

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET :

*ETUDE DE L'EVAPORATION
DANS UN
APPAREIL A FILM TOMBANT*

Promoteur

J. GROCHOWSKI

Etudiant

D. ACHOUR



ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET :

ETUDE DE L'EVAPORATION

DANS UN

APPAREIL A FILM TOMBANT

Promoteur

J. GROCHOWSKI

Etudiant

D. ACHOUR

A MA MERE

A MON PERE

EN TEMOIGNAGE DE MA PROFONDE AFFECTION

A MES FRERES, SOEURS et BELLE - SOEUR.

A TOUS CEUX QUI ME SONT CHERS

JE DEDIE CE MODESTE TRAVAIL.

M E M B R E S D U J U R Y

PRESIDENT :

Mr S. E. CHITOUR

Professeur à 1' E. N. P. A.

EXAMINATEURS :

M^{me} R. NEZZAL

Chargée de cours à 1' E. N. P. A.

Mr K. K. GALICKI

Maitre Assistant à 3' E. N. P. A.

Mr J. GROCHOWSKI

Maitre de Conférence à 1' E. N. P. A.

= R E M E R C I E M E N T S =

=====O=====

Ce travail a été proposé et dirigé par Monsieur J. GROCHOWSKI auquel je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance pour l'aide et les précieux conseils qu'il m'a prodigués le long de cette étude.

Qu'il ne soit permis aussi d'adresser mes remerciements à :

Monsieur S.E.CHITOUR pour l'amabilité avec laquelle il a bien voulu assuré la présidence du jury .

Madame NEZZAL et Monsieur GALICKI d'avoir bien voulu d'en faire partie .

Mes vifs remerciements vont également à tous mes amis et collègues du génie chimique pour l'amitié et le soutien qu'ils m'ont sans cesse témoignés .

Je tiens aussi à exprimer ma profonde gratitude à tous les enseignants ainsi qu'à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ma formation qu'ils trouvent ici l'expression de mon profond respect.

Mes remerciements vont enfin à Monsieur HATHAT pour l'aide précieuse qu'il m'a apporté ; à Messieurs B. ABDI ; K. BEKHIT ; S. DEROUCHE ainsi qu'à tous ceux qui de près ou de loin m'ont aidé dans cette modeste étude .

D. ACHOUR

/// O M M A I R E

Introduction	1
Chapitre I. Evaporation.....	3
1.1. Generalités	3
1.2. Vaporation	5
Chapitre II. Caractéristiques thermiques des Evaporateurs..	7
2.1 Transfert de chaleur.....	7
2.2 Coefficient d'echange.....	7
2.3 Ecart de température	8
2.4 Calcul de la surface d'echange.....	10
2.5 Simple effet et Multiple effet.....	12
2.6 Evaporation sous vide.....	12
Chapitre III. Evaporateurs à Film Tombant.....	14
3.1 Description et Fonctionnement.....	14
3.2 Avantage sur la distillation simple..	14
3.3 Inconvenient	15
3.4 Critères de choix	15
Chapitre IV Les Evaporateurs dans le dessalement des eaux de mer :	
4.1 Composition et salinité de l'eau de mer.....	17
4.2 Divers procédés de dessalement	18
4.3 La distillation avec apport artificiel d'energie.	18
Chapitre V La Distillation avec Evaporateurs à L.T.V. :	23
5.1 Principe	23
5.2 Comparaison Economique avec la vaporisation instan- tanée.....	23
5.3 Valeurs Economiques des L.T.V.....	25
5.4 Prix de revient de l'eau dessalée.....	27
5.5 Lutte contre la corrosion l'entartrage.....	28
Chapitre VI La distillation solaire.....	29
6.1 Generalités.....	29
6.2 Principe de Fonctionnement.....	29
6.3 Prix de revient de l'eau dessalée.....	30
Chapitre VII Etude Experimentale.....	33
7.1 Description et fonctionnement de l'appareillage.	33
7.2 Technique Operatoire.....	35
7.3 Resultats et Interpretations.....	36
7.4 Conclusion Générale.....	54
Annexes	55
Bibliographie	

I N T R O D U C T I O N

Depuis une vingtaine d'année, devant les besoins croissant en eau douce et l'impossibilité de se contenter des ressources naturelles, l'humanité est conduite à étudier et appliquer divers procédés permettant d'obtenir de l'eau douce à partir de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, dans des conditions admissibles au point de vue économique.

Mais il faut reconnaître que le prix de revient de l'eau douce obtenue par les divers procédés demeure jusqu'à présent relativement élevé.

De plus en plus, l'idée de faire appel à l'eau de mer dessalée gagne du terrain dans les pays pauvres en eau douce et même dans ceux qui sont plus favorisés par la nature.

Aussi, le domaine principal d'utilisation de l'eau de mer dessalée sera pendant longtemps encore celui des réseaux de distributions urbains.

Néanmoins, ce dernier tend de plus en plus à s'étendre et à toucher l'ensemble des besoins mondiaux, domestiques, urbains, industriels et agricoles, d'aujourd'hui et de demain.

Dans le but de satisfaire et de pourvoir à ces besoins, divers procédés ont vu le jour, entre-autre les procédés qui font intervenir un changement de phase : La distillation par évaporation avec apport d'énergie Thermique; ainsi que les procédés à énergie solaire.

Il est à remarquer que dans ce domaine, l'utilisation de l'énergie solaire n'en manque pas moins d'intérêt.

En effet, depuis quelques années, l'intérêt porté à l'utilisation du rayonnement solaire, en particulier pour le chauffage domestique et la distillation de l'eau douce à partir de l'eau de mer, a considérablement augmenté.

Les processus d'évaporation sont donc appelés à prendre un essor et une ampleur considérables.

Parmi ces divers procédés de dessalement, on voit apparaître, en tête, la distillation, notamment la distillation avec vaporisation instantanée en étages multiples et celle des évaporateurs à film tombant à système rotatif.

Dans ce dernier type de distillateur, l'efficacité de transfert de chaleur est grande et le temps de séjour est relativement faible, de plus, grâce au dispositif rotatif on a un recouvrement total de la surface par le produit alimenté.

Dans notre présente étude, on se propose d'examiner l'influence de divers facteurs sur le fonctionnement d'un évaporateur à film tombant à savoir : débit d'alimentation, vitesse de rotation, Température de chauffage. De même on examinera l'échange thermique ainsi que l'analyse du distillat obtenu. Notons enfin que, aux besoins de plus en plus pressants en eau douce dont notre pays, L'ALGERIE, est appelée à satisfaire à l'avenir; il apparaît, vu sa situation géographique et climatique, que le procédé de la distillation solaire se présente comme l'issue la plus convenable et plus intéressante pour un proche avenir.

Il semble donc que le dessalement de l'eau de mer se présente comme la solution qui va aplanir toutes les difficultés de l'humanité pour se procurer de l'eau douce. Mais à quel prix ? car finalement, toutes les considérations convergent vers cette seule et même question : à quel prix ?

Seule l'avenir et l'essor de la technologie nous le dira.

E V A P O R A T I O N
- - - - -
- - - - -
- - - - -

I - Generalités !

Concentrer une solution consiste à enlever une partie du solvant de telle sorte que la solution s'enrichisse en corps dissous.

Ceci peut être réalisé par évaporation.

Dans ce cas, le solvant est séparé sous forme de vapeur.

La concentration par évaporation ne serait qu'un problème de transfert de chaleur si les caractéristiques du liquide évaporé dans la pratique ne variaient pas dans de larges proportions.

Les solutions soumises à l'évaporation peuvent avoir un point d'ébullition très élevé, avoir tendance à mousser, être sensibles à la température, être très visqueuses, avoir tendance à entartrer les surfaces d'échanges, déposer des sels précipités par l'évaporation, être corrosives et nécessiter des matériaux très particuliers. De cette grande variété de problèmes, résulte une grande variété de types d'appareils adaptés, d'après des considérations pratiques d'expériences, aux besoins de chaque type d'industrie.

1.1. Caractéristiques du liquide :

1.1.1. MOUSSES :

Dans le processus d'évaporation, il est indispensable de veiller à ce que la vapeur séparée entraîne avec elle le moins de liquide possible. Ceci est réalisé par presque tous les types de séparateurs de vapeurs des évaporateurs classiques, sous réserve toutefois que ces séparateurs soient assez largement dimensionnés pour que la vitesse ascendante de vapeur dans le séparateur n'excède pas la vitesse de chute libre des particules liquide pouvant être mises en suspension dans la vapeur.

Mais le séparateur classique ne sera pas suffisant lorsque le liquide a tendance à mousser.

La vapeur séparée se présente alors sous formes de bulles discontinues enfermées dans une pellicule de liquide.

Ces bulles très légères sont entraînés et la quantité de liquide qui accompagne aussi la vapeur peut être si importante qu'elle rende l'évaporation inapte au service demandé.

Les causes des mousses sont assez obscures. On pense généralement qu'elles sont provoquées par la présence, dans la solution, de corps dissous, souvent en très faibles quantités, qui modifient la Tension Superficielle du liquide.

Les mousses peuvent être combattues soit par un agencement particulier de l'évaporateur, soit, quand cela est possible, par addition d'un anti-mousse approprié dans les solutions, soit simultanément par ces deux méthodes. L'efficacité de l'anti-mousse est souvent difficile à obtenir car on ignore bien souvent l'élément moussant de la solution. D'autre part, l'anti-mousse peut être détruit par les constituants de la solution ou par la température, ou encore ajouter une impureté intolérable dans la solution.

Il est donc toujours mieux de prévoir un évaporateur agencé pour combattre les mousses chaque fois que l'on a affaire à des solutions moussantes.

1 - 1,2 Sensibilité à la Température :

Certains produits, les corps organiques principalement, sont décomposés s'ils sont soumis à une température trop élevée. L'évaporation de telles solutions devra être réalisée de telle sorte que les conditions critiques de décomposition (température - temps) ne soient pas atteintes.

En ce sens, si l'on choisit un appareil dont la paroi de transfert est à température élevée, il faudra veiller à ce que le temps de séjour du liquide au contact de cette paroi soit limité.

1 - 1,3 Viscosité :

Si les solutions soumises à l'évaporation sont le plus souvent assez fluides, il arrive que l'on ait affaire à des solutions qui, par concentration, atteignent une telle viscosité qu'elles ne s'écoulent que difficilement.

Il se pose alors les problèmes de séparations de la vapeur, d'homogénéité de la solution, certains points, au contact des parois chauffantes, pouvant être portés à une concentration excessive.

Le problème de séparation de la vapeur sera résolu par un agencement convenable du séparateur (qui n'est pas nécessairement une augmentation de sa section).

Le problème d'homogénéité de solution ne pourra être résolu que par augmentation de la turbulence au contact de la paroi chauffante (circulation forcée ou évaporateur dynamique).

L'élévation de la température des solutions permet de diminuer la viscosité dans bien des cas, mais il arrive que les solutions soient à la fois très visqueuses et sensibles à la température.

1 - 1,4 Entartrage :

Les solutions évaporées peuvent avoir tendance à entartrer les surfaces d'échanges.

Les sels entartrants des solutions sont des sels dit à solubilité inverse, c'est à dire des sels dont la solubilité diminue lorsque la température augmente.

Pour ces sels, c'est au contact de la paroi chauffante, où la température est maximale que la solubilité est minimale. Il en résulte une précipitation du sel sur la paroi chauffante, généralement sous forme de tartre dur, dense et fortement adhérent.

Remarque :

Si des sels à solubilité normale sont précipités dans l'évaporation, on les retrouve mélangés au sel entartrant dans des proportions variables, mais c'est presque toujours un sel à solubilité inverse (sulfate de calcium, sulfate de sodium anhydre, carbonate de sodium) qui est à l'origine de l'entartrage.

II. Vaporisation :

La vaporisation est la transformation isotherme d'une phase liquide pure en vapeur. Cette opération est réalisée en interposant une paroi métallique entre le liquide à vaporiser et le fluide chauffant. L'observation courante met en évidence trois formes de vaporisation, différenciées non seulement par leur manifestation visuelle, mais également par leur mécanisme interne.

1. Évaporation :

L'évaporation se produit lorsqu'un liquide se trouve dans des conditions telles que, sans changement de phase, sa pression serait inférieure à sa pression de vapeur saturante pour un corps pur, ou à la somme des pressions partielles des différents constituants pour un mélange.

Il en résulte que l'évaporation peut se manifester de différentes façons, dépendant essentiellement de l'origine de la mise en conditions de changement d'état. Un de ces modes de manifestations est l'ébullition qui désigne une évaporation. Elle s'accompagne de formation de bulles de vapeur au sein du liquide, en général à cause de la mise en contact de ce dernier avec une paroi plus chaude créant des conditions d'évaporation au sein du liquide n'existant pas forcément à la surface de séparation liquide - gaz.

Dans l'industrie, on pratique couramment un abus de langage, en désignant par évaporateur, tout appareil où l'on effectue la vaporisation de l'eau sous pression ou sous vide, en fournissant de la chaleur au système : évaporateur de centrale thermique, évaporateur sous vide pour la reconcentration de solutions aqueuses, etc.

Par contre, toutes les installations dont le but est de refroidir la température de l'eau : Tours ou colonnes sous vide de refroidissement, relèvent effectivement de la technique de l'évaporation.

2 - Ebullition :

L'ébullition elle-même peut se manifester de différentes façons :

a - Le chauffage se fait par une paroi et l'échange de chaleur se fait par convection. Entre la paroi et le sein du fluide existe un gradient de température, de sorte que le liquide est plus chaud près de la paroi. S'il n'y a pas de différence de pression par gravité, les premières bulles apparaissent à la paroi et diffusent dans le liquide. Cette apparition de bulles est favorisée par un état rugueux de la paroi. C'est un régime d'ébullition nucléée, les caractéristiques d'échange vont être voisines de celle d'un échange convectif.

La vaporisation s'amorce au niveau de la paroi chaude, grâce à la présence d'imperfections qui retiennent des microbulles de gaz à la surface du métal et que l'on appelle des germes. Ce type de vaporisation engendré à partir des germes est quelquefois désigné par "ébullition nucléée". (nucleate Boiling).

C'est sur le principe de l'ébullition nucléée que fonctionnent tous les appareils générateurs de vapeur : chaudières, bouilleurs, rebouilleurs de fond de colonne de distillation, évaporateurs, vaporiseurs, etc...

b - Une fois l'ébullition établie, si le chauffage se poursuit, l'ensemble du fluide se trouve dans des conditions d'équilibre de sorte que la vaporisation se produit au sein du fluide autour des premières bulles.

A un certain moment, celles-ci sont suffisamment nombreuses pour créer un régime où le transfert de chaleur est perturbé par l'importance du contact - paroi - vapeur.

Dans ce cas, le coefficient d'échange diminue, permettant une nouvelle saturation par du liquide et ainsi de suite. Ce régime est appelé écoulement piston dans un échangeur vertical. Il permet d'obtenir de bons coefficients d'échange globaux grâce aux turbulences créées par le système.

3 - Caléfaction :

Lorsque la différence de température entre la paroi et le liquide est très grande, la vaporisation s'amorce toujours au niveau des germes; mais le nombre et l'importance des bulles initiales sont tels que immédiatement la paroi se recouvre d'un film vapeur continu qui s'interpose, comme une résistance au transfert, entre la paroi et le liquide. La vaporisation s'effectue alors à l'interface entre le liquide et le film vapeur qui se substitue à la paroi en tant qu'élément chauffant.

Dans ces conditions, le coefficient de transfert reste faible par suite de la résistance importante créée par le film vapeur.

CARACTERISTIQUES THERMIQUES
DES EVAPORATEURS

2 - 1 Transfert de chaleur :

Le transfert de chaleur dans un evaporateur comme dans tous les cas de Transfert de chaleur, est exprimé par l'equation générale :

$$Q = K.S. \Delta t$$

avec

Q [W] = quantité de chaleur échangée

S(m²) = Surface de chauffe

t(°C) = difference de Temperature entre le fluide chauffant et le liquide en ebullition ou ecart de Temperature.

K(W/m²deg.) = Coefficient global dechange.

2.2 Coefficient d'echange :

L'unique manière rationnel d'etudier le Coefficient de Transmission de chaleur dans les evaporateurs, serait de le decomposé en ses coefficient de film qui le composent. Cependant, les travaux réalisés sur les coefficients de films sont peu abondant, tant du côté vapeur que du côté liquide. Aussi, la majorité des etudes sur le coefficient de transmission de chaleur dans les evaporateurs se réfèrent uniquement aux coefficient totales.

Les coefficients de transmission de chaleur dans les evaporateurs varient dans de très larges intervalles.

Aussi, pour un type donné d'evaporation, un ecart de temperature donné, un point d'ebullition donné et une solution de concentration également donné, le coefficient de transmission de chaleur peut varier dans de larges limites. La resistance thermique globale d'un evaporateur est generalement la resultante de plusieurs resistances individuelles : resistances d'un film vapeur, d'un film liquide.

On peut donc ecrire l'egalité :

$$\frac{1}{K.S} = \frac{1}{\frac{1}{k_1.S_1} + \frac{1}{k_2.S_2} + \frac{1}{k_3.S_3}}$$

avec

K = Coefficient de transmission global

S = Surface d'echange de reference

K₁ = Coefficient de transmission de la vapeur à la paroi.

- S_1 = Surface côté vapeur
- K_2 = Coefficient de transmission à travers la paroi
- S_2 = Surface moyenne de la paroi
- K_3 = Coefficient de transmission de la paroi au liquide à concentrer
- S_3 = Surface côté liquide.

La resistance thermique de la paroi peut generalement être negligée.

En pratique, k_3 est generalement petit par rapport à k_1 et par consequent le terme $1/k_1 S_1$ est petit par rapport à $1/k_3 S_3$. Par consequent, il est d'usage de calculer les surfaces de chauffe sur la base de la surface côté liquide (surface de reference).

D'autres part, fort peu de travaux ont été publiés sur les coefficients de film aussi bien côté vapeur que côté liquide, si bien que l'equation générale peut rarement être utilisé et la plupart des publications sur la transmission de chaleur des evaporateurs se rapportent uniquement au coefficient global K de transmission de chaleur.

2.3 Ecart de Temperature :

En toute rigueur, l'ecart de temperature Δt devrait être la veritable difference moyenne de temperature.

Il faudrait tenir compte de la surchauffe de la vapeur de chauffage, du refroidissement des condensats, du rechauffage du liquide, de l'elevation du point d'ebullition du liquide resultant de la pression hydrostatique ou de la presence de substances en solution.

Ces considerations peuvent être représentées par la figure 1.

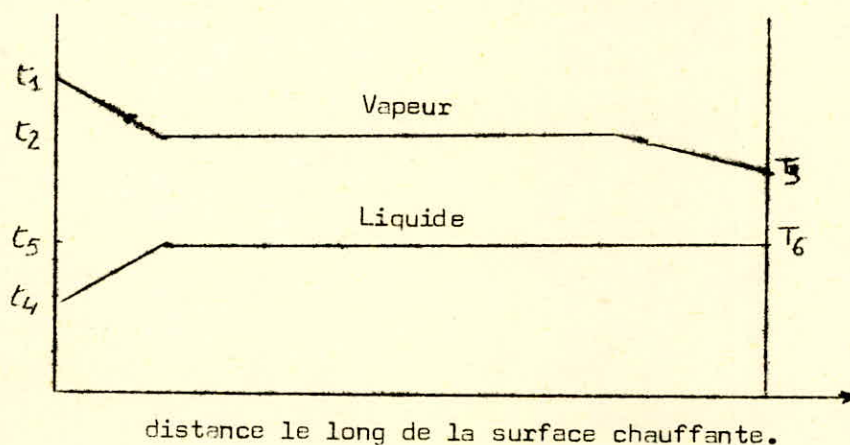


FIG : 1 : evolution des temperature de la vapeur et du liquide.

