particules par un courant de gaz chaud vertical ascendant appelé vitesse du pneu-transporteur "Wpn".

La vitesse du gaz de séchage est calculée comme suit :

$$W_g = W_{pn}/2 = 1.082/2$$

$$\underline{W_g = 0.541 \text{ m/s}}$$

Enfin , la vitesse de descente est :

$$W_d = W_p - W_g = 1.082 - 0.541$$

$$\underline{W_d = 0.541 \text{ m/s}}$$

Après avoir trouvé "Wd", on calcule le diamètre du sécheur avec la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{Wd \cdot \pi \cdot 3600}}$$

V : Débit volumique des gaz échappés

$$V = Gf/\rho_f + Gvp/\rho_{vp} = (61513.25 / 0.898) + (5982.89 / 0.558)$$

$$V = 79222.30 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 (79222.30)}{(0.541)(3.14)(3600)}}$$

$$D = 7.2 \text{ m}$$

B/ Calcul de la hauteur

Pour déterminer la hauteur, on applique l'équation suivante :

$$Ts = (Vt / Vh) \cdot 3600$$

-- Vt : Volume de la partie cylindrique du sécheur

-- Vh : Débit Volumique de l'air chaud égal à 67650, m³/h

$$\text{D'où : } Ts = [(\pi D^2 / 4 \cdot h) / 67650] \cdot 3600$$

h : Hauteur de la plaque cylindrique égale à 4,2 D (donnée du constructeur).

$$T_s = \frac{(3.14)(7.2)^3 (4.2)(3600)}{(4) (65650)}$$

$$T_s = 71.76 \text{ s}$$

Ainsi la hauteur totale de décantation est :

$$H_t = T_s \cdot W_d = (71.76)(0.54)$$

$$H_t = 38.75 \text{ m}$$

$$\text{Soit } H_t = 39 \text{ m.}$$

CONCLUSION

Pour le cas particulier de la tour d'atomisation , le critère de sécurité est le volume de celle-ci .

Le facteur de sécurité , oscille selon les constructeurs , dans une fourchette allant de un (1) à deux (2) .

Dans notre cas précis , il vaut (1.60).

Soit :

$$V_r = K . V_c$$

V_c : Volume de la tour d'atomisation calculé

V_c : Volume réel de la tour d'atomisation

K : Facteur de sécurité

Pour le cyclone :

Les dimensions obtenues par calcul sont :

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

$$D_e = 0,34 \text{ m}$$

$$H = 2,68 \text{ m}$$

Les dimensions prévues par le constructeur :

$$D = 0,70 \text{ m}$$

$$D_e = 0,35 \text{ m}$$

$$H = 2,80 \text{ m}$$

Les résultats trouvés par le calcul sont proches de ceux prévus par le constructeur .

Pour la tour d'atomisation :

Les dimensions obtenues par calcul sont :

$$D = 7.2 \text{ m}$$

$$Ht = 39 \text{ m}$$

$$Vc = 378 \text{ m}^3$$

Les dimensions prévues par le constructeur :

$$D = 8.5 \text{ m}$$

$$Ht = 42 \text{ m}$$

$$Vc = 622 \text{ m}^3$$

Nous constatons que ces dernières sont supérieures à ceux obtenus par le calcul. En effet, à l'échelle industrielle, les constructeurs prévoient toujours une marge sécuritaire.

Pour le filtre à manches, les calculs nous ont permis son sélectionnement : en effet, celui-ci appartient à la série "MDL" de taille sept (7), ce qui rejoint exactement les caractéristiques du filtre à manches utilisé au complexe ENAD de Sour El Ghouzlane.



**ETABLISSEMENT DU DEVIS DE L'INSTALLATION
DES EQUIPEMENTS**

DEVIS DE L'INSTALLATION DES EQUIPEMENTS. [6 . 7 . 13]

Lorsque l'étude technique d'une installation est terminée , il faut évaluer l'investissement consenti pour sa construction.

Dans cet investissement , on distingue :

- Le capital converti en biens de production ; capital qui ne pourra donc pas être retransformé en argent liquide.

- Le capital d'exploitation qui , lui , est reconstitué par la vente des produits fabriqués.

Le capital investi en biens de production représente en moyenne quatre vingt dix (90) % des investissements . Il se compose des postes principaux suivants présents sous la forme d'une analyse type.

Achat du gros matériel.....	-----	I
Montage du gros matériel.....	(0.25 à 0.40)	I
Tuyauterie & robinetterie.....	(0.25 à 0.35)	I
Instruments de mesure et de régulation.....	(0.15 à 0.25)	I
Calorifuge.....	(0.05 à 0.10)	I
Installation électrique.....	(0.10 à 0.20)	I
Génie civil (Batiment).....	(0.10 à 0.40)	I
Génie civil (Aménagement du terrain).....	(0.05 à 0.15)	I
Utilités.....	(0.30 à 0.40)	I

Côut du matériel usine.....	J =(2.25 à 3.25)	I
-----------------------------	------------------	---

Transport du matériel.....	(0.02 à 0.03)	J
Frais d'étude et de chantier.....	(0.20 à 0.30)	J
Commission de l'entrepreneur.....	(0.04 à 0.10)	J
Imprevus	(0.10 à 0.25)	J

Frais de démarrage..... (0.02 à 0.03) J

Côut total de l'usine..... (3 à 5) I

Or , dans notre cas d'étude , nous nous contenterons d'évaluer uniquement le prix d'une série d'équipements qui existent déjà.

Par conséquent , le coût du matériel deviendra : $J = (0.5 \text{ à } 0.9) I$, de même le coût de l'installation sera = $(1 \text{ à } 2) I$.

La méthode que nous avons choisie pour faire de telles évaluations , nous a permis de nous rendre compte que le gros matériel est l'élément essentiel dans l'élaboration du devis puisque les autres dépenses à consentir pour construire l'installation de production sont calculables suivant les forfaits où des barèmes établis en fonction du prix de ce gros matériel. nous entamerons l'étude par celui-ci.

I/ EVALUATION DU PRIX DU GROS MATERIEL

Il existe différentes méthodes pour calculer le prix du gros matériel d'une installation de production suivant la plus où moins bonne connaissance que l'on a de ce matériel .

Parmi ces méthodes , celles décrites ci-après est généralement utilisée durant les études d'avant-projet . Elle consiste à estimer le prix de chaque pièces et à en faire ensuite la somme .

Pour trouver le prix d'une pièce donnée , on relie la caractéristique principale de l'appareil en relation avec la capacité de traitement de ce dernier.

Exemple :

- Pour un filtre de type donné , c'est la surface filtrante en (m^2) .
- Pour un générateur d'air chaud , c'est sa puissance thermique en (KW) .
- Pour une tour d'atomisation , c'est son volume en (m^3)

Cette façon de procéder résulte du fait que le prix d'une pièce du gros matériel est évidemment fonction de sa taille , donc de sa capacité

Pour de nombreux types d' appareils , la relation entre le prix (P) et la capacité (C) est de la forme :

$$P_2 / P_1 = (C_2 / C_1)^n$$

P1 étant le prix d'un appareil de capacité C1 ET P2 celui d'un appareil de capacité C2 , l'exposant "n" varie de (0.5 à 0.7) selon le genre de matériel et pour autant que le rapport C2 / C1 ne dépasse pas dix (10).

on conclut par conséquent que , pour n'importe quel appareil donné, on peut trouver une dimension caractéristique où une grandeur "G" qui permet de bien représenter sa capacité , on aura :

$$P_2 / P_1 = (G_2 / G_1)^n$$

Les bureaux d'études , grâce aux contacts permanents qu'ils entretiennent avec les constructeurs où fournisseurs de matériel rassemblent une importante documentation sur le coût des principaux appareils et dressent pour chaque classe de matériel des diagrammes exprimant les relations :
 $P = f (C)$ où $P = f (G)$.

Etant donné la forme exponentielle des expressions ci-dessus , ces diagrammes sont souvent présentés avec des échelles logarithmiques .

Notons que pour tenir compte des fluctuations dues notamment à l'inflation , ces diagrammes doivent être périodiquement remis à jour .

1/ EVALUATION DU PRIX DU GENERATEUR D'AIR CHAUD.

D'après sa spécification , le générateur de gaz chauds présente deux (2) parties essentielles : le brûleur de fuel et le cylindre briqueté intérieurement , constituant les chambres de combustion et de mélange. Il serait donc logique de calculer son prix à partir de l'évaluation de l'une et de l'autre de ces composantes . Neanmoins , les estimations faites en pratiques invoquent des données se rapportant à l'ensemble (brûleur - chambres) . Cette façon de faire provient de ce que les variations du prix du brûleur et des chambres en fonction de la capacité suivant des lois approximatives semblables qu'il est dès lors possible de fondre en une seule relation, tout en conservant une précision suffisante à l'évaluation .

La grandeur caractéristique qui représente le mieux la taille d'un générateur de gaz chauds en ce qui concerne l'évaluation de son prix de revient est la puissance thermique de l'appareil .