La vapeur entre avec une certaine surchauffe à la température t_1 . Elle tombe rapidement à sa température de saturation t_2 . Un peu de chaleur est aussi récupérée par refroidissement des condensats jusqu'à t_3 .

Le liquide entre à la température t_4 et est chauffé jusqu'à sa température d'ébullition t_5 sous la pression existante au lieu où commence cette ébullition. Par suite de la réduction progressive de la charge hydrostatique, la température d'ébullition tombe de t_5 à t_6 .

On admet couramment que l'écart de température est égal à $(t_2 - t_6)$. Le fait de négliger la surchauffe de la vapeur ainsi que le réchauffage du liquide d'alimentation, est assez sujet à caution, mais presque tous les coefficients d'échange ont été déterminés sur ces bases.

2-4. Ecart de température apparent et coefficient apparent.

Dans la pratique courante, il est plus facile et plus précis de mesurer la pression de la vapeur que sa température (un manomètre est lisible facilement de loin, il n'est pas influencé par les sources d'erreurs que sont la surchauffe de la vapeur ou le refroidissement des condensats).

Il est donc devenu d'usage courant de calculer la température de chauffage, d'après la pression de la vapeur, par les tables de correspondance.

De même, on calcule la température du liquide en ébullition d'après la pression de la vapeur émise par le liquide.

Remarque :

Pour déterminer la température, connaissant la pression de la vapeur saturée, on se reportera utilement aux tables de KOCH données dans les volumes "Mécanique et chaleur" en B50 (Thermodynamique).

Où en est donc venu à adopter une valeur arbitraire de l'écart de température, évaluée d'après la pression de chauffage et la pression de vapeur émise, que l'on appelle "Ecart apparent de Température".

Le coefficient de transmission calculé d'après cet écart apparent de température s'appelle "Le coefficient apparent".

2-5. Effet de la hauteur du liquide :

On peut s'étonner du fait que l'effet de la hauteur de liquide et celui de la pression hydrostatique en résultant soient négligés, surtout pour des évaporateurs à long tubes verticaux. En réalité, la pression exercée sur la partie inférieure du tube n'est pas, dans le cas de l'évaporateur classique, la hauteur du tube plein de liquide.

En effet, du fait de l'évaporation, c'est une émulsion de liquide et de vapeur que l'on trouve dans les tubes d'un évaporateur et, du fait de la faible densité de cette émulsion, l'effet de la pression hydrostatique est effectivement négligeable.

Pour certains évaporateurs à circulation forcée, dans lesquels l'ébullition ne se produit pas au contact des tubes d'échange, la pression hydrostatique ne peut pas modifier la température d'ébullition du liquide.

2.6. Calcul de la surface d'échange :

Le calcul de la surface d'échange sera fait d'après la formule fondamentale :

$$S = Q / (K \cdot \Delta t)$$

La quantité de calories Q à transmettre pour réaliser l'évaporation peut se décomposer comme suit :

a/ - Chaleur sensible nécessaire pour amener les solutions d'alimentation à leur température d'ébullition.

b/ - Chaleur nécessaire à la vaporisation du solvant (généralement de l'eau) à la température d'ébullition considérée.

Dans la plupart des cas, la chaleur nécessaire à la vaporisation est de loin la plus importante.

c/ - Chaleur de concentration des solutions.

d/ - Chaleur de cristallisation des produits solides formés par l'évaporation.

e/ - Les pertes par purges, par radiation et pertes diverses.

f/ - Surchauffe de la vapeur : si l'élevation du point d'ébullition est importante (plus de 3°C) il faudra tenir compte du fait que la vapeur quitte le liquide à la température d'ébullition de ce dernier, c'est à dire surchauffé.

Enfin, la quantité d'eau à évaporer pour 1000 kg de solution d'alimentation est donnée par la formule :

$$E = 1000 \left(1 - \frac{P_1}{P_2} \right)$$

avec E (kg) = quantité d'eau évaporée

P_1 (%) = concentration dans l'alimentation.

P_2 (%) = concentration dans la solution concentrée.

Le coefficient de transmission global est très difficilement calculable.

NB : Une méthode de calcul qui semble valable : à circulation forcée.

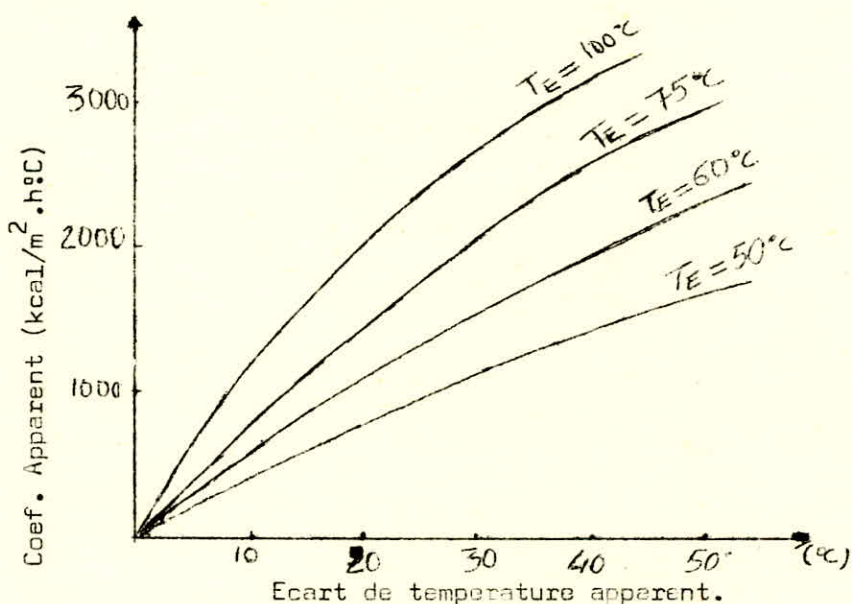
Il est généralement choisi par expérience, ou par comparaison à des cas similaires, ou encore par extrapolation des résultats d'une installation pilote.

Le coefficient de transmission choisi tiendra compte des entartrages éventuels susceptibles de réduire la productivité de l'appareil.

Ce coefficient d'échange est extrêmement variable d'un type d'appareil à un autre et dépend des conditions d'exploitations.

a) L'écart de température : sera choisi en fonction soit des conditions locales (pression de vapeur fixée à la chaudière ou à l'échappement de turbines), soit de l'appareil choisi :

évaporateur sous vide ou sous pression simple effet ou multiple effet. L'écart de température influe notablement sur le coefficient de transmission, ainsi que la température d'ébullition de la solution, comme le montrent les essais publiés par BADGER et SHEPARD, et résumés par les courbes de la figure 2.



Ces courbes ont été déterminées dans un évaporateur du type à panier de 760 mm de diamètre et 1,20 m de long.

Le liquide évaporé était de l'eau.

La figure 2 nous donne le coefficient de transmission en fonction de l'écart de température et de la température d'ébullition T_E.

b) Variation du coefficient de transmission avec l'écart de température :

On constate à la lecture des courbes de la figure 2 que le coefficient de transmission augmente avec l'écart de température.

Ce qui est dû, selon toute vraisemblance, à l'augmentation de la turbulence du liquide en ébullition, donc de la vitesse du liquide par rapport à la surface d'échange.

Remarques :

Au-delà d'un certain écart de température on voit généralement le coefficient de transmission diminuer. Ceci résulte du fait que la couche de liquide, au-delà d'une certaine vitesse, n'est plus continue le long de la surface d'échange. Celle-ci se trouve donc être moins bien utilisée.

L'importance de ce phénomène est d'autant plus grande que le coefficient de transmission est plus élevé. On doit donc choisir un écart de température qui permette d'obtenir un coefficient de transmission élevé sans que celui-ci ne diminue à cause de ce phénomène.

L'ecart de température t optimal serait celui qui donne le coefficient de transmission maximal, c'est à dire celui qui assurerait la vitesse maximale du liquide par rapport à la surface d'échange, tout en assurant la continuité de la veine liquide.

Pour déterminer ce t optimal, il faudrait tenir compte : de la longueur des tubes et de leur diamètre, de la quantité de liquide évaporé par rapport à la quantité de liquide alimenté et de la tension superficielle du liquide.

En pratique, la nécessité d'une certaine standardisation du matériel, et le fait que l'ecart de température est le plus souvent imposé par les conditions locales, imposent au constructeur de l'éloigner souvent de ce point optimal.

c/ Simple effet et multiple effet :

Definition : l'évaporateur classique est chauffé par de la vapeur qui se condense sur une surface d'échange et celui-ci transmet les calories correspondant à la chaleur de vaporisation à la solution en ébullition qui se trouve de l'autre côté de la surface d'échange. La solution émet à son tour de la vapeur qui peut :

- i) - être condensée dans un condenseur (simple effet).
- ii) - être utilisée au chauffage d'un autre évaporateur identique au premier et fonctionnant à une température inférieure (multiple effet).

On peut ainsi associer en série un nombre théoriquement illimité d'évaporateur pour former un multiple effet.

Pratiquement le nombre d'effet est limité par la pression de la vapeur initiale de chauffage par des problèmes de construction et par la température d'ébullition de la solution sous la pression choisie.

Le nom de multiple effet a été donné à ce type d'appareil parce que la vapeur initiale (vapeur de chaudière) accomplit plusieurs fois son effet.

De la définition du multiple effet, il résulte que :

- Seul le circuit de vapeur permet de connaître le nombre d'effet d'un évaporateur.
- Les différents effets sont normalement numérotés dans le sens du circuit de vapeur, compte non tenu du mode de circulation adopté pour le liquide.

NB :

Par exemple si une solution est concentrée successivement dans deux appareils chauffés tous deux à la vapeur de chaudière, on aura affaire à deux simples effets et non à un double effet.

D - Evaporation sous vide :

Quand on dispose d'eau suffisamment froide, il est facile de condenser à une température de 50 °C par exemple (c'est à dire sous vide) la vapeur d'évaporation d'un évaporateur.

L'ébullition sous vide est utilisée pour deux raisons principales :

a - La première est que, pour une pression de vapeur donnée, l'écart de température est plus grand, ce qui permet soit d'augmenter la capacité de l'évaporateur, soit de doter l'évaporateur d'un plus grand nombre d'effets et de réduire aussi la consommation de vapeur.

Ceci peut permettre aussi de réduire la pression de chauffage.

b - La seconde raison motivant l'emploi du vide est la possibilité d'évaporer des solutions qui se détérioreraient à haute température.

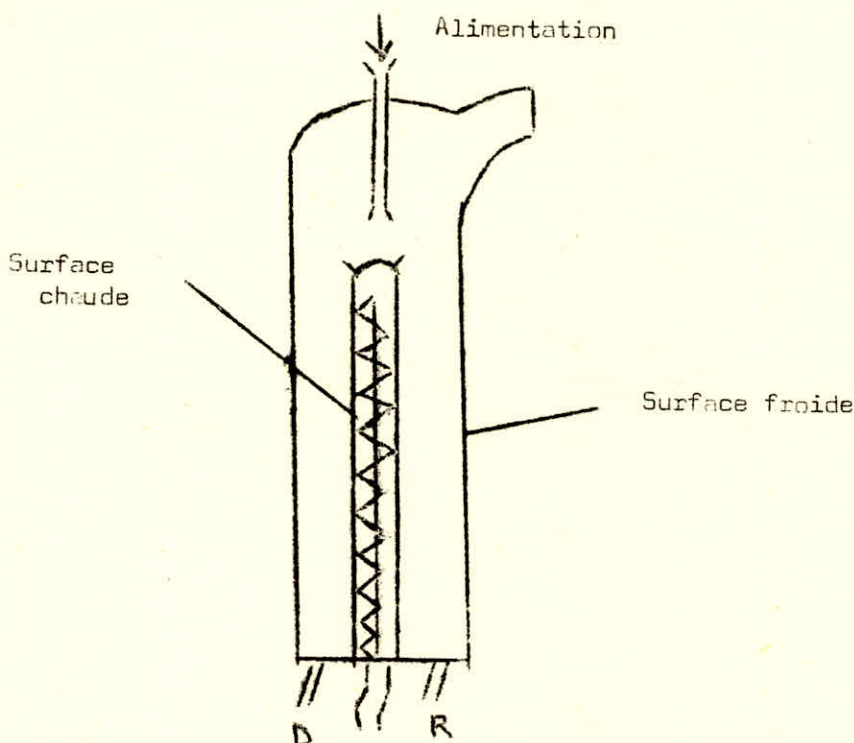
Tous les évaporateurs classiques peuvent être utilisés normalement sous vide sous réserve que soit assurée l'extraction, soit par pompe, soit par colonne barométrique, des concentrats et des distillats.

1 - Description et Fonctionnement :

Les appareils à film tombant sont constitués essentiellement par une surface cylindrique chauffée sur laquelle ruisselle le produit à distiller; le distillat est recueilli sur une surface cylindrique coaxiale refroidie.

Bien souvent l'appareil comporte un cylindre chauffé électriquement et à la surface extérieure duquel le produit est alimenté; dans ce cas le distillat est recueilli sur la surface intérieure d'un cylindre coaxiale de plus grand diamètre refroidi extérieurement si nécessaire.

La figure suivante représente le principe d'un appareil à film tombant :



Le produit distillé s'écoulant en D est généralement dirigé par simple gravité vers un ou des réservoirs maintenus à la même pression que l'appareil lui-même, le produit non distillé (résidu) repris en R peut être renvoyé par une pompe au sommet de l'appareil de façon à réaliser plusieurs passages successifs avec élévation éventuelle de la température; dans ce cas, on peut, par un jeu de robinets envoyer le produit distillé vers l'un ou l'autre réservoir de stockage.

2 - AVANTAGES :

L'évaporation dans les appareils à film tombant a beaucoup d'avantages; le produit est chauffé pendant une courte période; le produit n'est pas surchauffé; l'efficacité de transfert de chaleur est grande; c'est pourquoi ces appareils sont largement utilisés dans le cas d'évaporation des liquides alterables par la chaleur (thermosensible).

3 - Inconvénients :

Ils proviennent essentiellement de ce que le liquide ruisselant sur la paroi cylindrique ne couvre pas toute la surface, surtout au cours d'évaporation des liquides visqueux et épais; c'est pourquoi, en vue d'éliminer ces inconvénients les appareils à film Tombant modernes comportent, presque toujours, un dispositif supplémentaire - le système rotatif.

Un agitation rotatif placé coaxiale, répartit le liquide alimenté et assure le recouvrement total de la surface, et même il la renouvelle en continu; cet agitateur est formé de lames verticales tournant à une fraction de millimètre de distance de la paroi cylindrique, ou bien, il comporte des patins articulés frottant sur cette surface cylindrique.

4 - Critères de choix :

Différents types d'échangeurs peuvent être employés pour réaliser l'ébullition d'un liquide. Le choix des bouilleurs est lié au problème d'économie, d'encroûtement ou de corrosion.

Aussi, pour choisir un type d'appareil, il est nécessaire de définir les critères permettant son choix.

on citera :

- La sécurité de fonctionnement
- la simplicité du contrôle et de la régulation.
- la résistance à la pression ou au vide.
- la facilité d'entretien.

La littérature (6) nous fournit les critères suivants :

Critères de choix des bouilleurs et de l'évaporateur à film tombant

Caractéristiques	Bouilleur			vertical sans recirculation	Evaporateur à film tombant
	vertical à recirculation	horizontal à recirculation	horizontal à faisceau immersé		
Coefficient d'échange K.....	élevé	élevé	faible	faible	très élevé
- avec l'eau					
$W/(m^2.K)$;	1200 à 2300	1200 à 1700	900 à 1400	900 à 1200	2300 à 3500
(kcal/(m ² .h.K)	1000 à 2000	1000 à 1500	800 à 1200	800 à 1200	2000 à 3000
- avec les fluides organiques					
$W/(m^2.K)$	350 à 800	350 à 600	250 à 700	250 à 700	800 à 1400
kcal/(m ² .h.K)	300 à 700	300 à 500	200 à 600	200 à 600	700 à 1200
Temps de séjour	moyen	moyen	élevé	grand	faible
Résistance à l'encrassement.....	bonne	bonne	mauvaise	moyenne	bonne

I/ - Composition et salinité de l'eau de mer :

L'eau de mer est un liquide dont la composition est extraordinairement variée, puisqu'on y trouve une cinquantaine de corps simples, dont certains, il est vrai, ne sont présents qu'à l'état de traces.

L'énumération de ces corps simples va de l'hydrogène, de l'oxygène, du chlore et du sodium - dont les pourcentages en poids sont prédominants - au magnésium, au calcium, au potassium, au soufre, au brome, au cobalt, au radium, au cuivre, à l'or, au nickel, au fer, au phosphore, à l'iode, à l'uranium, et à beaucoup d'autres corps qui n'existent dans l'eau de mer qu'en quantités infimes.

Mais c'est la teneur de l'eau de mer en sels qui nous intéresse ici. Le sel prédominant est le chlorure de sodium (environ 27g/l). Il y a aussi du chlorure de magnésium (environ 3,8 g/l), du sulfate de magnésium (environ 1,7g/l) de sulfate de calcium (environ 1,3 g/l), du sulfate de potassium (environ 0,8 g/l), du carbonate de calcium (environ 0,1 g/l); Ce dernier est d'ailleurs sous forme de bicarbonate soumis à l'équilibre carbonique.

Il y a aussi du bromure de magnésium (environ 0,08g/l). En additionnant les teneurs ci-dessus, on trouve environ 35 grammes de sels par litre, mais en réalité il faut considérer que, d'une façon générale, l'eau de mer contient de 35 à 42 g/l de sels minéraux dissous, la salinité étant différente selon les mers.

La salinité de diverses mers, en grammes par litre, est la suivante :

Mer Méditerranée	: de 36 à 39
Mer Rouge	: environ 40
Océan Indien	: 35,5
Océan Atlantique	: 36
Mer Baltique	: en Moyenne 7

Si l'on considère les mers fermées, on trouve 13 dans la mer Caspienne, et par contre la teneur considérable de 270 dans la Mer Morte.

Dans une même mer, d'ailleurs, la salinité diffère d'un point à un autre. Dans la Méditerranée, près du détroit de Gibraltar elle est de 36g/l; Le long des côtes orientales de la Corse et de la Sardaigne, ou dans la Mer Ionienne, ou encore le long des côtes de L'ALGERIE, elle est de 38g/l, pour atteindre 39g/l dans la zone voisine de L'ASIE Mineure; Mais, dans le nord de la Mer Adriatique, l'apport des fleuves fait descendre la salinité à 23 g/l.

II/ - Divers Procédés de dessalement :

En tenant compte de la forme, ou phase (vapeur, solide ou liquide) sous laquelle l'eau douce est séparée, on distingue :

- 1 - Les procédés qui font intervenir un changement de phase (distillation, congélation, extraction par formation d'hydrates solides)
- 2 - Les procédés utilisant des membranes faites de feuilles de matières plastiques (electrodialyse, Osmose inverse, procédé Osmo-ionique);
- 3 - Les procédés agissant sur les liaisons chimiques (échange d'ions extracteurs par solvants selectifs.).

La distillation avec apport d'énergie Thermique comprend, d'une part, la distillation à multiples effets, notamment avec des évaporateurs dit à longs tubes verticaux à film Tombant; d'autres part, la distillation avec vaporisation instantanée en étages multiples.

Ce dernier procédé prend une importance considérable, car il est appliqué dans les plus grandes usines de dessalement existantes ou projetées.

Quantité pratique d'énergie nécessaire pour le dessalement :

Le seul exemple suivant donne une idée de l'écart considérable qui peut exister entre les pertes d'une installation de dessalement et la quantité minimale d'énergie nécessaire.

D'après le calcul qui a fait M. CYRIL GOMELLA (8) on suppose qu'une installation produise 1 m^3 d'eau douce pour 2 m^3 d'eau salée traitée (taux de production égal à 50 %) et que les effluents - c'est à dire la saumure et l'eau douce extraite - sorte à une température supérieure de 6°C à celle de l'eau brute d'alimentation. La perte thermique, par mètre cube d'eau douce extraite, et alors de 12000 kcal, équivalent à $13,9 \text{ kwh/m}^3$.

S'il s'agit de dessalement d'eau de mer, on voit que cette perte, à elle seule, est plus de 10 fois plus grande que la quantité théorique d'énergie nécessaire; elle elle serait plus de 80 fois plus grande que la quantité théorique d'énergie nécessaire si le taux de production était seulement de 10 %.

III La Distillation avec apport Artificiel d'Energie.

3 - 1 Generalites :

La distillation de l'eau, avec apport artificiel de la chaleur ou énergie, nécessaire, est un vieux procédé qu' Aristote a déjà décrit pour l'obtention d'eau douce à partir d'eau salée.

Dans les installations modernes, c'est le même principe simple qui est appliqué, bien que les appareillages soient très complexes. En fournissant de l'énergie, on vaporise une partie de l'eau salée à traiter ; puis en condensant la vapeur produite on obtient de l'eau pure, tandis que les sels se trouvent concentrés dans la Saumure qu'il reste à évacuer.

L'opération de distillation comporte ainsi une vaporisation, le transfert de la vapeur d'eau vers un condenseur, la condensation et, de plus, l'extraction de la chaleur libérée par la condensation.

Dans les distillations modernes, la température de travail se trouve dans quelques cas aux environs de 95°C, mais atteint le plus souvent 120° ou 125°C. Aux U.S.A des essais sont effectués jusqu'à 150°C et au delà (1) .

L'eau douce ainsi obtenue a une salinité toujours largement inférieure à 100 mg/l, et généralement de l'ordre de 50 mg/l. Elle doit être reminéralisée quand elle est destinée à la boisson.

REMARQUES :

a/ Applications industrielles probables de l'eau douce ainsi obtenue :

- batteries de voiture
- radiateurs
- industrie pharmaceutiques

b/ Utilisation en Agriculture :

On peut prédire une utilisation économique à faible échelle de l'eau douce obtenue par dessalement de l'eau de mer pour l'irrigation; cas exceptionnels mais qui existent de nos jours.

L'Utilisation économique à grande échelle dans le monde apparaît comme impossible vu les conditions économiques actuelles dans le monde.

3 - 2 La Distillation à Simple Effet : (Fig. 1)

Une circulation de vapeur permet de chauffer dans un évaporateur l'eau salée, qui s'évapore sous une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique.

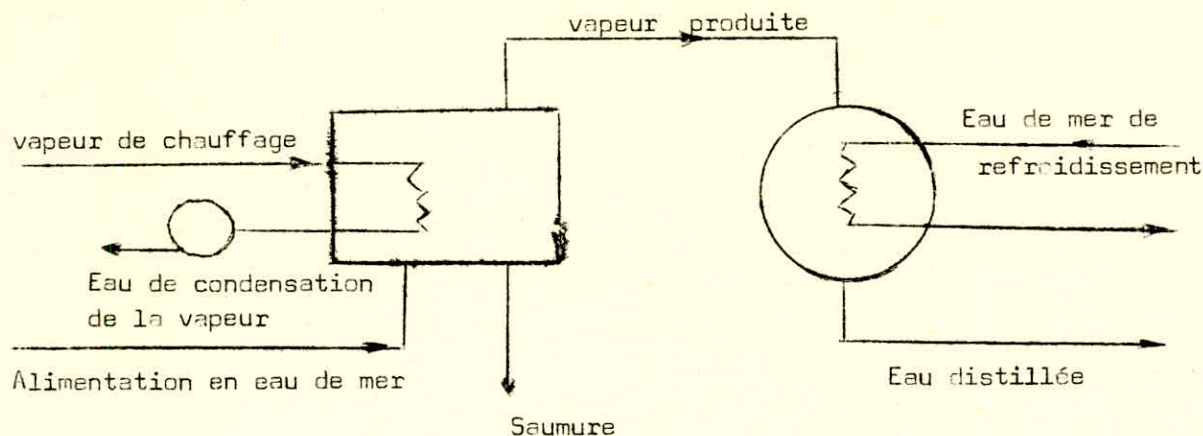


FIG.1 - Schema du procédé de distillation à Simple Effet.

3 - 3 La Distillation à effets multiples :

Pour augmenter le rendement de l'opération, il y a intérêt à récupérer la chaleur libérée par la condensation et à l'utiliser comme chaleur d'apport pour une nouvelle distillation.

Autrement dit, on recycle ainsi de la chaleur qui, sans cela, serait perdue.

On réalise alors plusieurs effets en cascade. La vapeur produite par un premier évaporateur est condensée dans un second évaporateur qui donne de la vapeur à plus faible pression, et ainsi de suite. Au dernier stade, la chaleur résiduelle est récupérée et utilisée pour le pré - chauffage de l'eau brute à traiter.

3 - 4 La Vaporisation Instantanée :

Dans une seconde solution, qui est celle de la vaporisation instantanée, l'eau salée préchauffée se vaporise dans une enceinte où la pression est maintenue en-dessous de la tension de vapeur correspondant à la température de l'eau à l'entrée de l'enceinte. Une partie de l'eau se transforme ainsi en vapeur, qui est dirigée vers un condenseur.

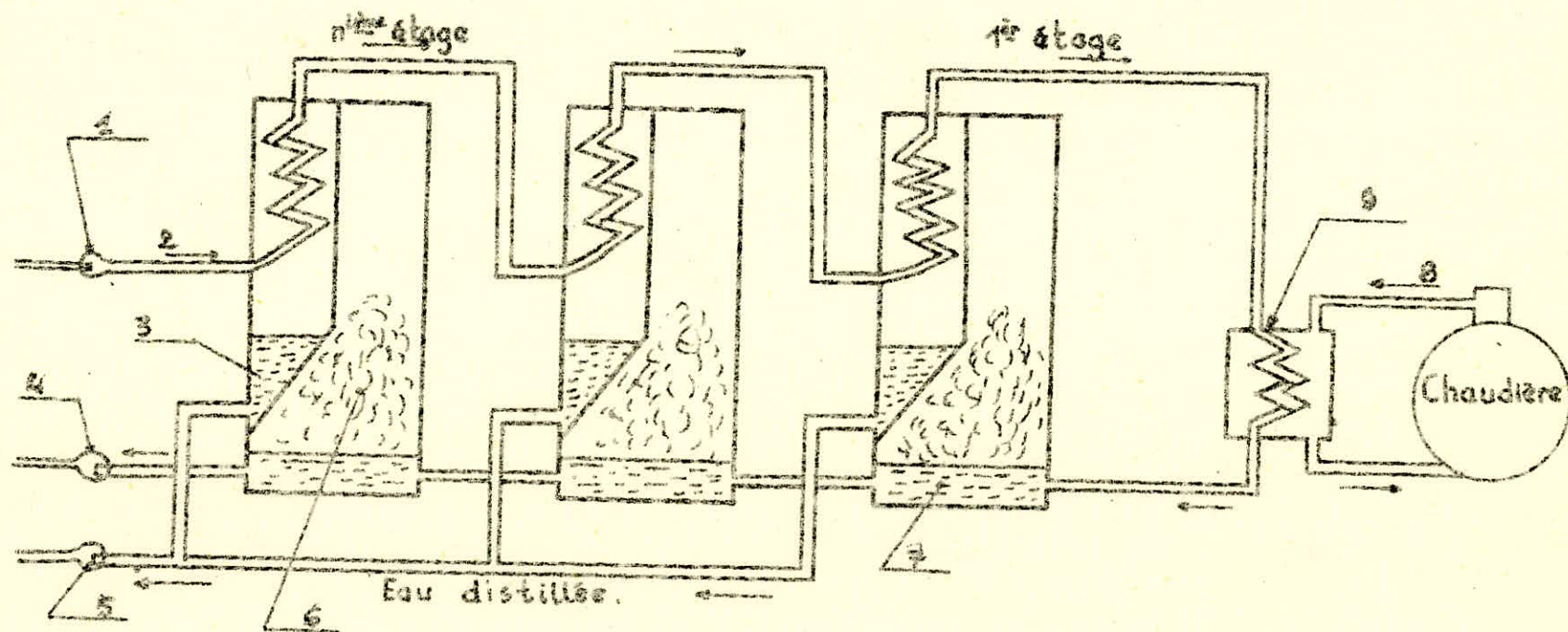
Ce procédé fonctionne à température relativement basse et cela le rend apte, en particulier, à l'utilisation directe de chaleur dégradées. De plus, il convient très bien aux grandes usines, d'une production de plusieurs dizaines ou centaines de milliers de m^3/j et bien **d'avantage** encore.

Mais il convient bien aussi pour des productions faibles, de l'ordre de 3000 m^3/j . On peut même envisager des productions plus faibles, de quelques dizaines ou centaines de m^3/j .

i) - Principe de la vaporisation instantanée par détente :

Quand une enceinte contient de l'eau saline à une certaine température, si la pression dans l'enceinte est abaissée à un point tel que la température de l'eau soit plus élevée que celle à laquelle l'eau et la vapeur sont en équilibre à cette pression, il se produit instantanément une vaporisation pour rétablir l'équilibre.

PRINCIPE DE LA DISTILLATION AVEC VAPORISATION INSTANTANÉE EN ETAGES MULTIPLES (OU PAR DÉTENTES SUCCESSIVES)



1. Pompe d'alimentation en eau de mer froide.

2. Eau de mer.

3. Eau distillée.

4. Pompe d'extraction de saumure.

5. Pompe d'extraction d'eau distillée

6. Vaporisation instantanée.

7. Saumure à concentration croissante et température décroissante.

8. Vapeur de chauffage.

9. Réchauffeur.

La chaleur latente de vaporisation est fournie par l'eau saline elle-même, de sorte qu'il s'agit non pas d'une ébullition à température constante, mais d'une extraction de vapeur sous pression constante d'une eau salée qui se refroidit lors de la vaporisation.

ii) - Description et fonctionnement de l'installation :

(voir schéma de principe page 21.;).

L'eau saline à traiter est d'abord chauffée sous pression, sans évaporation, puis introduite dans les cellules sous vide partiel où elle circule successivement.

Dans ces cellules la pression et la température décroissent d'une cellule à l'autre, et il regne un vide passé dans la dernière cellule. La circulation se fait de cellule en cellule sous l'influence du gradient de pression.

A chaque étage, de la vapeur est produite par détente et va se condenser à la partie supérieure au contact d'un faisceau tubulaire dans lequel l'eau d'alimentation circule. Celle-ci progressivement réchauffée de cellule en cellule, est portée à la température maximale désirée par passage dans un réchauffeur d'appoint; de là, elle est introduite dans la cellule de tête de l'unité de distillation.

Chap. V

La Distillation avec Evaporateurs à longs Tubes
verticaux (ou à film vertical descendant).

5 - 1 Principe :

Le type d'évaporateur à longs tubes verticaux (L.T.V) et film liquide descendant est ancien, mais est considéré comme très valable pour le dessalement de l'eau, à condition d'employer un grand nombre d'effets. La société KESTNER a été le précurseur de ce procédé.

(voir schéma de principe page 24.).

Dans ce procédé, la vapeur de chauffage est envoyée dans un premier évaporateur et arrive autour d'un faisceau tubulaire vertical, dans lequel est introduite par le haut de l'eau de mer préchauffée par l'eau douce produite. Cette eau de mer forme un film sur la paroi intérieure de chaque tube et entre en ébullition en descendant dans les tubes.

L'eau non évaporée sort de l'évaporateur sous forme de saumure, cette dernière est pompée vers le sommet de l'évaporateur suivant, où le même processus se reproduit sous une pression légèrement plus faible. C'est la vapeur du premier effet qui constitue la source de chaleur du second effet, et ainsi de suite?

Dans chaque évaporateur, la condensation de la vapeur autour du faisceau tubulaire donne de l'eau douce.

5 - 2 Comparaison, au point de vue économique, de ce procédé avec celui de la distillation avec vaporisation instantanée :

Certains considèrent que les surfaces d'échange pourraient être moins grandes que dans le cas de la distillation avec vaporisation instantanée.

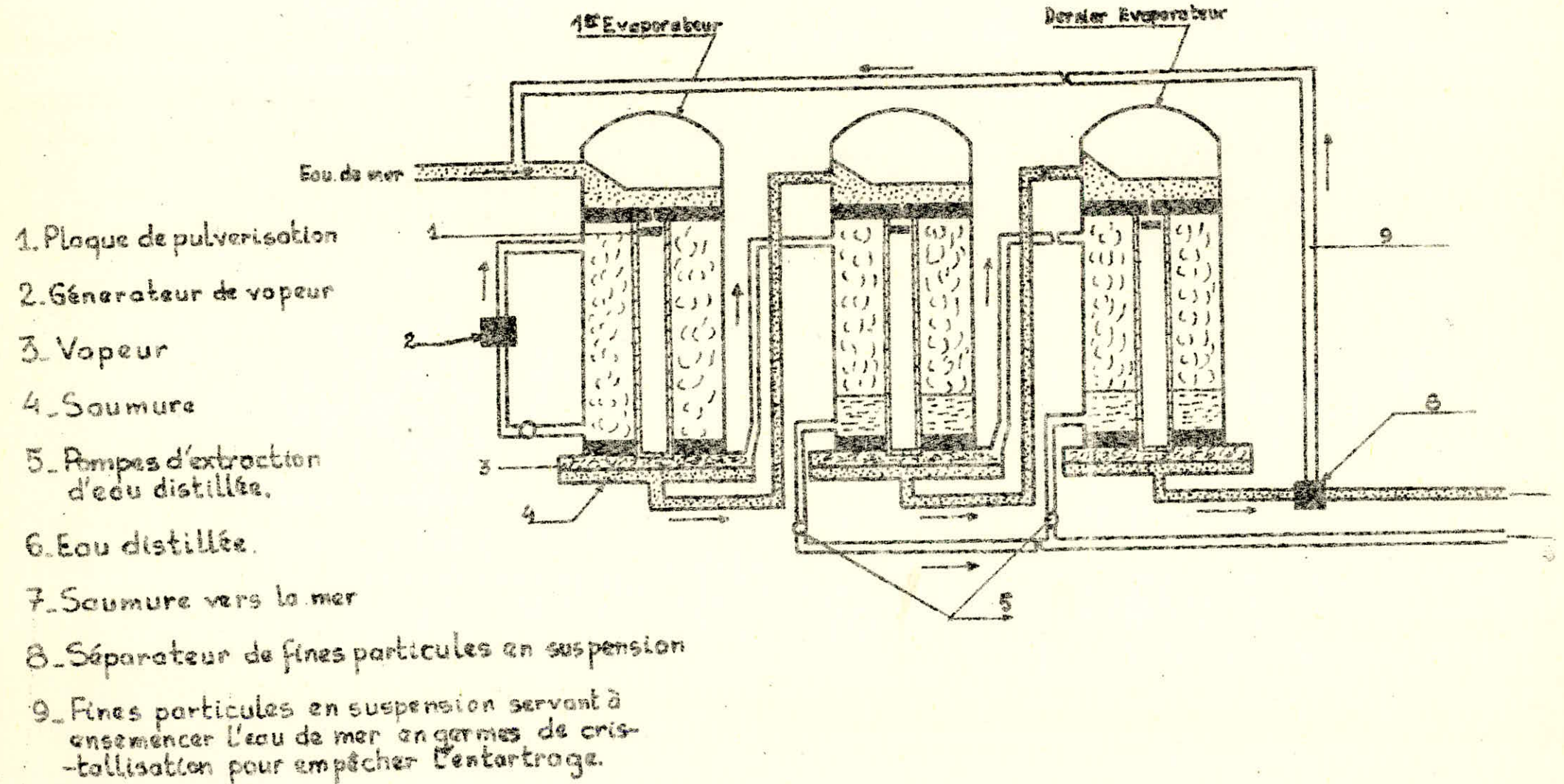
Avec les évaporateurs à longs tubes verticaux, l'appareillage est plus sensible à l'entartrage et l'exploitation est un peu plus coûteuse; d'ailleurs il existe une limitation de température à 120° ou 125°C pour le premier effet, cette limitation étant imposée par la protection contre l'entartrage. Finalement, le prix de revient de l'eau douce serait sensiblement le même avec les deux procédés, affirment certains spécialistes.

- Les Usines - Pilotes :

* Aux U.S.A : à Freeport (Texas) : La seule installation importante de ce type mise en service en 1961.

Elle est à douze effets et a une capacité de production de 3600 m³/j.

PRINCIPE DE LA DISTILLATION A MULTIPLES EFFETS AVEC EVAPORATEURS A LONGS TUBES VERTICAUX.



* L'Usine-Pilote de Schevchenko (U.R.S.S), sur la mer Caspienne, pratique la distillation L.T.V, à quatre effets, avec une capacité de production de 15 000 m³/j.

La temperature à l'entrée du 1^{er} étage est de 115°C.

Aux U.S.A (Texas) :

Pour 220 t/h d'eau de mer introduite, on obtient 160 t/h d'eau distillée et l'on évacue 60 t/h de saumure.

La consommation d'énergie est d'environ 66 kwh/m³.

5 - 3 Valeur Economique de la distillation avec Evaporateurs à L.T.V :

Il ne s'agit dans ce qui suit que d'indications generales et approximatives, avancées sous certaines reserves, les sociétés specialisées devant être consultées sur les prix dans chaque cas particulier.

a/ - Coûts de premier établisse ent des installations de distillations

Dans les tableaux qui suivent, la conversion des dollars en Francs a été faite sur la base arrondie de un dollar pour cinq Francs.

Les coûts ci-après, par m³/j installé, ne sont que des ordres de grandeurs et correspondent aux conditions économiques de la periode 1965 - 1967 aux Etats-Unis. Ils s'entendent pour des installations autonomes (c'est à dire produisant toute l'énergie dont elles ont besoin), exécutées aux Etats - Unis et les travaux de genie - Civil etant inclus.

Pour les Usines mixtes (production d'électricité et de distillation d'eau de mer) les prix ne concernent que les installations de distillation.

Tableau des differents coût d'installation :

Tailles des installations	Coût des installations de distillations par m ³ /j installé
- Petites installation (production de l'ordre de 3800 M ³ /j).....	2200 à 1400 F
- Installations de 7500 m ³ /j (exemple : Usine d'universal à une seule fin, en 1967)	1580 F
- Installations moyennes (production de 50.000 à 200.000 m ³ /j.....	1350 à 1100 F
- Grandes installations mixtes projetées, productions de 200 000 à 600 000 m ³ /j....	
- Tres grandes installations mixtes projetées (600.000 m ³ /j et au - delà).....	1000 à 900 F

Le coût des installations par m^3/j installé diminue donc sensiblement quand la capacité de production augmente.

Il faut ajouter que lorsque le coefficient d'efficacité ou taux de performance de l'installation augmente, le capital investi augmente presque dans le même rapport (1.) Page 229).