Les bilans thermique et matériel de la tour ont fixée à 552,43 KG/h la consommation de fuel , comme celui-ci a un pouvoir calorifique de 45 273,66 KJ / KG , on en déduit tout de suite la puissance thermique du générateur :

$$552,43 \times 45\,273,66 = 25\,010\,754 \text{ KJ / h}$$

$$\text{Soit : } 25\,010\,754 / 3600 = 6\,947,43 \text{ KW.}$$

Connaissant la puissance thermique , nous pouvons déterminer à partir de l'abaque N°1 (annexe) , le prix correspondant à : 64 000 US \$.

Or cette abaque a été établi pour l'année 1988 , une actualisation est donc nécessaire .

Les indices d'actualisation recueillis sont les suivants :

$$Ce\ 88 = 350,7$$

$$Ce\ 93 = 384,4$$

$$\text{d'où : } P\ 93 = P\ 88 \cdot Ce\ 93 / Ce\ 88 = 640\,000 \times 384,4 / 350,7$$

$$\underline{P93 = 70\,150 \text{ US \$}}$$

2/ EVALUATION DU PRIX DE LA TOUR D'ATOMISATION

Le prix des séchoirs par pulvérisation varie quelque peu en fonction des proportions géométriques adoptées pour leur construction, du type de pulvérisateur utilisé et du mode de circulation des gaz à l'intérieur du séchoir.

Pour une première estimation, on peut toutefois s'en remettre au diagramme de la figure.

Ce diagramme ne fait intervenir comme paramètre caractéristique que le volume du séchoir.

Or, ce volume est composé de celui de la partie cylindrique augmenté de celui de la partie conique on les détermine comme suit :

-- Partie cylindrique

Diamètre : D

Hauteur : $H = 4,2 D$

Volume = $3,14 \cdot D \cdot H/4 = 3,14 \cdot 4,2 \cdot D / 4 = 3,297 \cdot D$

-- Partie conique

Diamètre : D

Hauteur : $h = D / 2 \operatorname{tg}(30^\circ) = 0,288 D$

Volume = $1/3 \cdot 3,14 \cdot D \cdot h/4 = 1/3 \cdot 3,14 \cdot 0,288 \cdot D / 4 = 0,075 D$

-- Volume de la tour

$$V = (3,297 + 0,075) D = 3,372 \cdot (7,2)$$

$$\underline{V = 1258,72 \text{ m}^3 = 44397,39 \text{ fl}^3}$$

En s'inspirant de l'abaque N° 2 (annexe), et pour ce volume, on lit sur la courbe "spray dryer" ; le prix suivant : 300 000 US \$.

Sachant que cet abaque a été établi en 1988, donc avec les mêmes indices d'actualisation que précédemment, on trouve :

$$\underline{P_{93} = 328\,828 \text{ US } \$}$$

3/ EVALUATION DU PRIX DU FILTRE DE DEPOUSSIERAGE

La grandeur déterminante conditionnant le prix d'un filtre de dépeussierage est la surface filtrante .
Le mécanisme de décolmatage des manches ainsi que le dispositif de récupération des poussières affectent également le prix .

Le filtre utilisé dans notre cas est construit en acier doux et le décolmatage est effectué par vibration automatique des manches .

Il s'agit donc d'un appareil relativement simple ; pour des filtres de ce type , le prix de base évolue comme l'indique l'abaque N° 3 (annexe) .

Pour notre cas le filtre a une surface de 698 m² . le prix correspond est de :190 000 US \$.

En réactualisant le prix :

$$P_{93} = 208\ 258 \text{ US } \$$$

4/ DEVIS DES EQUIPEMENTS

Les résultats précédents permettent d'établir le devis du gros matériel comme suit :

Générateur d'air chaud.....	70 150 US \$
Tour d'atomisation.....	328 828 US \$
Filtre à manches.....	208 258 US \$
- Devis du gros matériel..... I = 607 236 US \$	
- Devis du gros matériel (arrondi)..... I = 608 000 US \$	

Remarque :

Si on avait étudié toute l'unité de production (400) , la section de stockage de la matière première ainsi que la section de stockage et de conditionnement du produit fini représenteraient un capital investi important (gros matériel) , ceci est dû au fait que leurs tailles sont habituellement considérables ; par conséquent le devis du gros matériel se fait en additionnant les évaluations établies pour les trois (3) sections considérées .

II/ EVALUATION DU DEVIS DES AUTRES POSTES DE L'INSTALLATION

Tous les autres appareils ou composants techniques devant être conjugués au gros matériel pour construire l'installation de production ainsi que les travaux qui s'y rapportent seront estimés, par rapport au devis du gros matériel en adaptant des coefficients de proportionnalité spécifiques de ces appareils et travaux, pour le cas qui nous intéresse, l'expérience d'évaluation économique des procédés industriels et des travaux d'ingénierie conduit à retenir dans le cas des pays qui ne possèdent pas une industrie bien développée, les pourcentages suivants :

Montage du gros matériel (33% de I) :.....	200 640 US \$
Instruments de mesure et régulation (27,5% de I) :.....	167 200 US \$
Calorifuge (8,8% de I).....	53 504 US \$
Total des frais annexe.....	421 344 US \$
Total (arrondi).....	422 000 US \$

Dés lors, le coût du matériel de la section de production étudiée "J" sera :

$$\underline{J = 608\ 000 + 422\ 000 = 1\ 030\ 000\ US\ \$}$$

III/ EVALUATION DES FRAIS AUXILIAIRES

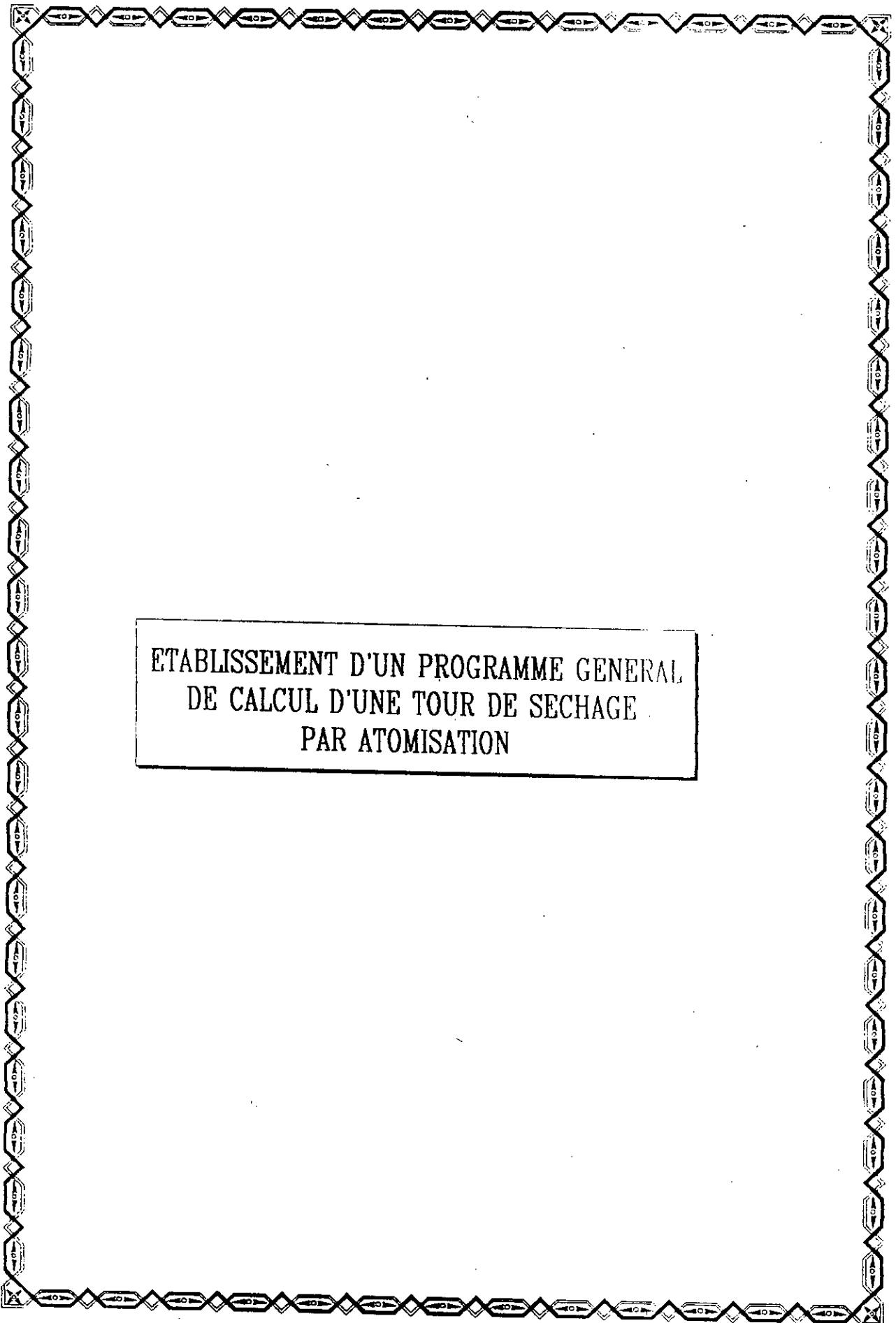
Enfin, dans l'établissement complet d'un devis, il faut tenir compte en plus de certains frais auxiliaires dont la nomenclature a déjà été donnée et qui, pour le cas étudié, se présente comme suit :

<small>TRANSPORT</small>	
Montage du matériel (2,2% de J) :.....	22 660 US \$
Frais de démarrage (2,2% de J) :.....	22 660 US \$
Imprévus (16,5% de J) :	169 950 US \$
Total des frais auxiliaires :	215 270 US \$
Total (arrondi) :	216 000 US \$

IV/ DEVIS TOTAL DE L'INSTALLATION DE LA SECTION ETUDIEE

Ce devis ne fait qu'additionner les évaluations partielles faites ci-devant et se résume par conséquent à la présentation suivante :

Frais de gros matériel	608 000 US \$
Frais annexe	422 000 US \$
Frais auxiliaires	216 000 US \$
 Total :	 1 246 000 US \$



ETABLISSEMENT D'UN PROGRAMME GENERAL
DE CALCUL D'UNE TOUR DE SECHAGE
PAR ATOMISATION

I/ INTRODUCTION

Dans la partie calcul , nous avons établi les bilans de matière et thermique relatifs à chaque équipement de la section étudiée .