Remarque :

Pour une usine à une seule fin, avec évaporateurs à longs tubes verticaux, d'une capacité de production de $3800 m^3/j$. Le coût des premiers établissements aux U.S.A est passé, de 1963 à 1968, de 2630 à 2040 F par m^3/j installé.

Un constructeur américain, indiquait en 1964, pour des installations de distillation à longs tubes verticaux et à film descendant, à 12 effets, les coûts figurant dans le tableau, (ces coûts excluant le prix du terrain, la prise en mer et la conduite d'amenée, les chaudières et les filtres, ainsi que les transports et les assurances).

Le coefficient d'efficacité est égal à 10,6. Mais dans de telles installations, le nombre des effets peut varier de 8 à 16, selon le coefficient d'efficacité désiré; et bien entendu le coût varie en conséquence.

Indiquons encore que, pour une usine de distillation de $150.000 m^3/j$ associé à une centrale électrique de 125 000 KW, avec emploi de combustible fossile, on prévoyait aux états - Unis en 1966 un investissement total, pour les installations de distillation, de 40.000.000 dollars, ou 200.000.000 F, soit 1340 F par m^3/j installé.

Installation de distillation avec Evaporateur L.T.V.	capacité de production	
	6000 m^3/j	57 000 m^3/j
	(F)	(F)
- Evaporateurs.....	4150.000	20550.000
- Autres équipements.....	1370.000	4730.000
- Montage et mise en route.....	1780.000	6100.000
- Fondations.....	500.000	2650.000
- Bénéfice de l'entrepreneur.....	550.000	1350.000
Total :	8350.000 =====	35380.000 =====
	(soit 1390 F par m^3/j installé)	(soit 620 F par m^3/j installé).

b/ - Prix de revient de l'eau dessalée :

Compte tenu des prévisions de l'office of Saline water et de l'Agence Internationale de l'Énergie Atomique, on pouvait ces dernières années admettre les chiffres suivants, correspondant aux conditions économiques de la période 1964 - 1967 aux États - Unis.

- Petites installations (production de l'ordre de 3800 m³/j) :

1,65 à 1,30 F/m³.

- Installation de 10.000 m³/j (exemple ; Usine à une seule fin de Key West, en Floride) : 1,20 F/m³ en 1967;

- Installations moyennes de l'ordre de 25 000 à 35 000 m³/j :

1 à 0,75 F/m³

- Très grandes installations projetées (600.000 m³/j et au delà) :

0,45 à 0,30 F/m³ (prix considérés en 1968 comme trop optimistes; le prix revient prévu maintenant avec l'usine du Metropolitan Water District de Californie devant atteindre 0,50 à 0,40 F/m³).

Remarques :

Il faut remarquer que la comparaison des prix de revient, d'une région à une autre, est tendue délicate par les différences de coût du combustible, comme par bien d'autres facteurs.

5 - 4 / La corrosion dans les installations de distillation et le choix des matériaux :

La corrosion des métaux dans ces installations dépend notamment de la température, du pH de l'eau, de sa teneur en oxygène, en acide carbonique libre, en matières organiques. Les micro-organismes, les hétérogénéités de surface peuvent aussi jouer un rôle. De nombreuses études ont été faites sur la résistance des métaux aux eaux saumâtres ou à l'eau de mer. L'acier ne peut pas toujours être éliminé d'office; il est possible d'utiliser certains aciers inoxydables; l'aluminium n'est pas corrodé très rapidement par l'eau de mer. On emploie avec succès du bronze d'aluminium, du cupro-nickel ou du bronze à forte teneur en étain.

En définitive, pour les évaporateurs et les échangeurs de chaleur on utilise actuellement les alliages de cuivre et d'aluminium, ainsi que le cupro-nickel. La fonte austénitique est utilisée pour les pompes et les robinets - vannes.

5 - 5 La lutte contre l'entartrage dans les installations de distillation .

Au cours de l'opération de distillation d'une eau saline contenant des carbonates et des bicarbonates, par suite de l'augmentation de la température, les bicarbonates sont décomposés et il se produit une ~~hydrolyse~~ des carbonates.

Puis, sur le tartre ainsi formé des hydroxydes se déposent. En outre, si la température s'élève encore, ou bien si, par suite de la vaporisation, les concentrations de saturation des sulfates alcalino-terreux sont atteintes, un tartre formé de sulfates et très dur se dépose à son tour.

Le tartre produit par l'eau de mer est formé de carbonate de calcium, d'hydroxyde de magnésium et de sulfate de calcium.

Il existe divers procédés permettant d'éviter les dépôts de tartre : introduction de chlorure ferrique dans l'eau de mer, addition d'acide sulfurique, de polyphosphate, ensemencement de l'eau brute avec de petits cristaux tels que grains de silice, de gypse, de calcaire, de magnésie, etc., dont les surfaces constituent des surfaces auxiliaires pour les dépôts.

Si les températures sont supérieures à 90°C, le traitement jusqu'à présent le plus efficace est celui du contrôle du pH grâce à une injection d'acide sulfurique, qui déplace les sels alcalino-terreux; l'agressivité due à l'acide carbonique libéré est ensuite corrigée grâce à une injection de soude; mais dans ce cas encore, il faut rester en dessous de la limite de précipitation de sulfate de calcium.

Une solution originale, aboutissant à une production d'engrais, est proposée par la société Américaine W.R Grace and Co pour éviter l'entartrage. Pour cela, on fait une addition continue, à l'eau de mer, d'acide phosphorique et d'ammoniac. On obtient des produits fertilisants, qu'on sépare de l'eau, celle-ci contenant alors moins de 1 % de magnésium et 5 % du calcium présents dans l'eau de mer initiale. Cette séparation se fait facilement par decantation.

L'eau de mer ainsi traitée peut alors être chauffée jusqu'à 200° ou 300 °C et concentrée jusqu'à saturation en chlorure de sodium sans formation de tartre. On peut ainsi évaporer 90 % de l'eau de mer introduite dans l'installation, ce qui réduit le débit d'eau à faire circuler et donc la consommation d'énergie.

I) Generalités :

L'énergie solaire est une énergie rayonnante de courte longueur d'onde (0,17 à 4 microns). Son maximum d'intensité se situe dans les rayons visibles et correspond à la longueur d'onde de 0,47 microns.

On appelle constante solaire la quantité de chaleur que le soleil envoie, par centimètre carré et par minute, à travers une surface normale aux rayons située hors de l'atmosphère terrestre, à la distance de la terre au soleil. La valeur moyenne de cette constante est de $1,94 \text{ cal/cm}^2 \cdot \text{mn}$, soit $1,35 \text{ kw/m}^2$.

On désigne sous le nom de radiation globale l'ensemble de la radiation d'origine solaire qui parvient au globe sur une surface horizontale. Elle est donc égale à l'ensemble de la radiation solaire directe et de la radiation solaire diffusée par l'atmosphère (c'est à dire provenant du ciel et des nuages). Si l'on adopte, pour les pays chauds, comme valeur de pointe de l'énergie globale environ $14 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{mn}$, on en déduit que la puissance de pointe arrivant au soleil sur la surface terrestre, par bonne insolation, est d'environ 1 Kw/m^2 il faut noter que l'énergie globale varie selon la latitude, la saison, l'heure de la journée, est la nébulosité.

L'énergie solaire parvenant à la surface du globe entretient l'évaporation des eaux, qui absorbe, par kilogramme d'eau, environ 580 kcal, soit 0,7 kwh.

2/ Principe de fonctionnement des installations de distillation solaire.

Le principe du procédé est fondé sur une observation faite par les jardiniers. Dans un châssis de Jardin, fermé et exposé au soleil, la face intérieure du vitrage incliné se garnit de gouttes d'eau provenant de la condensation - au contact de la paroi relativement froide du verre - de la vapeur d'eau dégagée par les plantes enfermées dans le châssis. C'est ce qu'on appelle l'effet de serre.

Il s'agit là d'un procédé qui peut être appliqué non seulement à la distillation des eaux chargées de sels, mais aussi à l'extraction de l'eau de la vase de la terre ou du sable humide, ou encore des végétaux.

Dans ce procédé, les phénomènes qui interviennent sont les suivants. L'énergie rayonnante de faible longueur d'onde traversant le vitrage est adsorbée, en grande partie, par l'eau et le fond du bac (noirci, dans les appareils modernes). Cette énergie est convertie en énergie thermique, et le rayonnement de grande longueur d'onde émis par l'eau et le fond du bac ne peut pas traverser en retour le vitrage. L'eau est échauffée et émet de la vapeur saturante.

La paroi intérieure du vitrage, qui est à température moins élevée que l'air du châssis, saturé de vapeur, joue le rôle de condenseur, plus la température à l'intérieur d'un châssis est élevée, plus il y a de risques de pertes d'énergie par rayonnement; on est donc conduit, pour recevoir le rayonnement solaire, à utiliser des surfaces absorbantes sélectives à faible pouvoir émissif. Dans un distillateur solaire du type verrière, la température de l'eau dépasse rarement 70°C.

3/ Les distillateurs solaires de grandes superficies :

Les distillateurs de grandes superficies tendent aujourd'hui à se développer et il semble souhaitable qu'on envisage plus souvent l'application de ce système dans les régions tropicales ou arides.

Les principes de construction des distillateurs solaires de grandes dimensions de type serre ont été précisés par M. GOMELLA.

La couverture transparente est en verre. Il semble que la limite de longueur d'une goutte d'évacuation de l'eau distillée soit de l'ordre de 30m avec une ~~seule~~ et faible pente par l'écoulement, mais il est possible d'établir des gouttes à double écoulement.

Ajoutons que pour les usages domestiques et notamment la boisson, il est bon que la conduite recueillant l'eau distillée débouche sur un équipement d'aération et de refroidissement de l'eau distillée. De plus, il convient de prévoir des traitements de stérilisation et de désodorisation, l'eau douce produite n'étant pas agréable à l'odorat et au goût (on peut, par exemple, la filtrer sur charbon actif; pour cela il suffit de placer à la sortie d'un distillateur un filtre potabilisateur garni de graviers calcaires et de charbon actif granulé)

- Le distillateur solaire de l'Ouenza, en ALGERIE :

Dans un important centre minier de l'Ouenza, dans l'Est Algérien, on a installé un distillateur solaire couvrant 400 m² et produisant plus de 2 m³/j d'eau distillée destinée à des besoins industriels, mais pouvant aussi être utilisée pour des besoins domestiques. Le coût de cette installation se serait élevé à 30700 dinars (30700 FF), soit 15350 FF par m³/j installé.

4 - Prix de revient de l'eau de dessalée (valeur 1966) :

Pour les années 1969 - 1970 les prix ci-après seraient à majorer d'environ 25 % à 30 % probablement.

1°/ Avec les petits distillateurs :

1,15 à 3F/m³ (en supposant gratuite la main-d'oeuvre familiale d'exploitation et d'entretien).

2°/ Avec les distillateurs de grandes superficies :

3,70 F/m³ à 2,75 F/m³ pour des distillateurs de 900 à 50.000 m².

PARTIE EXPERIMENTALE

Dans cette dernière partie de notre étude, on se propose d'effectuer différentes expériences permettant la mise en évidence de l'influence de différents paramètres (température de chauffe, débit d'alimentation, vitesse de rotation du rotor) sur le fonctionnement de l'évaporateur à film tombant.

I - Description de l'appareillage et fonctionnement :

L'appareillage utilisé est représenté sur le schéma donné en page.

Cette installation comporte :

- Un appareil à film tombant :

Cet appareil est utilisé comme évaporateur ou concentrateur, mais grâce aux avantages qu'il représente, il sert aussi pour le procédé de distillation.

Dans ce système à film tombant, représenté sur la figure, le produit d'alimentation s'écoule avec un débit uniforme sur la paroi chauffée de l'appareil.

Sur cette paroi, le produit y est étalé par un dispositif en rotation en un film très mince qui s'écoule vers le bas.

Ce système rotatif, constitué de trois lames verticales, peut atteindre une vitesse de rotation maximale de 2000 tr/mn. Cette vitesse est réglable à l'aide d'un régulateur. L'appareil permet d'arriver à une surface d'évaporation égale pratiquement à la surface de chauffe, les allures de vaporisation sont extrêmement rapides et ont un temps de passage total très court (de quelques secondes jusqu'à une minute en fonction de l'échelle de l'appareil).

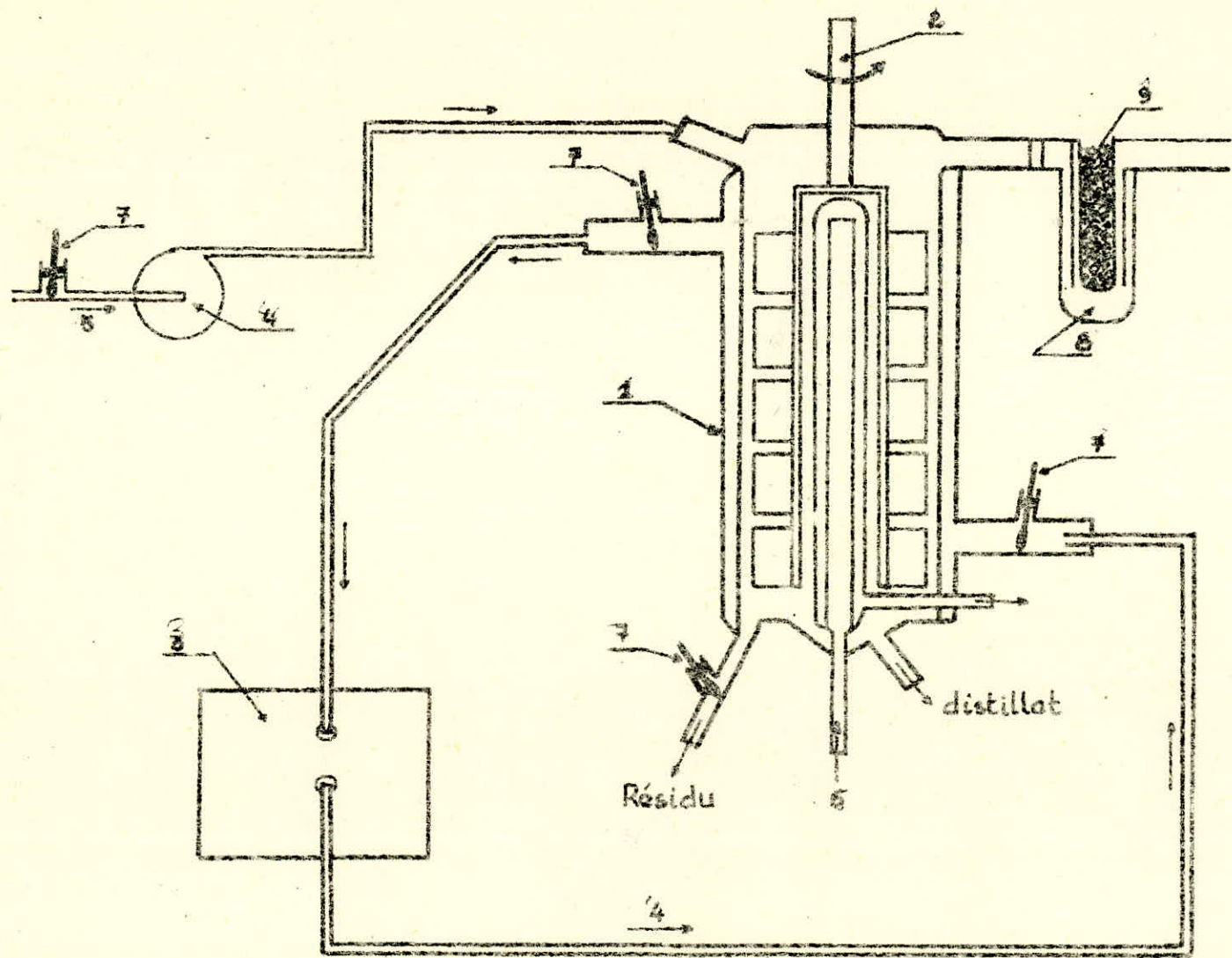
- Un thermostat permettant de garder constante la température de l'agent chauffant l'évaporateur. Ceci est réalisé à l'aide d'un thermomètre à contact. Ce thermostat est muni d'une pompe permettant d'assurer le chauffage de l'évaporateur grâce à un circuit fermé d'huile.

- Deux ballons rodés de 500 ml chacun, permettant de recueillir séparément le distillat et le résidu.

- Une pompe doseuse permettant d'assurer en continu l'alimentation du produit à évaporer avec un débit choisi constant.

A cela, il faut noter que, en vue de connaître la température d'entrée et de sortie de l'agent chauffant (huile) l'évaporateur, on a dû disposer, dans ce but un Tés dans chacune de ces positions. (voir schéma).

De même, afin de connaître la température de sortie du résidu, on a eu recours à la disposition d'un autre tés entre le ballon recueillant le résidu et le tube de sortie de ce résidu.



1. Appareil à film tombant
2. Système rotatif
3. Thermostat
4. Agent chauffant
5. Produit d'alimentation
6. Réfrigération
7. Thermomètres
8. Piège à vapeur
9. Glace

SCHEMA DE L'INSTALLATION

De plus, il faut noter que, à l'évaporateur est relié un système de réfrigération à eau, permettant la condensation des vapeurs du produit d'alimentation. Il est prévu aussi un piège à vapeur permettant de capter et de condenser la fraction de vapeur n'ayant pu se condenser.

II Technique Opératoire :

Le mode opératoire s'opère en trois principales étapes à savoir :

- Mise en marche de l'appareil :

Tout d'abord, on procède au réglage de la température de chauffage à laquelle on désire travailler.

Pour cela, on fixe, après l'avoir réglé, le thermomètre à contact à la température voulue.

On branche le dispositif de chauffage. On règle le débit de l'agent chauffant (l'huile) qui on fait circuler à travers l'évaporateur.

- Stabilisation de l'appareillage /

Une fois la température désirée atteinte, on ouvre le robinet de l'eau de condensation circulant à l'intérieur de l'appareil, on laisse ainsi l'appareillage en marche durant au moins trente minutes jusqu'à la stabilisation de la température.

- Prise de mesures:

L'appareillage stabilisé, on procède à la prise de mesures de la façon suivante :

. On règle le dispositif de rotation à la vitesse désirée.

Cette dernière pouvant aller de 50 à 2000 tours/minutes

. On règle le débit d'alimentation à l'aide d'une pompe doseuse pouvant aller de 0,2 à 0,6 ml/seconde.

Dès que la première goutte d'alimentation pénètre dans l'évaporateur, on déclenche le chronomètre.

Le distillat et le résidu sont recueillis dans deux ballons de 500 ml.

Une fois la température de sortie du résidu stabilisée, on la note; en même temps, on arrête la pompe d'alimentation ainsi que le chronomètre.

On recueille les quantités de résidu et du distillat qui on mesure.

De cette façon, on détermine le débit et du résidu et du distillat, ainsi que la chaleur latente de vaporisation de la vapeur et la chaleur spécifique du résidu à l'aide d'abaques. L'ensemble des autres mesures à été faite sur ce schéma opératoire

III Resultats et Interpretations :

En vue d'étudier l'influence de la vitesse de rotation du débit d'alimentation ainsi que celle de la température de chauffage, on a dû effectuer quatre séries d'expériences dont trois avec l'eau distillée et la quatrième avec l'eau de mer.

A l'aide de la formule suivante, on a calculé pour chaque mesure obtenue, la quantité de chaleur utile à l'obtention de la quantité de distillat correspondante :

$$Q_u = Q_R + Q_D$$

où Q_u = quantité de chaleur utile.

Q_R = quantité de chaleur absorbée par le résidu

Q_D = quantité de chaleur absorbée par le distillat

En explicitant cette formule, et en rapportant ce calcul à l'unité de surface mouillée de l'évaporateur on obtient l'équation :

$$\frac{Q_u}{A} = \frac{4,18}{A} \left(C_p \cdot G_R \cdot \Delta t + \lambda \cdot G_D \right)$$

avec : $\frac{Q_u}{A} = W/\text{cm}^2$

G_R = débit massique du résidu en (g/s)

G_D = débit massique du distillat en (g/s)

C_p = chaleur spécifique en (cal/g.°C)

λ = chaleur latente de vaporisation en (cal/g)

A = Aire de la surface mouillée de l'évaporateur = 113 cm^2

$t = T_S - T_E$

T_S = Température de sortie du résidu en °C

T_E = Température d'entrée de l'alimentation en °C

Remarque :

La chaleur spécifique ainsi que la chaleur latente ont été calculées à la température moyenne arithmétique de T_S et T_E ; autrement dit à

$$T_m = \frac{T_S + T_E}{2}$$

A - Nature de l'alimentation : eau distillée :

- 1^{ère} Série d'expérience : $T_G = 130^\circ\text{C}$

N.B : Le terme T_G represente la temperature à laquelle est porté l'agent chauffant.

Pour cette première serie d'experience, la temperature de chauffe a été fixée à 130°C durant tout l'essai.

Le debit d'alimentation G_a etant fixé successivement à 0,6 ; 0,5 ; 0,4 ; 0,3 ; et 0,2 g/s , on fait varier pour chaque valeur de G_a , La vitesse de rotation w suivant six valeurs à savoir 50 ; 250 ; 500 ; 1000 ; 1500 et, enfin, 2000 tours/ minute.

On obtient ainsi, pour chaque valeur de G_a , Six points permettant de tracer les courbes

$$G_D = F(w) \quad \text{et} \quad \frac{Q_u}{A} = F(w)$$

L'ensemble des valeurs de G_a nous donne le tracé de six courbes de G_D et de Q_u/A .

- 2^e Serie d'experience : $T_C = 150^\circ\text{C}$

Dans cette deuxième partie, la temperature a été fixée à 150°C durant l'essai.

On a ensuite procédé de la même manière que précédemment, ce qui nous a permis d'obtenir le tracé de six courbes de G_D et de Q_u/A en fonction de la vitesse de rotation w .

- 3^e Serie d'experience : $T_C = 170^\circ\text{C}$:

Pour cette troisième serie, on garde constante la temperature de chauffe à 170°C .

Suivant le schéma opératoire précédent, on procède à la mesure des différents points permettant de tracer.

$$G_D = f(w) \quad \text{et} \quad \frac{Q_u}{A} = f(w)$$

B - Nature de l'alimentation : Eau de mer :

4^e Serie d'experience : $T_C = 150^\circ\text{C}$

Pour cette quatrième et dernière serie d'experience, on a choisi, comme valeur de la temperature de chauffé, la valeur de 150°C .

En raison des difficultés voire l'impossibilité de manipuler avec l'appareillage qui s'est détérioré en cours d'experience, on a été contraint de réduire nos essais à trois series uniquement, correspondant à $G_a = 0,6 ; 0,5$ et $0,2$.

Les résultats des différents calculs et mesures sont donnés dans les tableaux en annexe.

C - Influence du debit d'alimentation :

i) Cas où $0,3 \leq G_a \leq 0,6$:

Le tracé de $G_D = F(w)$ et de $\frac{Q_u}{A} = F(w)$ nous donne des courbes d'allure parabolique (graphe page) 39 - 40)

On a constaté qu'en effectuant ces tracés en coordonnées logarithmiques, on obtient des droites ayant un bon coefficient de corrélation, permettant le calcul de la pente ainsi que celui de l'ordonnée à l'origine.

Cette deuxième forme des tracés nous a permis de supposer que G_D et $\frac{Q_u}{A}$ en fonction de w suivent des lois empiriques de même forme et qui ont pour équations :

$$\frac{Q_u}{A} = a \cdot w^m$$

$$G_D = b \cdot w^n$$

où $m, n =$ pente de la droite

$\log a, \log b =$ ordonnée à l'origine.

Les valeurs sont consignées dans les tableaux suivants où r désigne le coefficient de corrélation de la droite de régression.

m correspond à $\frac{Q_u}{A}$

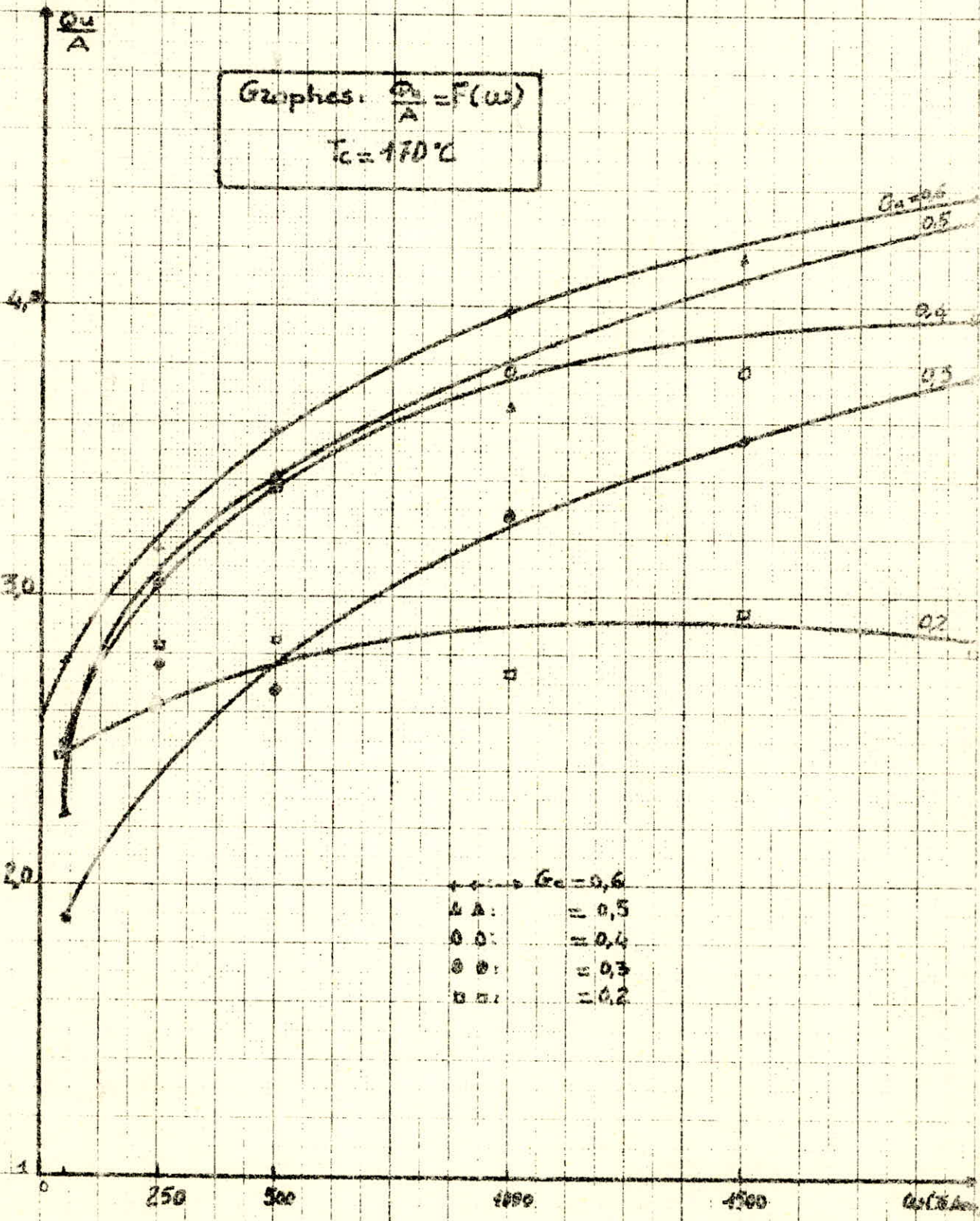
n correspond à G_D

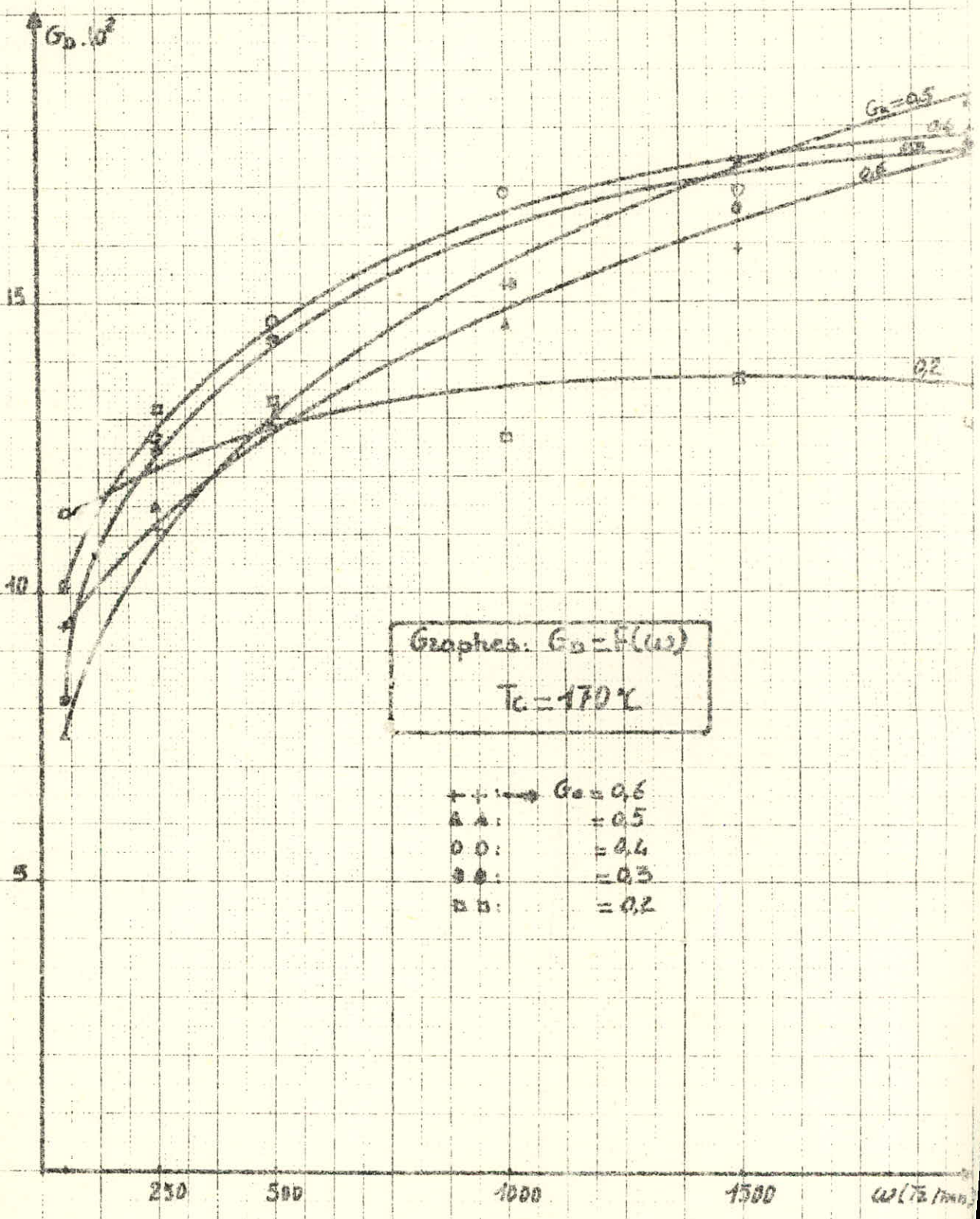
1^{ère} Serie d'expérience : $T_e = 130^\circ C$

G_a	m	a	n	b	r_m	r_n
0,6	0,156	0,883	0,227	0,020	0,70	0,88
0,5	0,082	1,222	0,104	0,039	0,83	0,73
0,4	0,154	0,758	0,217	0,021	0,99	0,99
0,3	0,197	0,562	0,222	0,022	0,99	0,99
0,2	0,145	0,758	0,144	0,036	0,99	0,98

Pour $0,3 \leq G_a \leq 0,6$, nous avons considéré une seule droite de régression représentative de l'ensemble des points correspondants aux différents débits.

Graphes: $\frac{Q_u}{A} = F(\omega)$
 $T_c = 170^\circ\text{C}$





Comme pente et ordonnée à l'origine de cette droite de dispersion on trouve :

- Pour Q_U/A :

$$m = 0,141$$

$$\log a = - 0,063 \quad \text{autrement dit :}$$

$$r_m = 0,80$$

$$\frac{Q_U}{A} = 0,863 w^{0,141}$$

- Pour G_D :

$$n = 0,198$$

$$\log b = - 1,619 \quad \text{autrement dit :}$$

$$r_n = 0,90$$

$$G_D = 0,024 w^{0,198}$$

2^e Serie d'experience : $T_C = 150^\circ C$

G_a	m	a	r_m	n	b	r_n
0,6	0,192	0,875	0,99	0,266	0,021	0,99
0,5	0,114	1,348	0,60	0,215	0,032	0,89
0,4	0,211	0,692	0,99	0,261	0,022	0,99
0,3	0,229	0,589	0,98	0,247	0,024	0,98
0,2	0,165	0,758	0,90	0,171	0,034	0,90

De la même façon que précédemment, la droite de regression pour $0,3 \leq G_a \leq 0,6$ donne comme pente et ordonnée à l'origine.

- Pour Q_U/A

$$m = 0,186$$

$$\log a = 0,081 \quad \text{ce qui donne :}$$

$$r_m = 0,87$$

$$\frac{Q_U}{A} = 0,829 w^{0,186}$$

Pour G_D :

$$n = 0,247$$

$$\log b = - 1,614 \quad \text{Autrement dit :}$$

$$G_D = 0,024 w^{0,247}$$

3^e Serie d'experience : $T_C = 170^\circ C$

G_a	m	a	r_m	n	b	r_n
0,6	0,126	1,622	0,99	0,174	0,046	0,98
0,5	0,172	1,148	0,99	0,238	0,030	0,99
0,4	0,134	1,445	0,99	0,155	0,056	0,99
0,3	0,183	0,933	0,98	0,205	0,038	0,99
0,2	0,038	0,188	0,83	0,035	0,105	0,77

La droite de dispersion de l'ensemble representatif de $0,35 \leq G_a \leq 0,6$ a comme parametre :

- Pour $\frac{Q_u}{A}$:

$$m = 0,154$$

$$\log a = 0,102 \quad \text{ce qui donne}$$

$$r_m = 0,91$$

$$\frac{Q_u}{A} = 1,265 w^{0,154}$$

- Pour G_D :

$$n = 0,193$$

$$\log b = 1,384 \quad \text{Ce qui donne}$$

$$r_n = 0,96$$

$$G_D = 0,041 w^{0,193}$$

4^e Serie d'experience : Eau de mer, avec $T_c = 150^\circ\text{C}$

G_a	m	a	r_m	n	b	r_n
0,6	0,104	1,549	0,98	0,173	0,035	0,98
0,5	0,117	1,445	0,71	0,145	0,047	0,75
0,2	0,012	0,925	0,60	0,016	0,039	0,55

Pour $G_a = 0,6$ et $0,5$, la droite de regression representative de l'ensemble de ces points a comme parametre :

- Pour Q_U/A :

$$m = 0,111$$

$$\log a = 0,175$$

$$r_m = 0,80$$

autrement dit :

$$Q_U = 1,495 w^{0,111}$$

- Pour G_D :

$$n = 0,143$$

$$\log b = - 1,372$$

$$r_n = 0,95$$

Ce qui donne :

$$G_D = 0,042 w^{0,143}$$

ii) Cas où $G_a = 0,2$

En raison de la grande et nette difference entre les pentes et les ordonnées à l'origine des différentes droites de regression données pour $0,3 \leq G_a \leq 0,6$ et $G_a \neq 0,2$, on a considéré ce dernier cas à part;

iii) Resumé des Resultats trouvés pour $G_a = 0,2$

T_c °C	m	a	r_m	n	b	r_n	Q_U/A	G_D
230	0,144	0,766	0,99	0,144	0,036	0,98	$0,76w^{0,144}$	$0,036w^{0,144}$
150	0,165	0,758	0,90	0,171	0,034	0,90	$0,76w^{0,165}$	$0,034w^{0,171}$
170	0,038	2,18	0,83	0,035	0,103	0,77	$2,18w^{0,038}$	$0,103w^{0,035}$
150	0,012	0,924	0,60	0,144	0,042	0,95	$0,92w^{0,012}$	$0,042w^{0,144}$

L'ensemble de ces resultats est donné sous forme graphique à la page

D - Comparaison et Interprétation des Resultats :

Pour un debit d'alimentation de $0,3 \leq G_a \leq 0,6$ et pour une même temperature de chauffage (en l'occurrence 150°C), on obtient :

Fonction	Eau de mer		Eau distillée	
	Log $\frac{Q_u}{A}$	Log G_D	Log $\frac{Q_u}{A}$	Log G_D
Pente	0,111	0,143	0,186	0,247
0.0	0,175	- 1,372	- 0,081	- 1,614

Les pentes que présentent les droites de l'eau de mer sont nettement distinctes de celles de l'eau distillée, leurs valeurs étant les plus faibles.

Au contraire, les valeurs des ordonnées à l'origine se présentent comme étant les valeurs les plus grandes mais valeurs qui sont toujours discutables

A priori on peut dire, sans risque de se tromper, que cette différence tient uniquement à la nature de la composition chimique et aux propriétés physico-chimiques du produit.