Néanmoins , un problème de taille auquel nous nous sommes confrontés fut le nombre impressionnant d'opérations devant aboutir au résultat escompté . Ceci s'explique par l'aspect dynamique du système en question , faisant appel à une multitude de relations entre tous les paramètres .

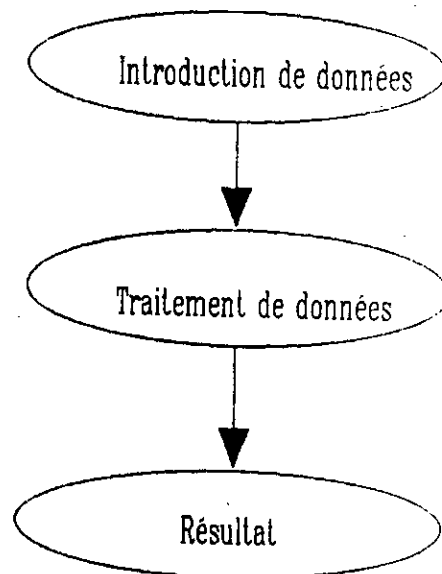
Certes , un effort considérable a déjà été consenti afin de faciliter cette tâche à divers niveaux d'utilité et ce , par l'intermédiaire de l'outil informatique avec l'apport des logiciels (PROSIM , ASPEN , HYSIM) propres aux procédures de calcul ayant trait à certains équipements : cyclones , générateurs d'air chaud , réacteurs chimiques , colonne de distillation , etc...

Toutefois , vu l'importance requise par la tour d'atomisation dans le procédé , il nous a semblé opportun d'amorcer une tentative d'informatisation des calcul pour cet équipement , avec un double intérêt :

- D'abord , un intérêt pratique se manifestant essentiellement dans les facilités offertes aux utilisateurs.
- D'un autre côté , nous avons voulu faire une contribution académique par une tentative d'élaboration de relations fonctionnelles entre les "INPUTS" (débit de la pâte "slurry" , débit du gaz de séchage) , et les "OUTPUTS" (hauteur et diamètre de la tour) pour une éventuelle généralisation de construction d'abaques .

II/ STRUCTURE GENERALE DU PROGRAMME DE DIMENSIONNEMENT DE LA TOUR D'ATOMISATION

Comme tout programme de calcul , la structure de dimensionnement de la tour d'atomisation peut être schématisée par différentes phases représenté dans l'organigramme ci-dessous :



1/ PHASE INTRODUCTION DE DONNEES

Pour le dimensionnement d'une tour d'atomisation , il est nécessaire de disposer au préalable d'une série de paramètres qui sont indiqués et bien explicités en tête du programme .

2/ PHASE TRAITEMENT DE DONNEES

A ce stade d'élaboration du programme , nous commençons par établir les dépendances entre les différentes variables du système .

3/ PHASE RESULTATS

L'objectif que nous nous sommes fixés dès le départ était le dimensionnement de la tour d'atomisation. Les paramètres de sortie de notre programme seraient par conséquent limités aux deux dimensions les plus importants de la tour, à savoir :

- Le diamètre (D).
- La hauteur (H).

III/ PROGRAMME GENERAL DE CALCUL D'UNE TOUR DE SECHAGE PAR ATOMISATION

(PROGRAMME CI-JOINT)

PROGRAM CAL-TOUR :

{ PROGRAMME GENERAL DE CALCUL D'UNE TOUR DE SECHAGE PAR ATOMISATION }

USES CRT ;

Const

G=9.81 ;

PROCEDURE MS(P,T:Real ;Var RhoV,Rhof : Real) ;

{ PROCEDURE DE CALCUL DE LA MASSE VOLUMIQUE DE LA FUMEE ET DE LA VAPEUR D'EAU EN FONCTION DE LA TEMPERATURE ET DE LA PRESSION }

Const

C1=287.1 ;

C2=461.5 ;

Begin

Rhof :=P/(T+273)/C1 ;

RhoV :=P/(T+273)/C2 ;

End ;

VAR

Alpha,RhoP,RhoF,RhoV,VP,Gp,GeS,GeP,GeV,Qh,CpL,Tsa,Tsa,ts,te,R,CpV,Qi
F,Gs,Cmp,Gg,Gair,Gf,Cpc,Hf,Hm,Ha,Tc,Ta,Tm,Cf,Ca,Cm,Qa,Qg,Q1,Q2,Q3,Q4,
Pe,Ps,Ct,nf,Mmf,Mu,C,H,O,S,Az,Hu,X,Vair,N,Tf0,Per,Vt,Qs,G02,V02,VN2,Q,
Qgs,Gf0,dp,visc,rhovp,A r,V,D,P,Rep,Wd,Ch,Temps,Ht:Real;

N1,N2,I : Integer;

M,MD : ARRAY(1 . . 20) of Real ;

BEGIN

TextColor(1) ;

TextBackground(0);

HighVideo;

ClrScr;

GotoXY(8,8);

Writeln('PROGRAMME DE CALCUL DES DIMENSIONS D'UNE TOUR D'ATOMISATION') ;

readln;

clrscr;

{ PHASE INTRODUCTION DES DONNEES }

Writeln(' INTRODUIRE LES DONNEES SUIVANTES

Write(' PRESSION DE SERVICE

Readln(P) ;

Write(' DEBIT VOLUMIQUE DE LA PATE (SLURRY) m3/hr

Readln(Vp) ;

Write(' MASSE VOLUMIQUE DE LA PATE kg/m3

Readln(RhoP);

Write(' % MASSIQUE D'EAU A L'ENTREE DANS LA PATE

Readln(Pe);

Write(' % MASSIQUE D'EAU A LA SORTIE DANS LA POUDRE

Readln(Ps);

```

Write( ' CAPACITE DE LA TOUR DE SECHAGE kg/hr                : ' ) ;
Readln(Ct);
Write( ' COEFFICIENT DE HAUTEUR DE LA PARTIE CYLINDRIQUE      : ' ) ;
Readln(Ch) ;
Write( ' PERTES DANS LA TOUR D'ATOMISATION                    : ' ) ;
Readln(Per);
Write( ' NOMBRE D'IMPULSIONS PAR HEURE                         : ' ) ;
Readln(N);
Write( ' FACTEUR DE TRANSFERT                                  : ' ) ;
Readln(F);
Write( ' CAPACITE CALORIFIQUE DE LA POUDRE A LA SORTIE        : ' ) ;
Readln(Cmp);
Write( ' TEMPERATURE D'ENTREE DE LA PATE °C                   : ' ) ;
Readln(te);
Write( ' TEMPERATURE DE SORTIE DE LA POUDRE °C               : ' ) ;
Readln(ts);
Write( ' TEMPERATURE DE SORTIE DE L'AIR °C                   : ' ) ;
Readln(Tsa);
Write( ' TEMPERATURE D'ENTREE DE L'AIR °C                     : ' ) ;
Readln(Tea) ;
Write( ' CHALEUR LATENTE DE VAPORISATION Kcal/kg              : ' ) ;
Readln(R);
Write( ' CAPACITE CALORIFIQUE DE L'EAU (LIQUIDE)              : ' ) ;
Readln(CpL);
Write( ' CAPACITE DE L'EAU (VAPEUR)                           : ' ) ;
Readln(CpV);
Write( ' CAPACITE CALORIFIQUE DU COMBUSTIBLE                  : ' ) ;
Readln(Cpc);
Write( ' NOMBRE DE CONSTITUANTS DANS LA PATE                  : ' ) ;
Read(N1);
Write( ' NOMBRE DE CONSTITUANTS DILUES DANS LA PATE          : ' ) ;
Read(N2);
For I:=1 To N1 Do
Begin
Write( ' COMPOSITION MASSIQUE DU CONSTITUANT',I,'DANS LA PATE : ' ) ;
Readln(M[i]);
End;
For I:=1 To N2 Do
Begin
Write( ' COMPOSITION MASSIQUE DU CONSTITUANT DILUE',I,'      : ' ) ;
Readln(MD[i]);
End;
Write( ' TEMPERATURE DE L'AIR °C                               : ' ) ;
Readln(Ta);
Write( ' TEMPERATURE OPTIMALE DE FONCTIONNEMENT DU SECHOIR   : ' ) ;
Readln(Tm);
Write( ' CAPACITE CALORIFIQUE DE LA FUMEE                     : ' ) ;
Readln(Cf);
Write( ' CAPACITE CALORIFIQUE DE L'AIR                         : ' ) ;
Readln(Ca);
Write( ' NOMBRE DE MOLES DES PRODUITS DE COMBUSTION           : ' ) ;