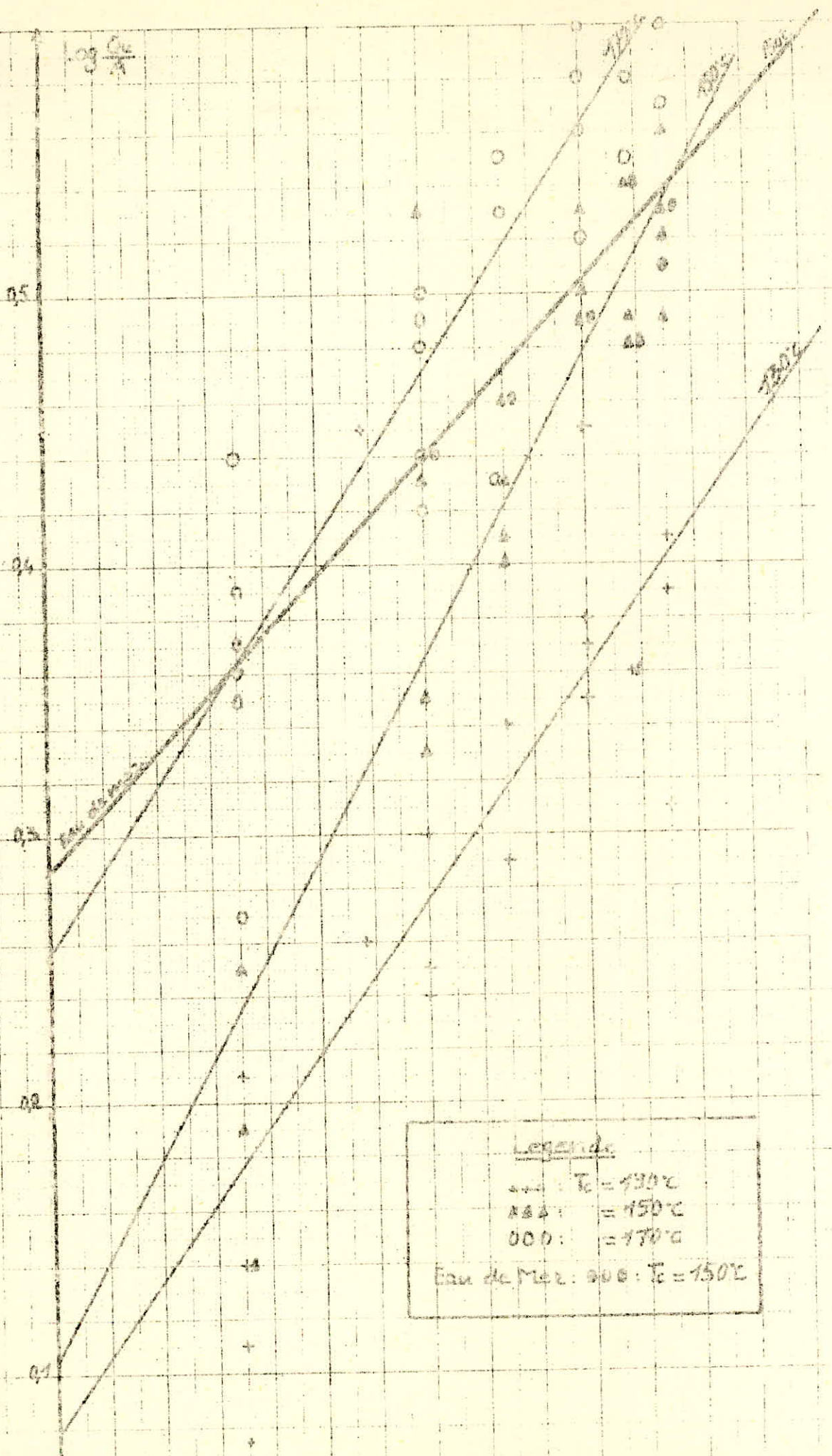
En effet, l'eau de mer étant très salée et renfermant de nombreuses impuretés, son point d'ébullition sera élevée et, de ce fait, son évaporation nécessitera donc beaucoup plus d'énergie d'où des valeurs expérimentales élevées. De ce résultat, il s'en suit que, logiquement, le débit du distillat de l'eau salée sera faible devant celui de l'eau distillée; Ce qui a prouvé l'expérience.

Par conséquent, comme on vient de le voir, l'évaporation pour l'eau de mer sera plus ou moins ralentie par rapport à celle de l'eau distillée; Ce qui entraînera une quantité de distillat plus faible pour l'eau de mer, résultat qui se manifeste dans le calcul par la faiblesse de la pente de la fonction log G_D . De même, l'influence de la vitesse de rotation sur le débit du distillat pour l'eau de mer s'avère néanmoins faible. On peut supposer que ce résultat provient des propriétés physico-chimique du produit comme : la viscosité, la tension superficielle, la densité....

Conclusion :

En conclusion, nous pouvons dire que le bon coefficient de corrélation des différentes droites, nous amène à dire que, en premier lieu, pour une température de chauffage donnée, l'influence du débit d'alimentation est pratiquement négligeable.

En outre, à la lumière des résultats précédents, on note que pour la variation de $\frac{Q_u}{A}$, la valeur de la puissance varie légèrement dans une faible marge (0,14 à 0,18).



0.5
0.8
1.0
1.4
1.2

1700

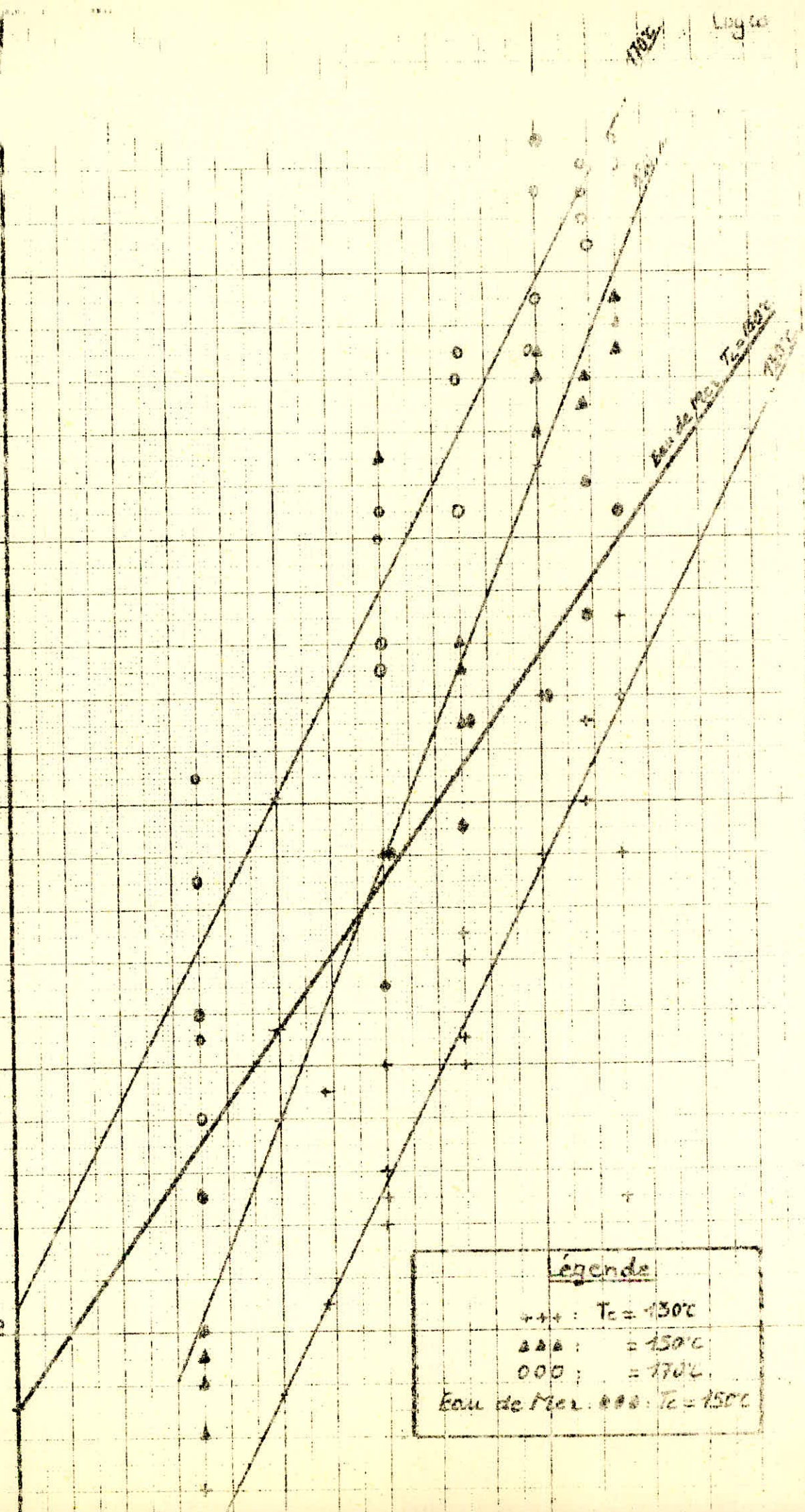
1700

Eau de Mer. $T_c = 150^\circ$

1700

légende

+++ : $T_c = 130^\circ$
 ▲▲▲ : $T_c = 150^\circ$
 ○○○ : $T_c = 170^\circ$
 Eau de Mer. ●●● : $T_c = 150^\circ$



La remarque en est de même pour la variation de G_D (0,19 à 0,25).

Dans une large mesure, on peut dire que cet écart de variation est dû aux fluctuations opératoires ainsi qu'aux erreurs de mesures.

Pour une valeur moyenne de ces différents exposants on peut avancer le résultat final mais discutable de l'aboutissement de nos calcul à savoir :

$$\frac{Q_u}{A} \sim w^{0,16}$$
$$G_D \sim w^{0,21}$$

E - Influence de la vitesse w :

En se référant aux graphes tracés, on constate qu'à priori, plus la vitesse de rotation augmente et plus le débit du distillat augmente, ce qui justifie l'élévation simultanée de la chaleur utile par unité de surface mouillée.

Dans notre opération d'évaporation un liquide pur (en l'occurrence l'eau) est évaporé dans une phase gazeuse. L'eau est donc transférée de la phase liquide à la phase constituée par l'air. Il faut apporter suffisamment d'énergie pour fournir la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

Le mécanisme de transfert de masse, de même que celui de la transmission de chaleur, dépend en grande partie des lois de la dynamique des phases liquides. La masse peut être transférée non seulement par un mouvement moléculaire aléatoire dans le fluide au repos ou en écoulement laminaire, mais également par des courants tourbillonnants dans le fluide en écoulement turbulent. Le premier cas est analogue à la transmission de chaleur par conduction, le dernier à la transmission de chaleur par convection.

L'influence de l'épaisseur du film peut être mise en évidence par la théorie du double film.

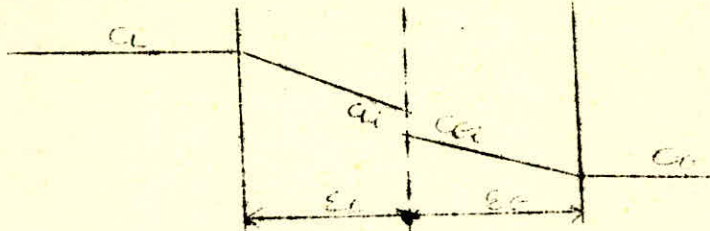
Nous nous limiterons au modèle de Lewis.

À une certaine distance du bord de la plaque (surface chauffante) on obtient une couche turbulente et à la surface de la plaque, la couche laminaire dans cette dernière couche, les molécules ne sont transférées que par la diffusion moléculaire.

Selon Lewis, la couche limite qui existe toujours près de chaque surface et aussi de l'interface est remplacé par un film dont l'épaisseur est E_L , E_V .

On suppose qu'au sein d'une phase on a le profil de concentration uniforme tandis qu'ailleurs la couche est laminaire.

Le seul mecanisme est donc la diffusion.



$$N \text{ (densité de courant) } = \frac{D}{X} \cdot \Delta C$$

Autrement dit, pour la phase liquide :

$$N = \frac{D_L}{\epsilon_L} (C_L - C_{Li})$$

La même expression est valable pour la phase gazeuse.

$$N = \frac{D_G}{\epsilon_G} (C_{Gi} - C_G)$$

En general :
$$N = \frac{D}{\epsilon} (C - C_i)$$

en comparant à $N = K \cdot \Delta G$, On en deduit

$$K = \frac{D}{\epsilon}$$

D : coefficient de diffusibilité

ϵ : epaisseur du film

K : coefficient de transfert

D'après cette equation, on voit que pour avoir un bon coefficient de transfert il suffira, pour un D donné, que l'epaisseur du film tendra à être le plus fine possible.

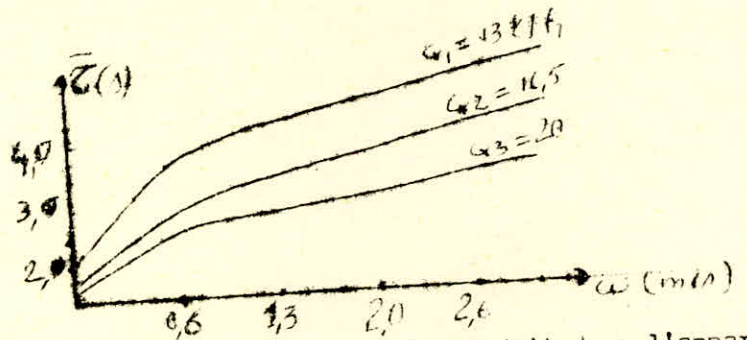
C'est dans ce contexte qu'intervient le rôle, donc l'influence, de la vitesse de rotation sur le transfert de masse, de la chaleur et par la suite sur le rendement de la quantité du distillat.

Aussi, l'agitateur rotatif placé coaxialement repartit le film en un film d'epaisseur très fine selon que la vitesse est grande et assure en même temps le recouvrement total de la surface et la renouvelle en continu.

D'autre part, l'influence du temps de sejour n'est pas à negliger vu que ce dernier est necessaire dans toute construction d'evaporateur.

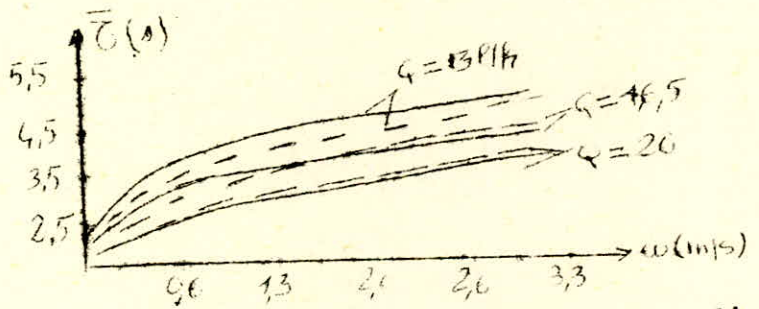
Dans la litterature (7), il est dit que, dans ce genre d'appareillage à pallettes, l'experience à monté que

- Le temps de séjour du produit dans l'appareil augmente avec l'élévation de la vitesse de rotation du rotor.



Relation entre le \bar{t} du produit dans l'appareil et de la vitesse de rotation du rotor pour une charge donnée.

- Avec augmentation de la charge de la solution le \bar{t} dans l'appareil diminue par suite de l'augmentation de la vitesse axiale du mouvement le liquide en surplus prend une forme épaisse descendante.



Relation entre le \bar{t} du produit dans l'appareil et de la vitesse de rotation du rotor obtenu par la méthode de calibration avec un produit chimique donné (courbes discontinus) et les courbes expérimentales en continus.

F - Influence de G_a sur $\frac{Q_u}{A}$ et G_D :

Contrairement à l'expression mathématique (fonction puissance) de l'influence de w sur $\frac{Q_u}{A}$ et G_D pour G_a donné ; l'influence de G_a sur $\frac{Q_u}{A}$ et G_D pour une vitesse de rotation w donnée, se trouve régie par une loi linéaire. De l'établissement graphique des résultats expérimentaux, on constate que $\frac{Q_u}{A}$ varie avec G_a selon une équation linéaire de pente positive tandis que G_D varie au contraire, selon une relation linéaire de pente négative.

De plus, l'influence de w apparaît si nette qu'on ne peut parler de droite de régression représentative de l'ensemble des résultats d'une série donnée d'expérience.

Resultats :

Le resultats des differents calcul des parametres des droites $\frac{Q_U}{A} = F (G_a)$ et de $G_D = F (G_a)$ se trouvent consignés dans les tableaux suivants, où r designe le coefficient de correlation.

1^{er}) Serie : d'experience : $T_c = 60^\circ C$

A) equation $\frac{Q_U}{A} = m G_a + a.$

w	m	a	equation Q_U/A	r
50	0,99	1,04	0,99 G_a + 1,04	0,72
250	0,91	1,48	0,91 G_a + 1,48	0,96
500	0,60	1,83	0,60 G_a + 1,83	0,91
1000	0,76	2,02	0,76 G_a + 2,02	0,77
2000	0,53	2,26	0,53 G_a + 2,02	0,87

B) equation $G_D = n G_a + b$

w	n	b	G_D equation de	r
50	- 0,042	0,068	- 0,042 G_D + 0,068	- 0,79
250	- 0,023	0,083	- 0,023 G_D + 0,083	- 0,79
500	- 0,034	0,098	- 0,034 G_D + 0,098	- 0,98
1000	- 0,023	0,108	- 0,023 G_D + 0,108	- 0,46
2000	- 0,040	0,122	- 0,04 G_D + 0,122	- 0,18

2^{eme} Serie d'experience : $T_c = 150$

A) Equation $Q_u/A = m G_a + a$

w	m	a	Equation Q_u/A	r
50	1,66	0,924	$1,66 G_a + 0,924$	0,96
250	1,22	1,87	$1,22 G_a + 1,87$	0,87
500	1,34	2,07	$1,34 G_a + 2,07$	0,98
1000	1,01	2,83	$1,01 G_a + 2,83$	0,88
1500	2,62	2,00	$2,62 G_a + 2,00$	0,9
2000	2,32	2,29	$2,32 G_a + 2,29$	0,92

B) Equation $G_D = n G_a + b$.

w	n	b	Equation G_D	r
50	- 0,012	0,066	$- 0,012 G_a + 0,066$	- 0,60
250	- 0,015	0,103	$- 0,015 G_a + 0,103$	- 0,60
500	- 0,029	0,124	$- 0,029 G_a + 0,124$	- 0,97
1000	- 0,002	0,156	$0,002 G_a + 0,156$	- 0,70
1500	0,001	0,142	$0,001 G_a + 0,142$	0,04
2000	0,001	0,149	$0,001 G_a + 0,149$	0,04

3^{eme} Serie d'experience : $T_c = 170^\circ\text{C}$

A) Equation $Q_U/A = m G_a + a$

w	m	a	equation Q_U/A	r
50	2,41	1,26	2,41 G_a + 1,26	0,84
250	0,98	2,59	0,98 G_a + 2,59	0,81
500	1,77	2,55	1,77 G_a + 2,55	0,96
1000	1,95	2,80	1,95 G_a + 2,80	0,85
1500	2,00	2,99	2. G_a + 2,99	0,90
2000	2,17	3,13	2,17 G_a + 3,13	0,98

B) Equation $G_D = n G_a + b$

w	n	b	equation G_D	r
50	- 0,069	0,125	- 0,069 G_D + 0,125	- 0,75
250	- 0,05	0,142	- 0,05 G_D + 0,142	- 0,94
500	- 0,052	0,164	- 0,052 G_D + 0,164	- 0,33
1000	- 0,023	0,165	- 0,023 G_D + 0,165	- 0,30
1500	- 0,016	0,174	- 0,016 G_D + 0,174	- 0,33
2000	- 0,004	0,181	- 0,004 G_D + 0,181	- 0,14

Remarques :

L'influence de G_a sur $\frac{Q_u}{A}$ et G_D nous est refléchié par la représentation graphique.

ON constate que plus le débit d'alimentation augmente et plus la valeur de $\frac{Q_u}{A}$ augmente avec w .

Ceci peut s'expliquer par le fait que plus G_a augmente plus la surface mouillée augmente et plus cela nécessitera d'avantage de chaleur pour s'évaporer.

Pour une vitesse de rotation élevée, le film formé étant de faible épaisseur, le coefficient de transmission de chaleur sera élevé et, par conséquent $\frac{Q_u}{A}$ augmentera.

Par contre, pour G_D , on remarque que plus G_a diminue et plus le débit du distillat G_D augmente avec la vitesse w . Ceci est dû au fait que, pour w élevée, G_a étant faible, la surface de chauffe sera partiellement mouillée, ce qui entrainera une évaporation totale de l'alimentation d'où une valeur élevée de G_D et vis et versa.

Enfin, il semble que, vu les faibles valeurs de la pente de l'expression de G_D , on peut affirmer avec une certaine réserve de prudence que l'effet du débit d'alimentation est négligeable ou d'influence presque négligeable.

Il est à noter aussi que ces différents résultats restent toujours discutables et ne peuvent être considérés comme définitifs.

RESULTATS DE L'ANALYSE DES DISTILLATS OBTENUS :

Dans cette dernière partie de notre étude, nous essayons de comparer les résultats de l'analyse des distillats obtenus à l'aide de notre évaporateur à celle de l'eau potable selon les normes Algériennes, ainsi qu'à celle de l'analyse de l'eau de mer.