```

```

Readln(nf);
Write( ' MASSE MOLECULAIRE MOYENNE DE LA FUMEE           : ' ) ;
Readln(Mmf);
Write( ' COEFFICIENT D'EXCES D'AIR                       : ' ) ;
Readln(Alpha);
Write( ' RENDEMENT THERMIQUE DU GENERATEUR D'AIR CHAUD   : ' ) ;
Readln(Mu);
Write( ' TEMPERATURE D'ENTREE DU FUEL                   : ' ) ;
Readln(Tf0);
Write( ' HUMIDITE DE L'AIR ENTRANT DANS LE GENERATEUR   : ' ) ;
Readln(Hu);
Write( ' FRACTION MASSIQUE DE CARBONE DANS LE FUEL      : ' ) ;
Readln(C);
Write( ' FRACTION MASSIQUE D'HYDROGENE DANS LE FUEL    : ' ) ;
Readln(H);
Write( ' FRACTION MASSIQUE D'OXYGENE DANS LE FUEL      : ' ) ;
Readln(O);
Write( ' FRACTION MASSIQUE DE SOUFRE DANS LE FUEL      : ' ) ;
Readln(S);
Write( ' FRACTION MASSIQUE DE L'AZOTE DANS LE FUEL     : ' ) ;
Readln(Az);
Write( ' DIAMETRE DES PARTICULES                        : ' ) ;
Readln(dp);
Write( ' MASSE VOLUMIQUE DES PARTICULES                 : ' ) ;
Readln(RhoVp);
Write( ' VISCOSITE DE LA FUMEE                          : ' ) ;
READLN(Visc);

```

{ PHASE TRAITEMENT }

```

Qi:=0.0;
For i:=1 to N1 do
Begin
If(i<=N2) Then
  Qi:=-Qi+Ct*M[i]/N/F/MD[i]
Else
  Qi:=-Qi+Ct*M[i]/100/N/F;{QTTE TOTALE DE LA POUDRE PENDANT UNE PESEE}
End;
Gs:=-N*Qi*(1-Per); {QTTE HORAIRE DE LA POUDRE }
Gp:=-Rhop*Vp;      {QTTE DE LA PATE (SLURRY) }
Gep:=-Pe*Gp;      {QTTE D'EAU CONTENUE DANS LA PATE }
Ges:=-Ps*Gs;      {QTTE D'EAU CONTENU DANS LA POUDRE }
Gev:=-Gep-Ges;    {QTTE D'EAU EVAPOREE }
Qh:=-Gev*(CpL*(100.0-ts)+R+CpV*(Tsa-100.0));{CHALEUR ABSORBEE PAR L'EAU}
Qs:=-Gs*Cmp*(ts-ts); {CHALEUR SORTANTE AVEC LA POUDRE }
  { CALCUL DE LA COMBUSTION PAR RAPPORT A UN KG DE FUEL }
Gf:=-nf*Mmf; { MASSE DES FUMEEES DEGAGEES }
Q1:=(393.0*C+1256*H-109*(O-S)-25.2*(9*H)); {CHALEUR DE LA COMBUSTION }
GO2:=C*32/1200+H*16/200+S*32/3200;
GO2:=-GO2-O/100; {QTTE D'O2 NECESSAIRE A LA COMBUSTION }
VO2:=-0.0224*GO2/32e-3;

```

```

VN2:=-VO2*0.79/0.21;
Vt:=-VO2+VN2;
Vair:=-Alpha*Vt; { VOLUME D'AIR PRIMAIRE NECESSAIRE A LA COMBUSTION }
Q2:=-Vair/22.4*Ca*Ta*4.18; { ENTHALPIE DE L'AIR }
X:=-18*Hu/1.293/22.4;
Q3:=-X*CpV*Ta*4.18; { ENTHALPIE DE L'HUMIDITE DE L'AIR }
Q4:=-Cpc*tf0*4.18; { ENTHALPIE DU FUEL }
Qa:=-Q1+Q2+Q3+Q4; { QTE DE CHALEUR APPOTEE PAR Gf }
Qg:=-Qa*(1-Mu); { QTE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LES GAZ }
Tc:=-Qa/Gf/Cf/4.18; { TEMPERATURE DE LA COMBUSTION }
Cm:=(Ca+Cf)/2;
Hf:=-Cf*Tc;
Ha:=-Ca*Ta;
Hm:=-Cm*Tm;
Gair:=-Gf*(Hf-Hm)/(Hm-Ha); { QTE D'AIR SECONDAIRE }
Q:=-Qs+Qh; { QTE TOTALE DE CHALEUR ABSORBEE }
Ggs:=(Gf+Gair)*Ca*(Tm-Tsa); { QTE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LE GAZ }
Gf0:=-Q/Qgs; { QTE DE FUEL UTILISEE }
Gg:=-Gf0*(Gair+Gf);
MS(P,Tm,RhoV,Rhof);
Ar:=-4/3*Rhof*(RhoVp-Rhof)*Sqr(dp)*dp*g/Sqr(Visc);{NOMBRE D'ARCHIMEDE}
Rep:=-1/18*Ar; { REYNOLDS REGIME LAMINAIRE }
If (Rep>=2) and (Rep<=500) then
Rep:=-exp(1/1.4*Ln(4/3/18.5*Ar)); {REYNOLDS REGIME INTERMEDIAIRE}
If (Rep>=500) and (Rep<=200000) then
Rep:=-Sqrt(Ar*2.96); {REYNOLDS REGIME TURBULENT}
Wd:=-Rep*Visc/Rhof/dp*0.5; {VITESSE DESCENDENTE }
MS(P,Tsa,RhoV,RhoF);
V:=-Gg/Rhof+Gev/RhoV; { DEBIT VOLUMIQUE DES GAZ ECHAPES }
D:=-Sqrt(4*V/Wd/pi/3600); {DIAMETRE DE LA TOUR }
Temps:=-Pi*Ch*SQR(D)*D/4/Gg*3600;
Ht:=-Temps*Wd; {HAUTEUR DE LA TOUR }
End.

```


VERIFICATION DU PROGRAMME :

CAS DE LA TOUR DE SECHAGE DU COMPLEXE DE DETERGENT
DE SOUR EL GHOZLANE.

DONNEES :

P=101325Pa	Vp=16.5m ³ /hr	Rhop=1210 KG/m ³
Pe=0.35	Ps=0.08	Ct=12500 kg/hr
Per=0.06	N=80	F=1.5
Cmp=0.398	te=70°C	ts=100°C
Tsa=120°C	Tea=380°C	R=577.5 kcal/kg
CpL=1.0 kcal/kg °C	CpV=0.45 kcal/kg °C	Cpc=2.5 kcal/kg °C
N1=8	N2=3	M[1]=20
M[2]=7	M[3]=0.15	M[4]=30
M[5]=33.5	M[6]=1.5	M[7]=1
M[8]=6.85	MD[1]=50	MD[2]=40
MD[3]=0.5	Ta=20°C	Tm=380°C
Cf=0.3 kcal/kg °C	Ca=0.24kcal/kg °C	nf=0.6798 kmol
Mmf=28.89 kg/kmol	Alpha=1.36	Mu=0.075
Tf0=60°C	Hu=0.015 m ³ -H ₂ O/m ³ -AIR	C=87
H=10.8	O=1	S=0.7
Az=0.5	dp=5e-4m	RhoVp=300 kg/m ³
Visc=24 e-6	Ch=4.2	

RESULTATS :

Gs= 12560.75 kg/hr	Qh= 3688451.68 kcal/hr
Gp= 19965.00 kg/hr	Qs= 149975.35 kcal/hr
Gev= 5982.09 kg/hr	Qgs= 6948.20 kcal/hr
Gg= 61513.25 kg/hr	

DIMENSIONNEMENT DE LA TOUR :

DIAMETRE DE LA TOUR = 7.196 m
HAUTEUR DE LA TOUR = 38.919 m

IV/ APPLICATION DU PROGRAMME

Afin d'examiner la possibilité d'existence d'une relation fonctionnelle entre les paramètres d'entrée et de sortie d'un système, la procédure la plus courante consiste à :

- Repérer les paramètres déterminants du système, en d'autres termes, spécifier les variables exogènes et endogènes.

* Variables exogènes : variables indépendantes qui peuvent être fixées par un agent extérieur au système.

* Variables endogènes : variables dont le comportement dépend du système qu'elles caractérisent ainsi que les valeurs affectées aux variables exogènes.

Toutefois dans la pratique, ce n'est pas n'importe quelle variable exogène qui peut être sujette à manipulation, en raison de considérations essentiellement industrielles.

- (La variable manipulable étant sélectionnée) ; Observer l'évolution du système pour différentes valeurs de cette dernière.

Au regard des caractéristiques de la tour d'atomisation, nous nous proposons d'étudier la variation des dimensions de cet équipement, en l'occurrence la hauteur et le diamètre et ce, en fonction du débit volumique de la pâte "Slurry" : (V_p), à différentes températures d'entrée du gaz chaud.

La démarche suivie se voulant plus ambitieuse, nous avons exploité les résultats obtenus pour construire des abaques spécifiques à la tour d'atomisation.

A cette fin, nous mettons à profit le programme de calcul de la tour d'atomisation mis au point auparavant.

1/ ETUDE DE LA VARIATION " $D = f(V_p)$ " A TEMPERATURE CONSTANTE

Dans cette étude, la température d'entrée (T_m) des gaz étant maintenue constante, nous faisons varier le débit volumique (V_p) de la pâte "Slurry" et on relève les diamètres (D) correspondants.

Cette même opération sera répétée pour d'autres valeurs de la température (T_m) ; les résultats obtenus seront regroupés dans des tableaux figurant en annexe.

En représentant la variation de " $D = f(V_p)$ " à diverses températures, on obtient l'abaque représenté à la figure [Fig IV-1] .

2/ ETUDE DE LA VARIATION "HL = f (Vp)" A TEMPERATURE CONSTANTE

Le même travail qui a été fait pour le diamètre a aussi été fait pour la hauteur . De plus , de la même façon que précédemment , on obtient l'abaque représenté par la figure [Fig.IV-2] .

3/ INTERPRETATION DES GRAPHES

A/ Pour des débits volumiques (V_p) de la pâte "Slurry" variant entre 10 et 22 m³/h , nous constatons que les dimensions de la tour d'atomisation décrivent des courbes ayant la même allure (courbure) présentant une légère concavité , mais globalement linéaires , quelle que soit la température d'entrée choisie .

B/ A débit volumique (V_p) constant , plus la température augmente , plus les dimensions de la tour diminuent ; ce comportement du système est justifié par le fait que temps de séjour des particules dans la tour est fonction de la température de séchage . En effet , plus la température est élevée , plus le temps de séjour des particules dans la tour diminue ; moins importantes seront les dimensions de la tour d'atomisation .

C/ A température d'entrée des gaz chauds constante , les dimensions de la tour d'atomisation sont plus importantes et que le débit de la pâte "Slurry" est élevé .

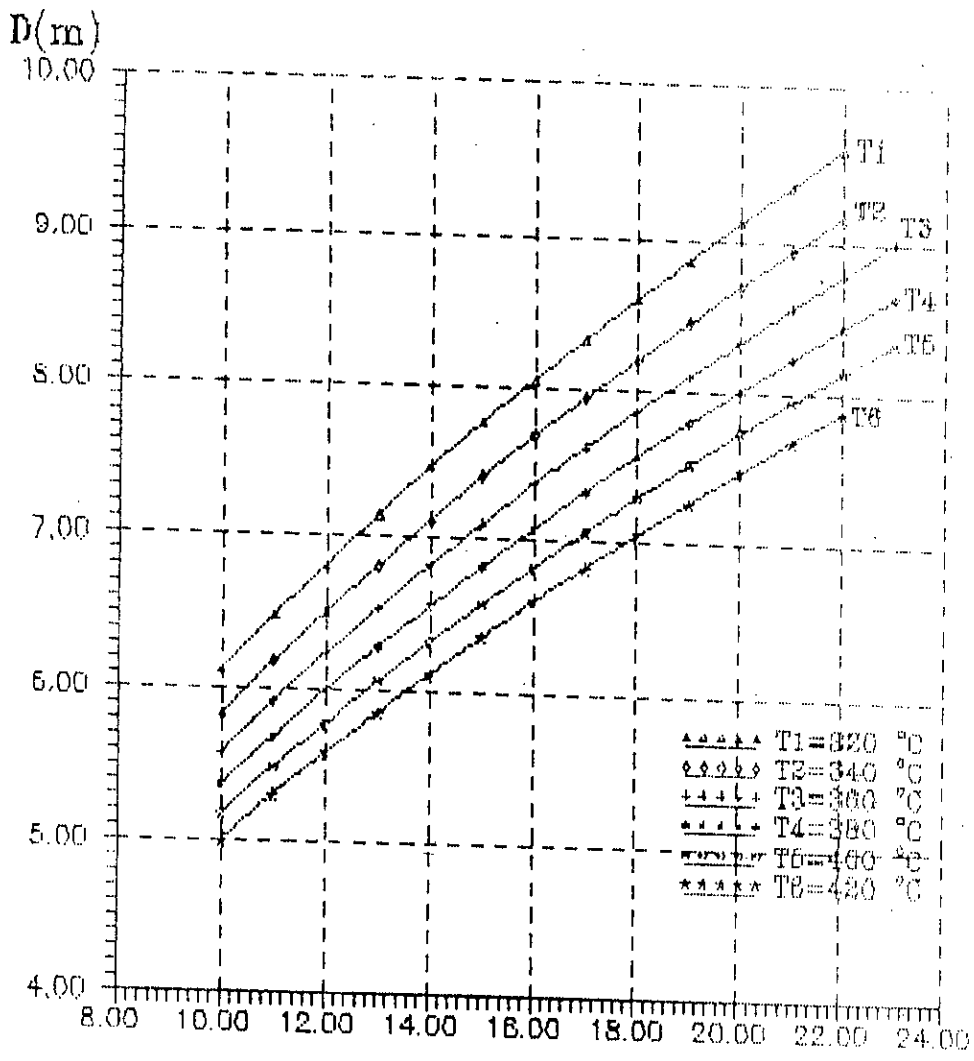


fig IV-1 : Graphe représentant la variation du diamètre de la tour d'atomisation (D) en fonction du débit de la pâte slurry à différentes températures.