Il est à noter aussi que notre premier distillat a été obtenu par distillation de l'eau de mer; par contre, notre deuxième distillat a été obtenu par distillation du résidu de la première distillation.

Les résultats obtenus sont les suivants :

1/ Eau de mer :

Ions	Teneurs (mg/l)
Na ⁺	11500
Mg ⁺⁺	1087
Ca ⁺⁺	267
K ⁺	700
Cl ⁻	20750
SO ₄ ⁼	2860
HCO ₃ ⁼	143

2/ Eaux Potable :

	Souhaitable	Admissible
PH	7,0 - 8,5	6,5 - 9,2

Substances chimiques Fondamentales :

Substances chimiques	Concentration maximale admissible (mg/l)
Calcium	200
Magnesium	150
Sodium	-
Potassium	-
Chlorure	400
Sulfate	600
Sulfate de magnesium plus sulfate de sodium.....	1000

Substances comportant un risque pour la santé

Substances	Concentration maximale	
	Souhaitable	Admissible
nitrates	20	45
Fluorures	0,5	1,0
Iode	0,05 - 0,08	0,05 - 0,1

Remarques :

Pour ces éléments et substances, en raison de la très forte minéralisation de la plupart des eaux Algériennes, il faut adopter provisoirement les concentrations admissibles .

3) Première distillation :

Ions	Teneurs (mg/l)
Ca ⁺⁺	0
Mg ⁺⁺	24
Na ⁺	28
K ⁺	3
Cl ⁻	30
SO ₄ ⁼	105
HCO ₃ ⁼	0
NO ₃ ⁻	0

PH : 6,1

4/ Deuxième distillation :

Ions	Teneur (mg/l)
Ca ⁺⁺	26
Mg ⁺⁺	92
Na ⁺	690
K ⁺	28
Cl ⁻	963
SO ₄ ⁼	500
HCO ₃ ⁼	12
NO ₃ ⁻	0

PH = 6,5

Comparaison et utilisation probable de l'eau distillée :

Selon les résultats des différents distillats donnés par l'analyse, et en se basant sur les normes de l'eau potable données ci-dessus il apparaît que la salinité du premier distillat est nettement faible vis à vis de celle de l'eau potable tandis que celle du deuxième distillat est assez forte.

Il est à remarquer que le premier distillat pourra fort probablement faire l'objet eau distillée utilisable à des fins industrielles telle que dans les batteries d'automobiles.

De même, en vue d'une utilisation probable à la boisson, un traitement préalable d'adoucissement pour le deuxième distillat ou de minéralisation pour le premier, s'avère nécessaire. Pour cela, le deuxième distillat pourra subir un traitement à échange d'ions pour son adoucissement ou bien, être déminéralisé par distillation comme le premier distillat, puis, pour la rendre bonne, il sera toujours possible de l'aérer et de la reminéraliser convenablement soit directement soit par mélange avec eau douce naturelle minéralisée.

CONCLUSION GENERALE :

A la lumière des remarques précédentes, il est clair qu'une amélioration des conditions opératoires susceptible d'établir un résultat final et significatif, est toujours possible. Toujours est-il que, à l'issue de ce travail, nous pouvons dire que les caractéristiques de fonctionnement de notre évaporateur à film tombant à système rotatif sont, désormais connues pour une large gamme de débit, de vitesse et de température.

L'originalité de notre travail réside surtout dans l'établissement de relations empiriques regissant les différentes opérations mises en jeu; relations qu'on n'a pu trouver dans la bibliographie; ainsi que la réalisation du dessalement de l'eau de mer.

Toutefois, il aurait été intéressant, sur le plan pratique, d'examiner la variation du coefficient globale d'échange de chaleur. Ceci n'a pu être réalisé et pour cause, cela aurait nécessité une modification globale de l'appareillage, modification dépassant nos possibilités.

Il est à noter aussi que, de nos jours, l'utilisation de tels appareillages dans le dessalement de l'eau de mer, laisse entrevoir un avenir prometteur pour la satisfaction des besoins en eau douce.

ANNEXES

NOTATIONS UTILISEES

- w : Vitesse de rotation en tours/minute
- T_m : moyenne arithmétique de la température (en °C)
- t : Ecart entre la température d'entrée de l'alimentation et la sortie du résidu (en °C).
- : chaleur latente de vaporisation (en cal/g).
- C_p : chaleur spécifique (en cal/g °C)
- t : durée d'expérience (en secondes).
- m_D : masse du distillat (en grammes)
- G_D : débit massique du distillat (en gr/sec)
- Q_D : Energie adsorbée par le distillat (en watt)
- m_R : masse du résidu (en grammes).
- G_R : débit massique du Résidu (en gr/ sec).
- Q_R : Energie absorbée par le résidu (en watt)
- $\frac{Q_u}{A}$: Chaleur utile par unite de surface mouillée (w/cm²)
- A : surface mouillée de l'évaporateur = 113 cm²
- G_a : débit massique de l'alimentation (en gr/sec)
- T_c : Temperature de l'agent chauffant (en °C)

Première Experience :

Eau distillée :

Tableau I :

$T_C = 130^\circ\text{C}$

$G_a = 0,6$

w	50	150	250	500	1000	2000
logw	1,70	2,17	2,40	2,70	3,00	3,30
t_m	35,5	40,0	39,5	40,0	39,5	40,0
T	49,0	58,5	56,9	58,0	56,9	58,3
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,025	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	900	600	790	600	660	740
m_D	35,89	47,12	55,43	47,83	70,98	70,41
$G_D \cdot 10^2$	4,0	7,8	7,0	7,9	11,0	9,5
Q_D	94,63	184,54	165,61	186,90	260,24	224,76
m_R	220	330	205	156	165	200
G_R	0,25	0,55	0,26	0,26	0,25	0,27
Q_R	12,30	32,38	14,89	15,17	14,32	15,84
Q_U/A	1,29	2,83	2,02	2,21	2,81	2,57
$Lg Q_U/A$	0,11	0,45	0,30	0,34	0,45	0,41
$-Log G_D$	1,39	1,11	1,15	1,10	0,96	1,02

Tableau 2

$$T_c = 130^\circ\text{C}$$

$$G_a = 0,5$$

w	50	150	250	500	1000	2000
log w	1,70	2,17	2,40	2,70	3,00	3,30
t	47,4	53,6	55,2	54,9	53,5	53,3
T_m	34,7	38,0	39,0	39,0	38,2	38,1
	566	565	565	565	565	565
C_p	1,002	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	810	1040	860	930	770	920
mD	44,67	66,16	61,57	74,54	73,90	64,94
$G_D \cdot 10^2$	5,5	6,4	7,2	8,0	9,6	7,1
Q_D	130,12	151,15	170,04	46,16	55,29	40,89
mR	215	246	205	190	163	257
G_R	0,26	0,24	0,24	0,20	0,21	0,28
Q_R	12,59	12,71	13,20	11,26	11,34	14,94
Q_U/A	1,62	1,81	1,99	2,09	2,42	2,04
Lg Q_U/A	0,21	0,26	0,30	0,32	0,38	0,31
- log G_D	1,26	1,19	1,14	1,09	1,02	1,15

Tableau 3

$T_c = 130^\circ\text{C}$

$G_a = 0,4$

w	50	250	500	1000	1500	2000
lg w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	45,1	50,1	50,2	48,2	47,0	46,3
T_m	34,5	37,0	37,1	36,7	35,5	35,1
	566	566	565	566	566	566
C_p	1,002	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	795	920	786	940	793	922
m_D	39,66	63,78	67,39	89,30	79,60	101,17
$G_D \cdot 10^2$	4,9	6,9	8,6	9,5	10,0	10,9
Q_D	115,93	163,24	203,11	224,76	236,59	257,88
m_R	165	165	130	136	90	88
G_R	0,21	0,18	0,16	0,14	0,11	0,09
Q_R	39,12	37,66	34,75	29,34	22,32	18,47
Q_U/A	1,37	1,78	2,10	2,10	2,29	2,44
lg Q_U/A	0,14	0,25	0,32	0,35	0,36	0,39
-lg G_D	1,31	1,16	1,06	1,02	1,00	0,96

Tableau 4

 $T_c = 130^\circ\text{C}$ $G_a = 0,3$

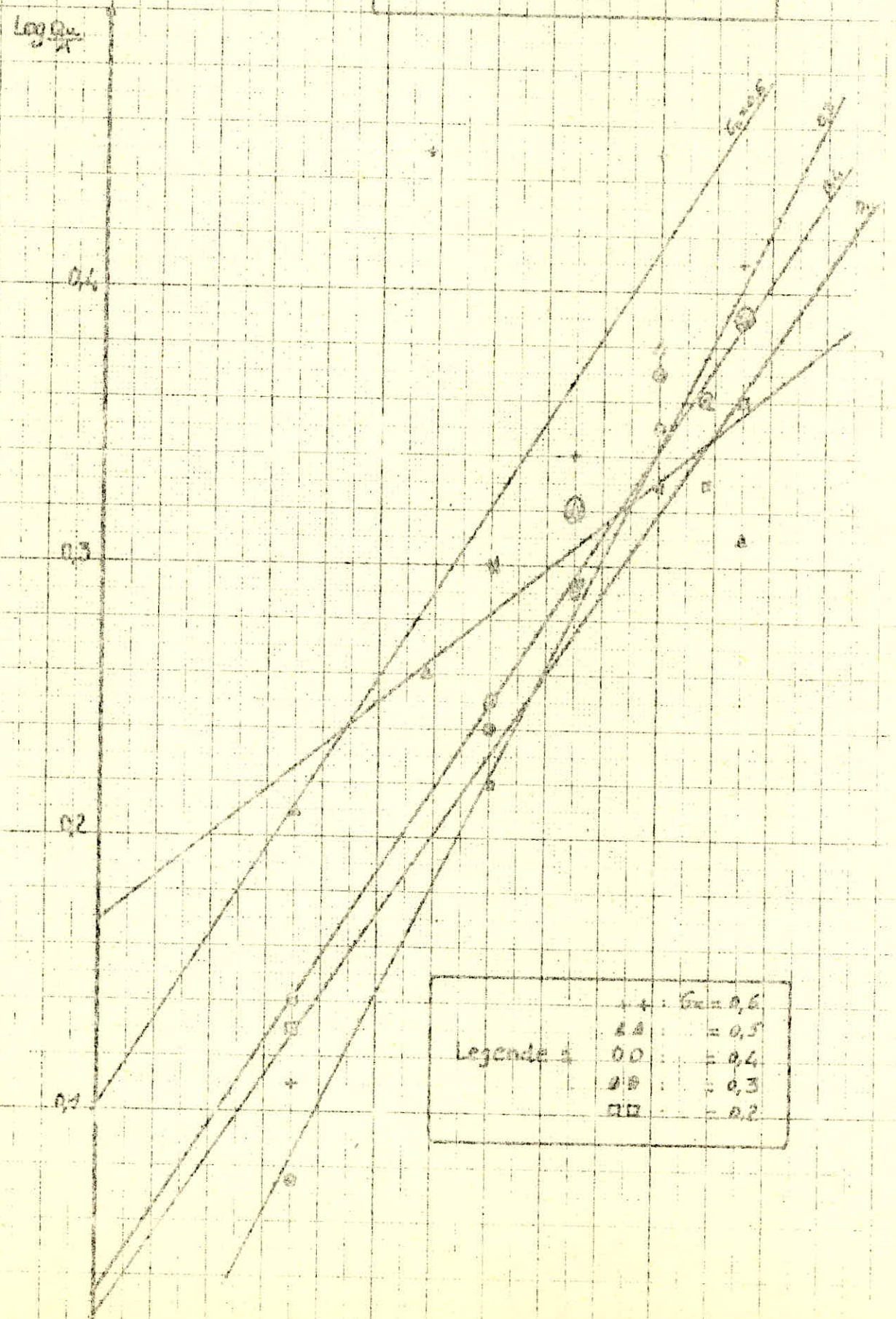
w	50	250	500	1000	1500	2000
lg w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	36,8	40,2	42,0	39,2	39,9	38,5
T_m	30,4	32,1	33,0	31,6	32,0	31,2
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,002	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	789	791	604	670	720	906
m_D	40,01	62,27	53,37	79,44	76,68	105,07
$G_D \cdot 10^2$	5,1	7,9	8,8	10,9	10,6	11,6
Q_D	120,66	186,90	208,20	257,88	250,78	274,44
m_R	74,5	56,0	40,0	35,0	34,0	39,5
G_R	0,09	0,07	0,06	0,05	0,05	0,04
Q_R	14,55	11,95	11,68	8,60	7,91	7,05
Q_U/A	1,19	1,76	1,95	2,36	2,29	2,49
lg Q_U/A	0,07	0,24	0,29	0,37	0,36	0,39
-lg G_D	1,29	1,10	1,05	0,96	0,97	0,93

Tableau 5

 $T_c = 130^\circ\text{C}$ $G_a = 0,2$

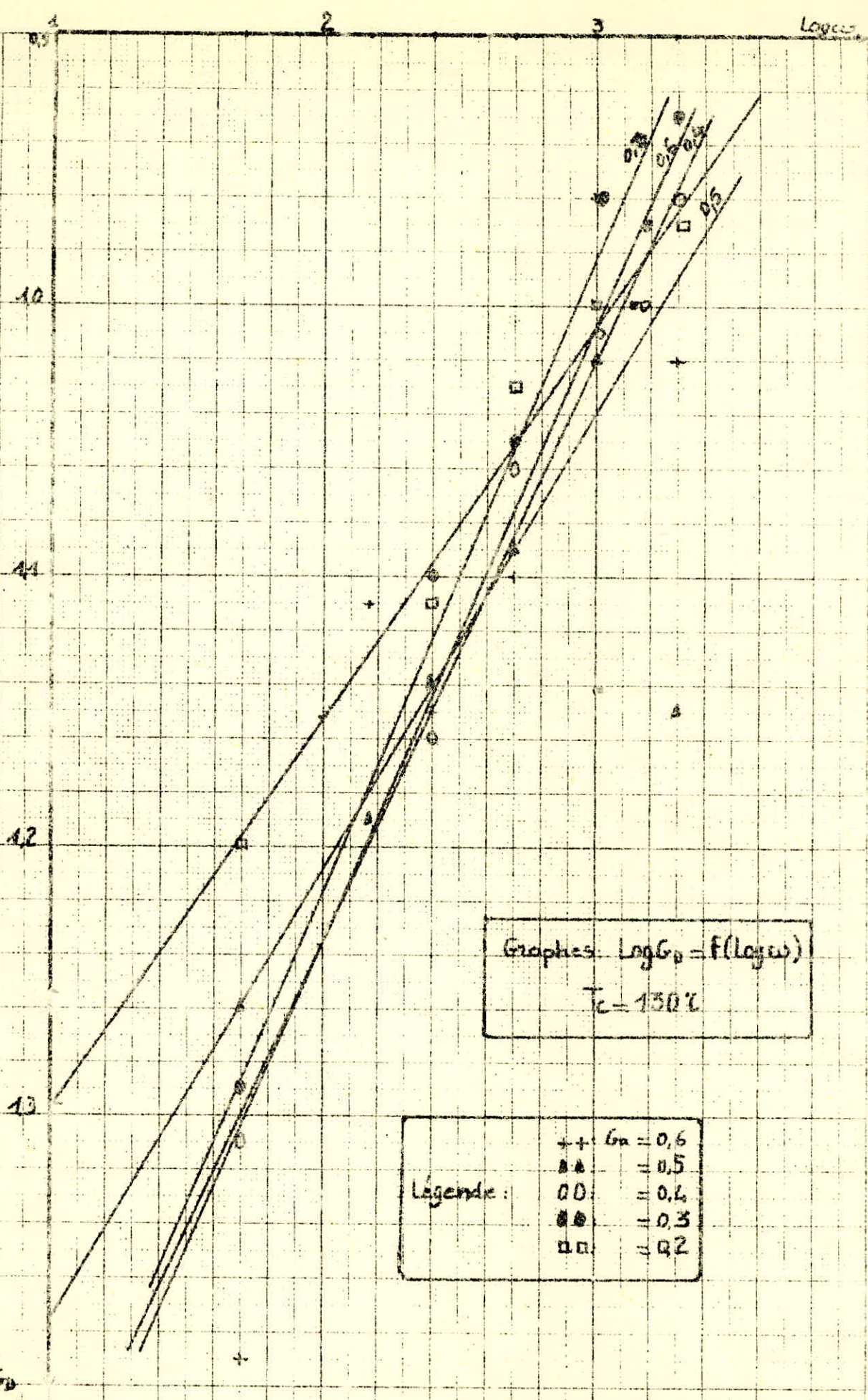
w	50	250	500	1000	1500	2000
lg w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	24,0	16,4	12,0	18,4	10,8	8,5
T_m	23,0	19,2	17,0	20,2	16,4	15,25
	575	582	582	582	582	582
C_p	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
t	820	1105	910	880	900	759
m_D	52,03	85,95	83,55	88,45	96,27	81,95
$G_D \cdot 10^2$	6,3	7,8	9,2	9,9	10,8	10,8
Q_D	151,42	189,75	223,81	240,84	243,27	262,74
m_R	33,5	16,5	6,5	11,0	5,5	2,5
G_R	0,04	0,02	0,01	0,01	0,006	0,003
Q_R	0,98	0,24	0,08	0,23	0,06	0,03
Q_U/A	1,35	1,68	1,98	2,13	2,15	2,32
lg Q_U/A	0,13	0,22	0,29	0,33	0,33	0,36
-lg G_D	1,20	1,11	1,03	1,00	1,00	0,97

Graphische $\log Q_{1,100}^F(\log w)$
 $\bar{t}_L = 130^\circ\text{C}$



Legende:

+	=	0,6
Δ	=	0,5
O	=	0,4
□	=	0,3
◇	=	0,2



Deuxième Expérience Eau distillée

TABLEAU 1 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,6$

w	50	250	500	1000	1500	2000
lg w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	49,3	59,7	61,6	59,5	56,9	56,7
T_m	37,65	42,8	43,8	42,7	41,4	41,3
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,006	1,006	1,006	1,006	1,006
t	671	642	595	686	694	742
m_D	38,59	61,89	63,35	94,33	99,51	112,13
$G_D \cdot 10^2$	5,7	9,6	10,6	13,7	14,3	15,1
Q_D	134,85	227,12	250,78	324,12	338,32	357,25
m_R	220	195	170	170	160	171
G_R	0,33	0,30	0,28	0,25	0,23	0,23
Q_R	67,88	76,24	73,98	61,99	55,13	54,92
Q_U/A	1,79	2,60	2,87	3,42	3,48	3,65
$\log Q_U/A$	0,25	0,43	0,46	0,53	0,54	0,56
$-\log G_D$	1,24	1,02	0,97	0,86	0,84	0,82

Tableau 2 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,5$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	51,5	56,2	56,8	54,5	52,6	52,2
T_m	38,7	41,1	41,4	40,2	39,3	39,1
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,006	1,006	1,006	1,006	1,006	1,006
t	625	538	730	798	750	907
m_D	39,25	71,99	80,92	117,99	106,35	132,47
$G_D \cdot 10^2$	6,3	13,4	11,1	14,8	14,2	14,6
Q_D	149,05	317,03	262,61	350,15	335,95	345,42
m_R	115	164	141	120	120	130
G_R	0,25	0,30	0,19	0,15	0,16	0,14
Q_R	53,71	72,04	46,09	34,46	35,39	31,46
Q_U/A	1,79	3,44	2,73	3,40	2,25	3,33
$\log Q_U/A$	0,25	0,53	0,43	0,53	0,36	0,52
$-\log G_D$	1,20	0,87	0,95	0,83	0,85	0,83