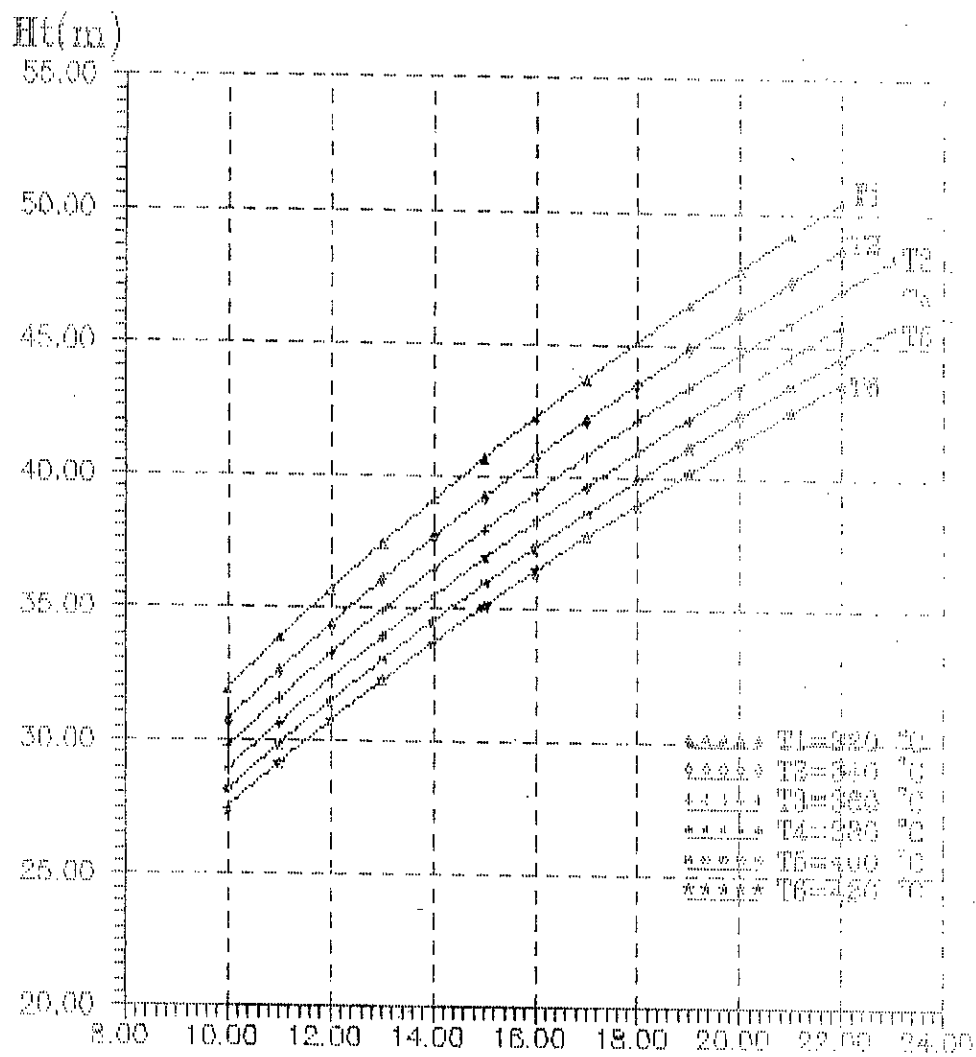
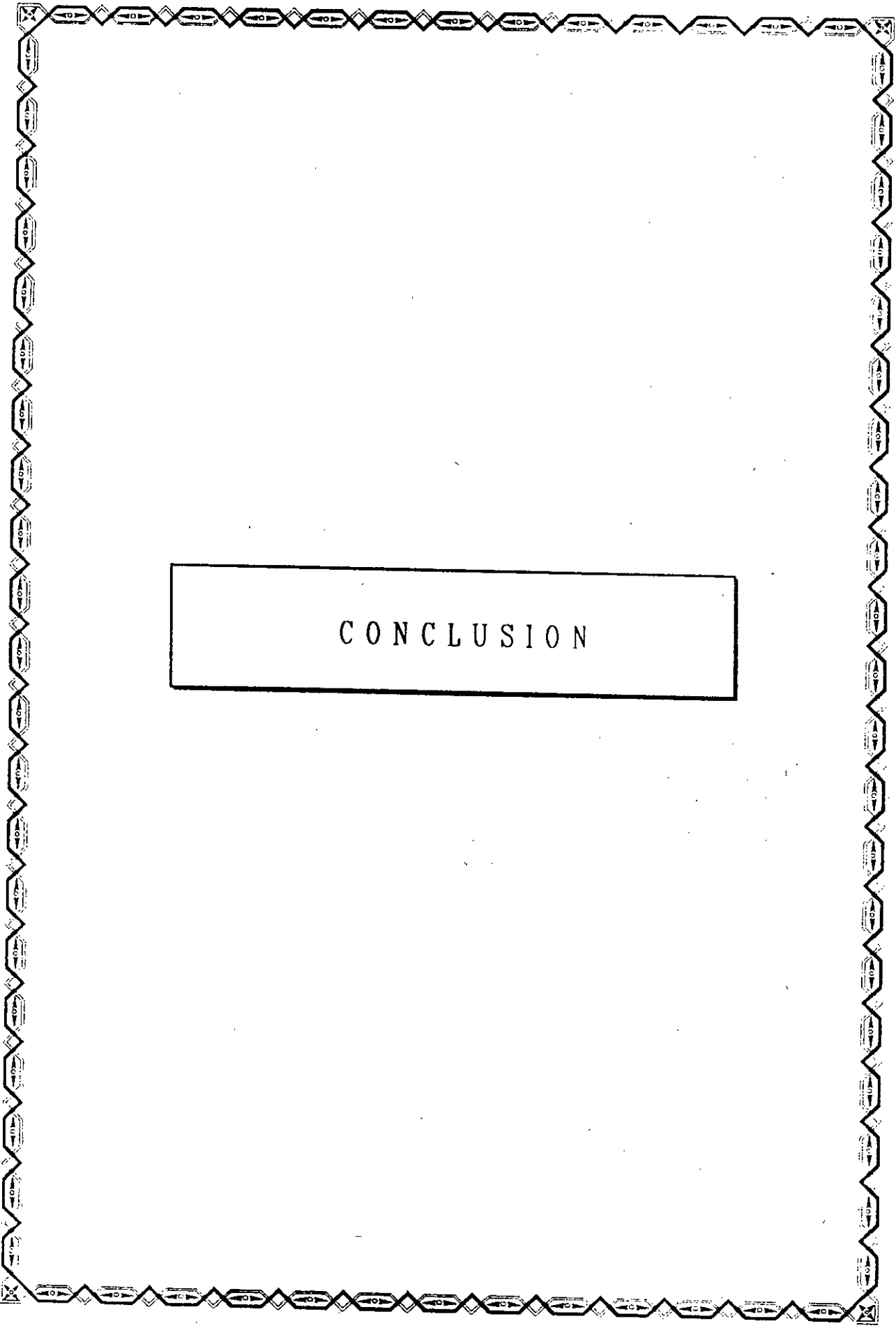


fig IV-2: Graphes représentant la variation de la hauteur de la tour d'atomisation (H_t) en fonction du débit de la pâte slurry à différentes températures.



CONCLUSION

C O N C L U S I O N

L'installation industrielle de production , aboutissement de la procédure de développement d'un procédé , pourrait apparaitre comme un résultat définitif .

En pratique , il en va tout autrement ; en ce domaine rien ne peut être considéré à plus ou moins comme acquis .

En effet et pour diverses raisons , une entreprise doit s'adapter continuellement à l'évolution technique , économique et sociale du monde contemporain , et modifier en conséquence ses outils de production ; Cette nécessité se traduit dans les modifications successives apportées aux installations de production .

Il faut concevoir dans une optique très large , qu'une unité de production est aussi en quelque sorte un champ d'expérimentation des améliorations possibles du procédé au même titre qu'elle peut jouer le rôle de pilote au cas où des questions d'augmentation de capacité se posent .

De même , des transformations , éventuellement profondes , peuvent être apportées à une installation existante pour que le procédé de fabrication devienne plus économique . Adoptant cette conception comme fondement , des travaux de recherche , plutôt ambitieux , ont été initiés par notre département au niveau du complexe E.N.A.D. de Sour El Ghozlane

Dans cette perspective , notre contribution , fût orientée vers d'abord un redimensionnement des équipements de séchage du "Slurry" et de récupération de la poudre fine à savoir la tour d'atomisation , le filtre à manches et le cyclone , ensuite une estimation du devis pour un éventuel renouvellement .

Pour les tâches de redimensionnement auxquelles nous avons consacré l'essentiel de la "partie calcul" , les résultats obtenus , confrontés aux données du constructeur , semblent parfaitement concorder , avec évidemment un certain écart , imputable à notre avis , aux paramètres sécuritaires .

Quant au devis , l'application pour le cas de la section de production étudiée , s'inscrit surtout dans une démarche méthodologique dans l'optique d'un travail ultérieur encore plus laborieux .

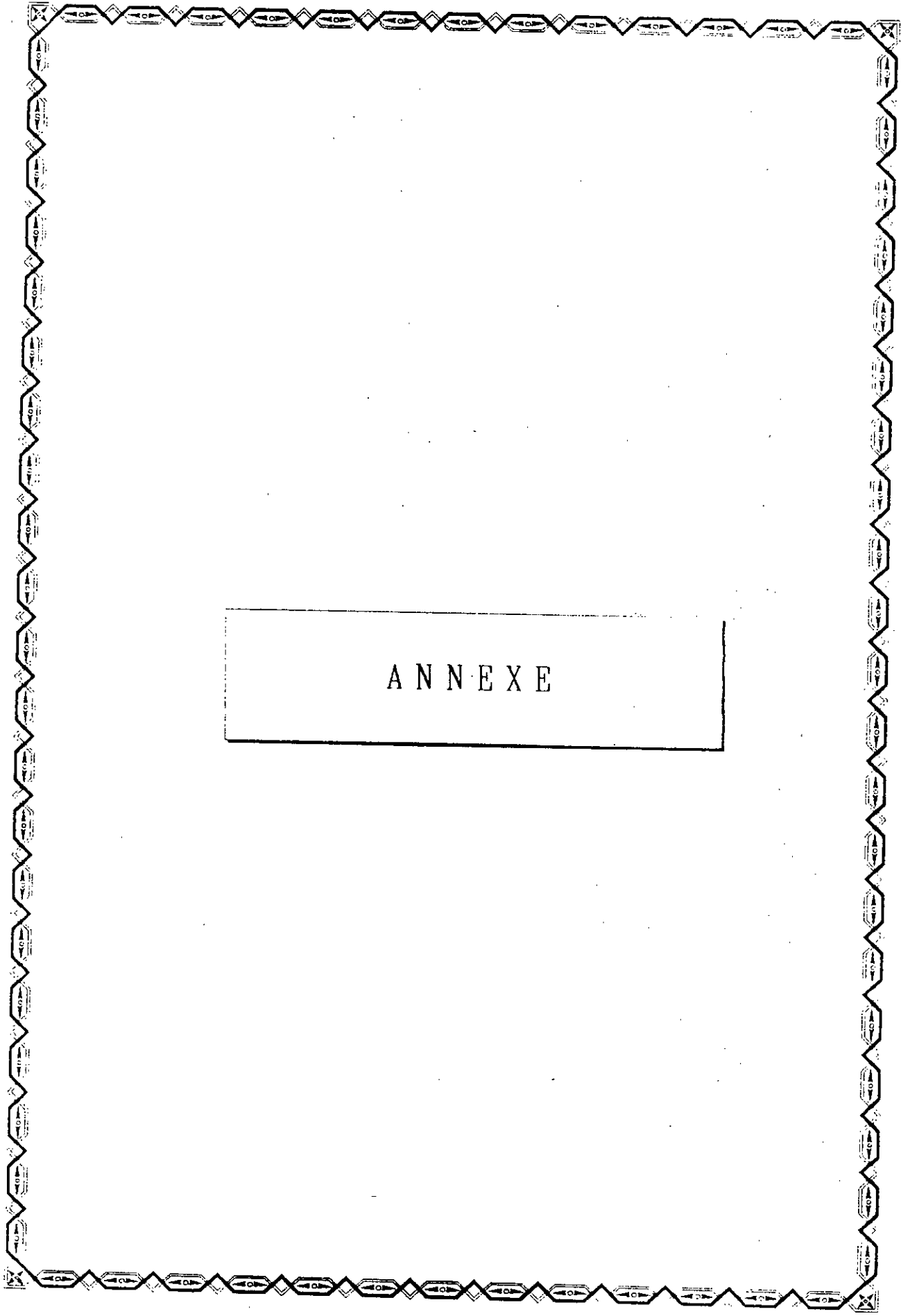
Comme prévu au préalable dans notre étude , nous avons établi un programme général pour le calcul des dimensions de la tour d'atomisation ; l'importance d'une telle entreprise ne saurait être appréciée qu'au regard du nombre de calcul requis .

Aussi nous avons répertorié , et ceci non de manière exhaustives certaines suggestions parmi lesquelles nous pouvons énumérer :

A/ Recherche des conditions opératoires optimales du système actuel en raison de l'état d'insalubrité des équipements rendant les paramètres définis par le constructeur inadaptés au cas réel .

B/ Etude d'autres équipements en aval et en amont de la section de production étudiée .

Pour parachever ce travail , rien de mieux que cette citation du professeur R. LEENARTS :
"L'évolution des procédés chimiques est un signe de dynamisme de l'activité industrielle
et , bien qu'elle trouve son origine dans l'inachèvement où l'imperfection , elle entretient
un progressisme bénéfique à ceux que l'avenir préoccupe .
L'ingénieur de génie chimique , plus spécialement doit être intimement convaincu"



ANNEXE

VARIATION DES DIMENSIONS (HAUTEUR "H" ET DIAMETRE "D") EN FONCTION DU

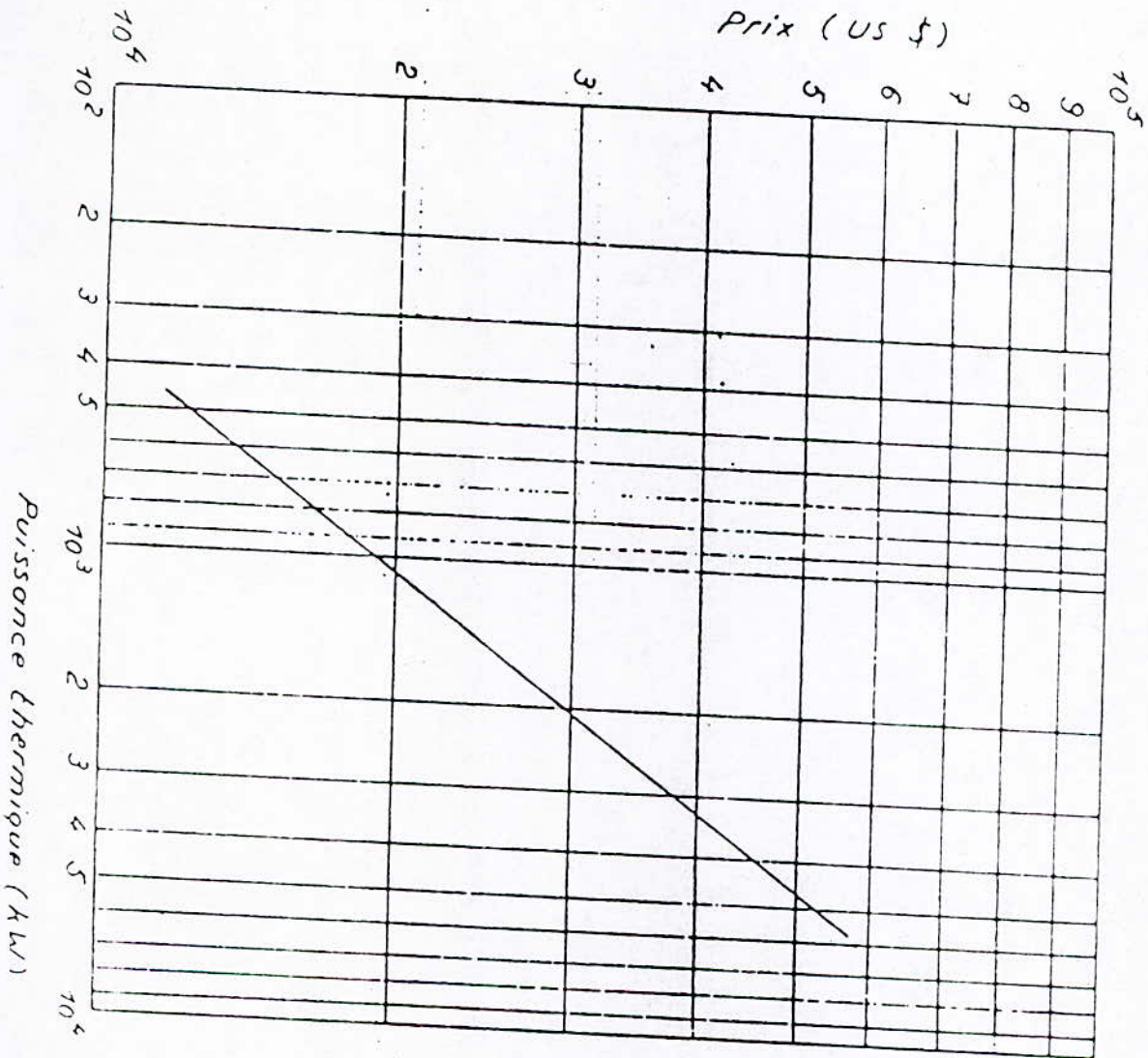
DEBIT VOLUMIQUE "Vp" A TEMPERATURE "Tm" CONSTANTE.

Vp (m ³ /h)	Tm = 320°C		Tm = 340°C		Tm = 360°C	
	D (m)	Ht (m)	D (m)	Ht (m)	D (m)	Ht (m)
10	6.11	31.88	5.82	30.73	5.58	29.74
11	6.47	33.81	6.17	32.59	5.91	31.54
12	6.81	35.64	6.5	34.35	6.23	33.25
13	7.14	37.37	6.81	36.03	6.53	34.88
14	7.46	39.09	7.11	37.63	6.82	36.43
15	7.76	40.63	7.4	39.17	7.09	37.92
16	8.05	42.16	7.68	40.65	7.36	39.36
17	8.33	43.64	7.94	42.08	7.61	40.74
18	8.6	45.07	8.2	43.46	7.86	42.08
19	8.86	46.45	8.45	44.8	8.1	43.38
20	9.12	47.8	8.7	46.09	8.303	44.64
21	9.36	49.11	8.93	47.36	8.56	45.86
22	9.6	50.38	9.16	48.59	8.78	47.05
23	-	-	-	-	9	48.22

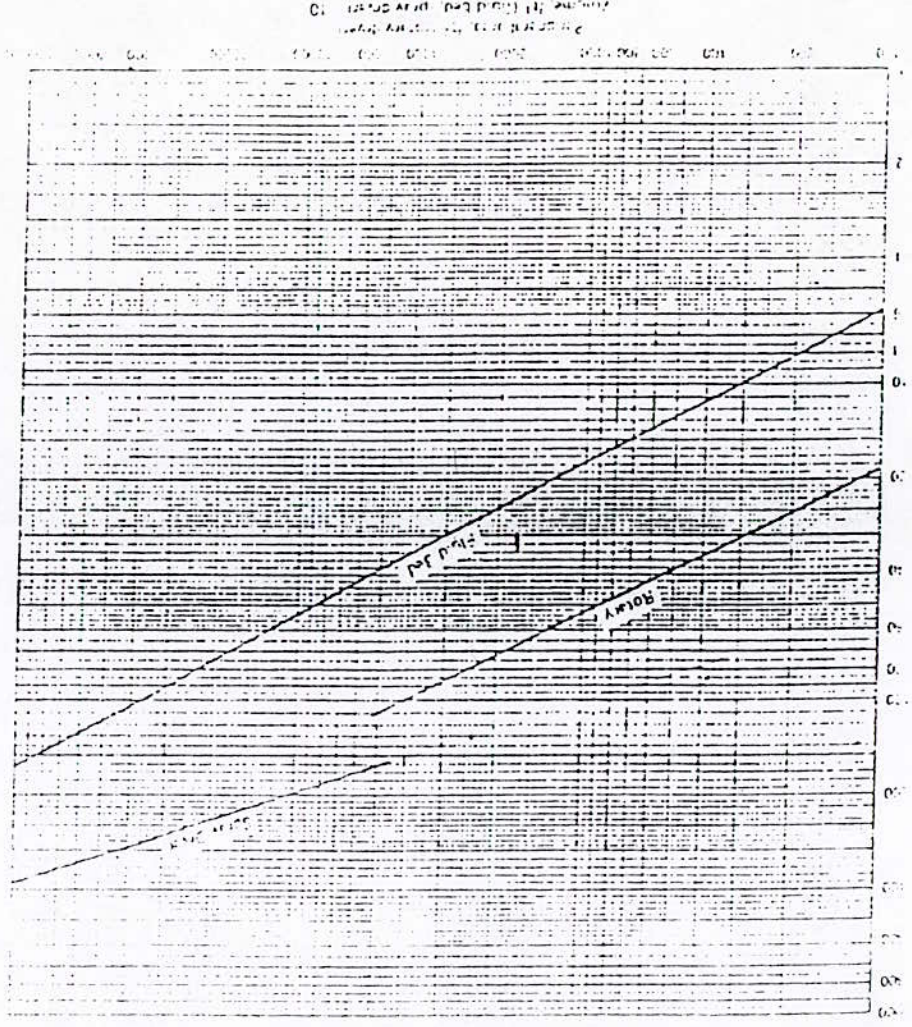
VARIATION DES DIMENSIONS (HAUTEUR "H" ET DIAMETRE "D") EN FONCTION DU

DEBIT VOLUMIQUE "Vp" A TEMPERATURE "Tm" CONSTANTE

Vp (m ³ /h)	Tm = 380°C		Tm = 400°C		Tm = 420°C	
	D (m)	Ht (m)	D (m)	Ht (m)	D (m)	Ht (m)
10	5.36	28.88	5.17	28.13	5	24.47
11	5.68	30.64	5.48	29.85	5.3	29.15
12	5.99	32.3	5.77	31.47	5.58	30.74
13	6.28	33.88	6.05	33.01	5.85	32.25
14	6.55	35.4	6.32	34.49	6.11	33.69
15	6.82	36.85	6.57	35.9	6.36	35.07
16	7.07	38.24	6.82	37.26	6.6	36.4
17	7.32	39.56	7.06	38.58	6.83	37.69
18	7.56	40.89	7.29	39.85	7.05	38.93
19	7.79	42.15	7.51	41.08	7.26	40.13
20	8.01	44.56	7.73	42.27	7.47	41.3
21	8.23	45.72	7.94	43.43	7.68	42.44
22	8.44	45.72	8.14	44.56	7.87	43.54
23	8.64	46.06	8.34	45.67	-	-



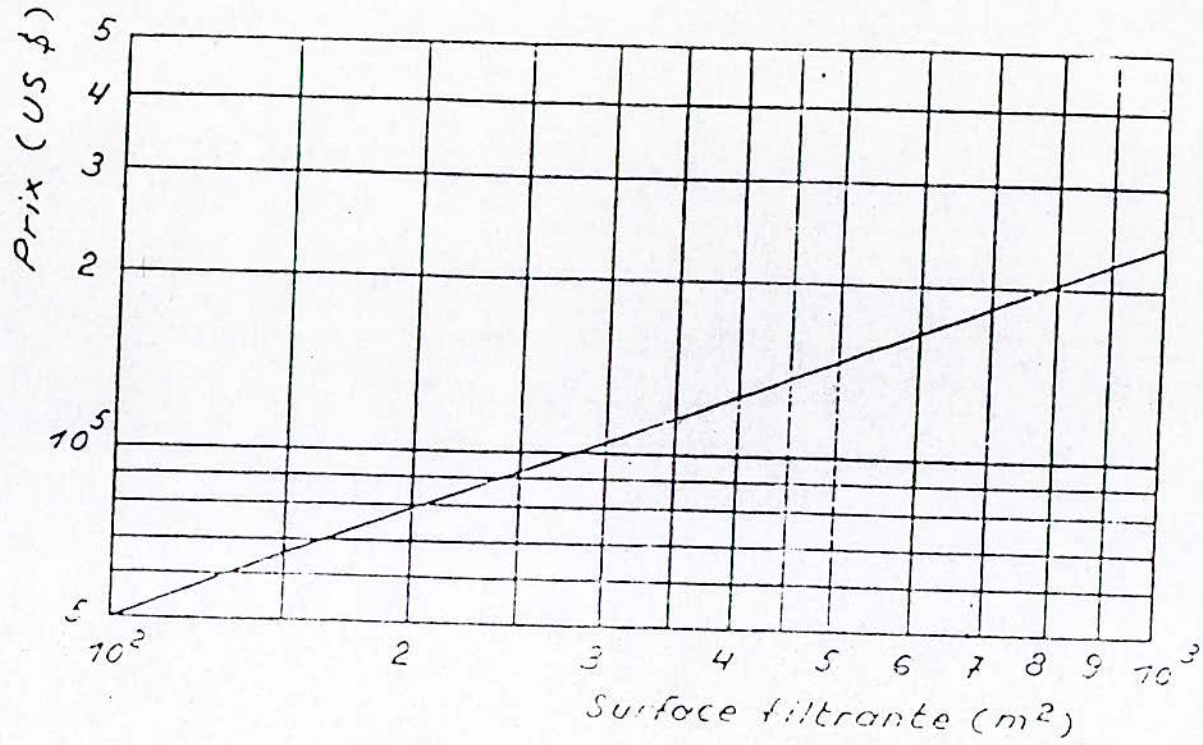
(1)



SECTION OF THE ...

(2)

(3)



BIBLIOGRAPHIE

[1] *MANUEL OPERATOIRE BALLESTRA*

E.N.A.D. de Sour El Ghozlane

[2] *SEMINAIRE DE CHIMIE INDUSTRIELLE*

R. LEENAERTS

Université Catholique de Louvain, Institut de Génie Chimique
Louvain la neuve 1977

[3] *CHIMIE DES SURFACES (VOLUME 1)*

S. E. CHITOUR

O.P.U. Alger 1992

[4] *ETUDE ET CALCUL DE L'UNITE DE SULFONATION DU DODECYLBENZENE PAR LE TRIOXYDE DE SOUFRE (U100 , E.N.A.D. de Sour El Ghozlane)*

M. HACINI

Projet de fin d'études

I.N.H.C. 1993

[5] *METHODES ET APPAREILS DE L'INDUSTRIE*

I. SKOBLO

Edition Mir , Moscou 1967

[6] *LA FABRICATION INDUSTRIELLE DU ZINEB*

Université Catholique de Louvain

Louvain la neuve 1992

[7] *FAISABILITE DES PROJETS DANS L'INDUSTRIE DES PROCEDES*

Université Catholique de Louvain, Institut de Génie Chimique

Louvain la neuve 1987

[8] *CALCUL DE VERIFICATION DE LA TOUR DE SECHAGE (E.N.A.D. de Réghaia)*

S. YAICI

Projet de fin d'études

I.N.H.C. 1992

[9] *LE PETROLE. RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE (TOME II)*

P. WUITIER

Edition Technip. , Paris 1972

[10] *TECHNIQUE DE L'INGENIEUR*

J 2714 . 5 - 1965

[11] *TECHNIQUE DE L'INGENIEUR*

A 5700 . A 5701 . 8 - 1979

[12] *CHEMICAL ENGINEERING (VOLUME II)*

J.M. COULSON . J.F. RICHARDSON

Edition Pergamon Press. Oxford 1978

[13] *MANUEL D'EVALUATION DES PROJETS*

A. CHAUVEL . P. LEPRINCE . Y. BARTHEL . C. RAIMBAULT et J.P. ARLIE

Edition Technip. Paris 1976

[14] *DETERGENT AND TEXTILE WASHING*

G. JAKOBI et A. IÓHR

VCH. Weinhen 1987

[15] *SYNTHETIC DETERGENT*

A. DAVIDSON et B.M. MILWIDSKY

5^e Edition . Léonard Hill . London 1972

[16] *CHIMIE ET TECHNOLOGIE DES AGENTS TENSIO-ACTIFS*

A.N. SCHWARTZ et A.W. PERRY

Edition Dunod , Paris 1955

[17] *CHIMIE ORGANIQUE MODERNE*

J.D. ROBERTS

Inter. Edit. Paris 1977

[18] *TRAITE DE CHIMIE INDUSTRIELLE (TOME III)*

P. BAUD

Edition Masson et Cie , Paris 1957

[19] *APPLICATION DU MODELE EXPERIMENTALE DE PLACKETT - BURMAN ET DE LA PROGRAMMATION LINEAIRE A L'OPTIMISATION D'UNE POUDRE A LAVER MENAGERE*

A.M. BENAZOU et L. LOUZRI

Projet de fin d'études

Ecole Nationale Polytechnique , Alger 1993

[20] *LE SECHAGE ET SES APPLICATIONS*

E. DASCALSCU

Edition Dunod , Paris 1969

[21] *EXAMPLES AND PROBLEMS TO THE COURSE OF UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING*

K.F. PAVLOV , P.G. ROMANKOV et A.A. YOSKOV

Edition Mir , Moscou 1967

[22] *LES OPERATIONS UNITAIRES DU GENIE CHIMIQUE*

D. LONCIN