Tableau 3

 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,4$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	45,5	50	52,7	49,5	47,1	49,5
T_m	35,7	38,0	39,3	37,7	36,5	37,7
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,006	1,006	1,006	1,005	1,006
t	736	767	780	968	758	640
m_D	44,66	72,85	88,47	138,12	108,66	98,45
$G_D \cdot 10^2$	6,0	9,5	11,3	14,3	14,3	15,4
Q_D	141,95	224,76	267,34	338,32	338,32	364,34
m_R	130	109	95	79	52,5	53
G_R	0,18	0,14	0,12	0,08	0,07	0,08
Q_R	33,76	29,88	26,99	16,98	13,72	17,24
Q_u/A	1,55	2,25	2,60	3,14	3,11	3,37
$\log Q_u/A$	0,19	0,35	0,41	0,49	0,49	0,53
$-\log G_D$	1,22	1,02	0,95	0,84	0,84	0,81

Tableau 4

 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,3$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	43,0	47,4	47,9	42,0	44,7	40,8
T_m	32,5	34,7	35,4	32,5	34,3	32,4
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	796	790	786	798	845	741
m_D	49,35	75,25	90,65	118,06	120,04	109,89
$G_D \cdot 10^2$	6,2	9,5	11,5	14,8	14,2	14,8
Q_D	146,68	224,76	272,07	350,15	335,95	350,15
m_R	96,5	70	53	35	38	24
G_R	0,12	0,09	0,07	0,04	0,04	0,03
Q_R	11,20	17,52	13,48	7,75	8,45	5,48
Q_u/A	1,39	2,14	2,53	3,17	3,05	2,15
$\log Q_u/A$	0,14	0,33	0,40	0,50	0,48	0,49
$-\log G_D$	1,21	1,02	0,94	0,83	0,85	0,83

Tableau 5

 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,2$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	33,8	17,2	10,1	7,7	6,5	12,6
T_m	28,9	20,6	17,5	16,3	15,7	18,8
	566	582	582	582	582	582
C_p	1,002	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
t	740	768	810	844	998	944
m_D	43,69	80,18	86,53	93,42	107,26	113,62
$G_D \cdot 10^2$	5,9	10,4	10,7	11,1	10,7	12,0
Q_D	139,58	253,01	260,30	270,06	260,30	291,93
m_R	37,0	8,5	4,5	2,5	2,0	2,6
G_R	0,05	0,01	0,005	0,003	0,002	0,003
Q_R	7,08	0,79	0,23	0,09	0,05	0,14
Q_u/A	1,29	2,24	2,30	2,39	2,30	2,58
$\log/Q_u/A$	0,11	0,35	0,36	0,38	0,36	0,41
$-\log G_D$	1,23	0,98	0,97	0,95	0,97	0,92

$\log(P_{\infty}/A_0)$

0,4

0,3

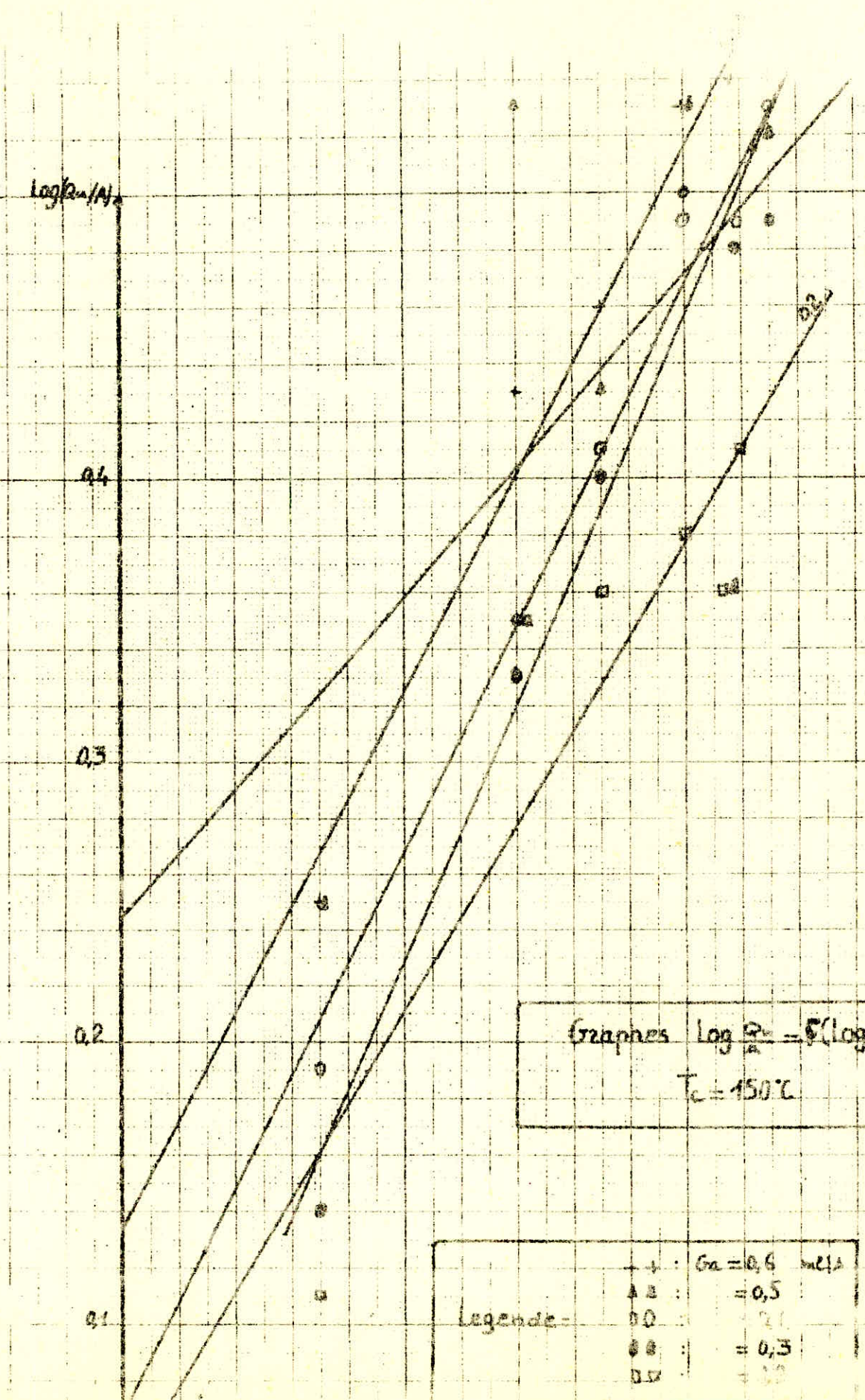
0,2

0,1

Graphes $\log \frac{P_{\infty}}{A_0} = f(\log u_2)$
 $T_c = 150^{\circ}C$

Legende-

+	+	$Ga = 0,6$	mlA
△	△	$= 0,5$	
○	○	$= 0,4$	
●	●	$= 0,3$	
□	□	$= 0,2$	

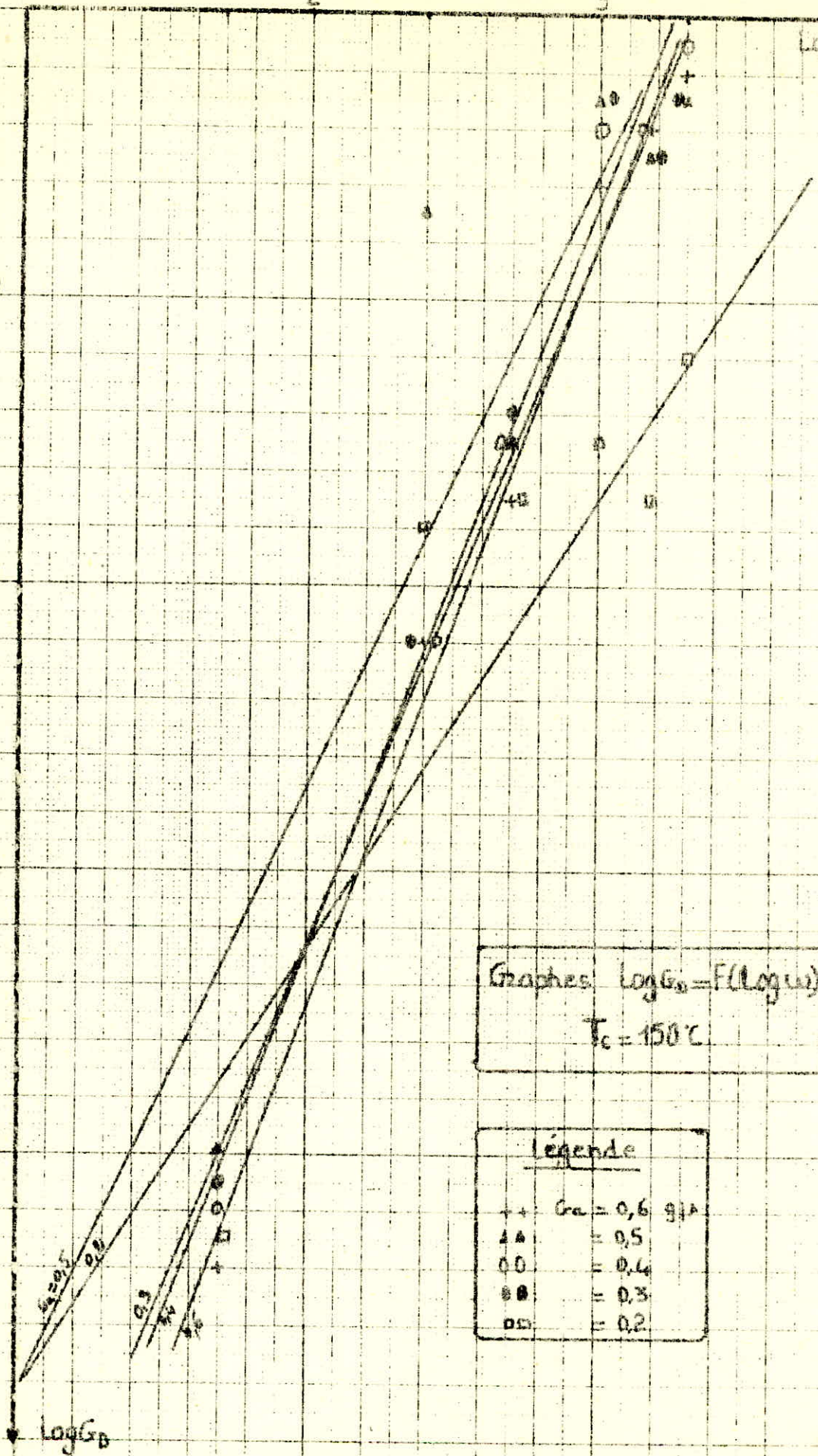


0,9
1,0
1,1
1,2

Log u

Graphes: $\log G_0 = F(\log u)$
 $T_c = 150^\circ C$

Légende	
++	Gr = 0,6 g/A
△△	= 0,5
○○	= 0,4
●●	= 0,3
□□	= 0,2



Troisième Expérience :

Tableau 1 $T_c = 170^\circ\text{C}$ $G_a = 0,6$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,300
t	57,8	67,3	68,0	66,0	65,4	63,0
T_m	40,9	45,6	46,0	45,0	44,7	43,5
C_p	566	566	566	566	566	566
t	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
m_D	676	750	705	683	625	677
$G_D \cdot 10^2$	63,33	83,03	91,33	104,42	99,25	118,76
Q_D	9,4	11,1	12,9	15,3	15,9	17,5
m_R	221,64	261,93	306,48	361,71	375,70	415,02
G_R	256	254	240	220	195	205
Q_R	0,38	0,34	0,34	0,32	0,31	0,30
Q_U/A	91,95	95,75	97,24	89,31	85,72	80,14
log Q_U/A	2,77	3,16	3,57	3,99	4,08	4,38
$-\log G_D$	0,44	0,50	0,55	0,60	0,61	0,64
	1,03	0,95	0,89	0,81	0,79	0,76

Tableau 2 $T_c = 170^\circ\text{C}$ $G_a = 0,5$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	57,8	63,0	65,7	64,7	61,3	61,4
T_m	40,9	43,5	44,8	44,35	42,65	42,7
C_p	566	566	566	566	566	566
t	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
m_D	646	648	746	630	623	658
$G_D \cdot 10^2$	48,29	74,52	97,47	92,20	108,56	120,9
Q_D	7,5	11,5	13,0	14,6	17,4	18,4
m_R	176,86	272,08	309,14	346,25	418,25	434,70
G_R	205	188	205	155	142	132
Q_R	0,32	0,29	0,27	0,25	0,23	0,20
Q_U/A	77,05	76,78	75,84	66,87	58,69	51,74
log Q_U/A	2,25	3,09	3,41	3,65	4,17	4,30
$-\log G_D$	0,35	0,49	0,53	0,56	0,62	0,63
	1,12	0,94	0,89	0,83	0,76	0,73

Tableau 3

 $T_c = 170^\circ\text{C}$ $G_a = 0,4$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	51,5	58,7	57,7	55,8	56,9	56,8
T_m	36,2	39,8	39,3	38,4	38,9	38,9
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,006	1,006	1,006	1,006	1,006
t	660	670	780	678	700	666
m_D	66,48	85,61	107,48	114,75	118,58	118,48
$G_D \cdot 10^2$	10,1	12,7	14,7	16,9	16,9	17,9
Q_D	238,32	302,31	348,32	400,57	400,78	424,72
m_R	129	115	105	85	82	72,5
G_R	0,19	0,17	0,14	0,12	0,12	0,11
Q_R	42,28	42,37	34,89	29,42	28,03	26,28
Q_U/A	2,48	3,05	3,39	3,80	3,79	3,99
log G_D	0,39	0,48	0,83	0,53	0,58	0,68
-log Q_U/A	0,39	0,89	0,83	0,77	0,77	0,75

Tableau 4

 $T_c = 170^\circ\text{C}$ $G_a = 0,3$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	44,2	48,3	48,3	44,7	42,1	37,0
T_m	32,6	34,6	34,6	32,8	31,5	29,0
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,002
t	723	685	675	667	730	704
m_D	58,73	85,63	97,24	102,31	121,45	125,49
$10^2 \cdot G_D$	8,1	12,5	14,4	15,3	16,6	17,8
Q_D	192,19	295,76	340,84	362,89	393,60	421,73
m_R	85	57	48	34	25	15,5
G_R	0,12	0,08	0,07	0,05	0,03	0,02
Q_R	21,83	16,88	14,43	9,57	6,06	3,41
Q_U/A	1,89	2,77	2,67	3,29	3,54	3,76
log Q_U/A	0,27	0,44	0,43	0,52	0,55	0,57
-log G_D	1,09	0,90	0,84	0,81	0,78	0,75

Tableau 5

 $T_c = 170^\circ\text{C}$ $G_a = 0,2$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	27,9	16,5	12,5	9,1	8,0	7,5
T_m	23,9	18,2	16,2	14,5	14,0	13,7
	575	582	582	583	583	583
C_p	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
t	695	583	553	650	563	628
m_D	79,55	76,41	73,15	82,42	76,99	81,59
$G_D \cdot 10^2$	11,4	13,1	13,2	12,7	13,7	12,9
Q_D	275,12	318,84	321,83	309,02	333,24	316,60
m_R	16,5	4,5	1,5	1,0	0,5	0,7
G_R	0,02	0,008	0,003	0,001	0,009	0,001
Q_R	2,77	0,53	0,14	0,06	0,03	0,03
Q_u/A	2,46	2,82	2,85	2,73	2,95	2,80
$\lg Q_u/A$	0,39	0,45	0,45	0,44	0,47	0,45
$-\log G_D$	0,94	0,88	0,88	0,89	0,86	0,89

$\frac{\lambda}{\lambda_0}$

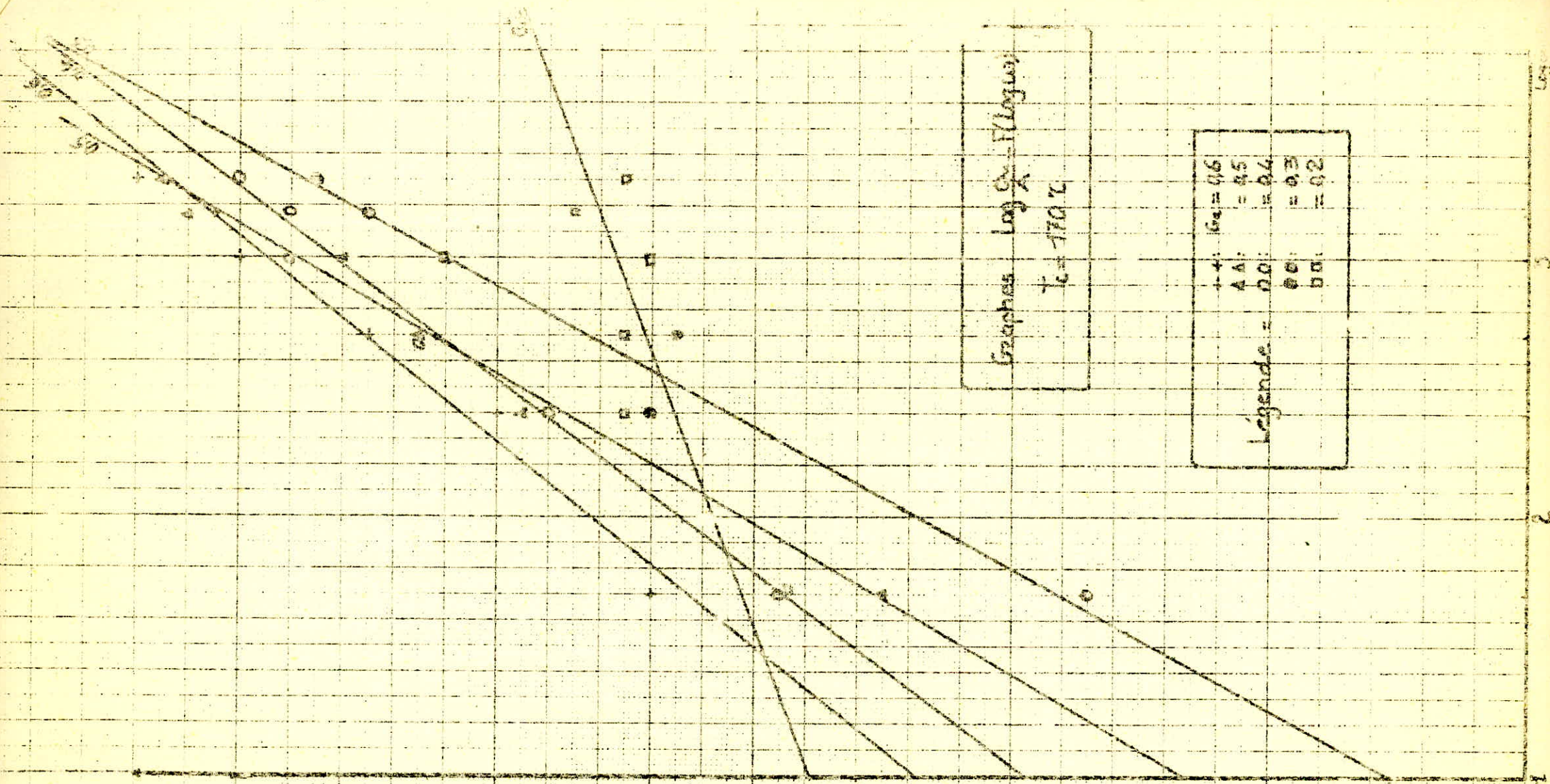
0.6

0.5

0.4

0.3

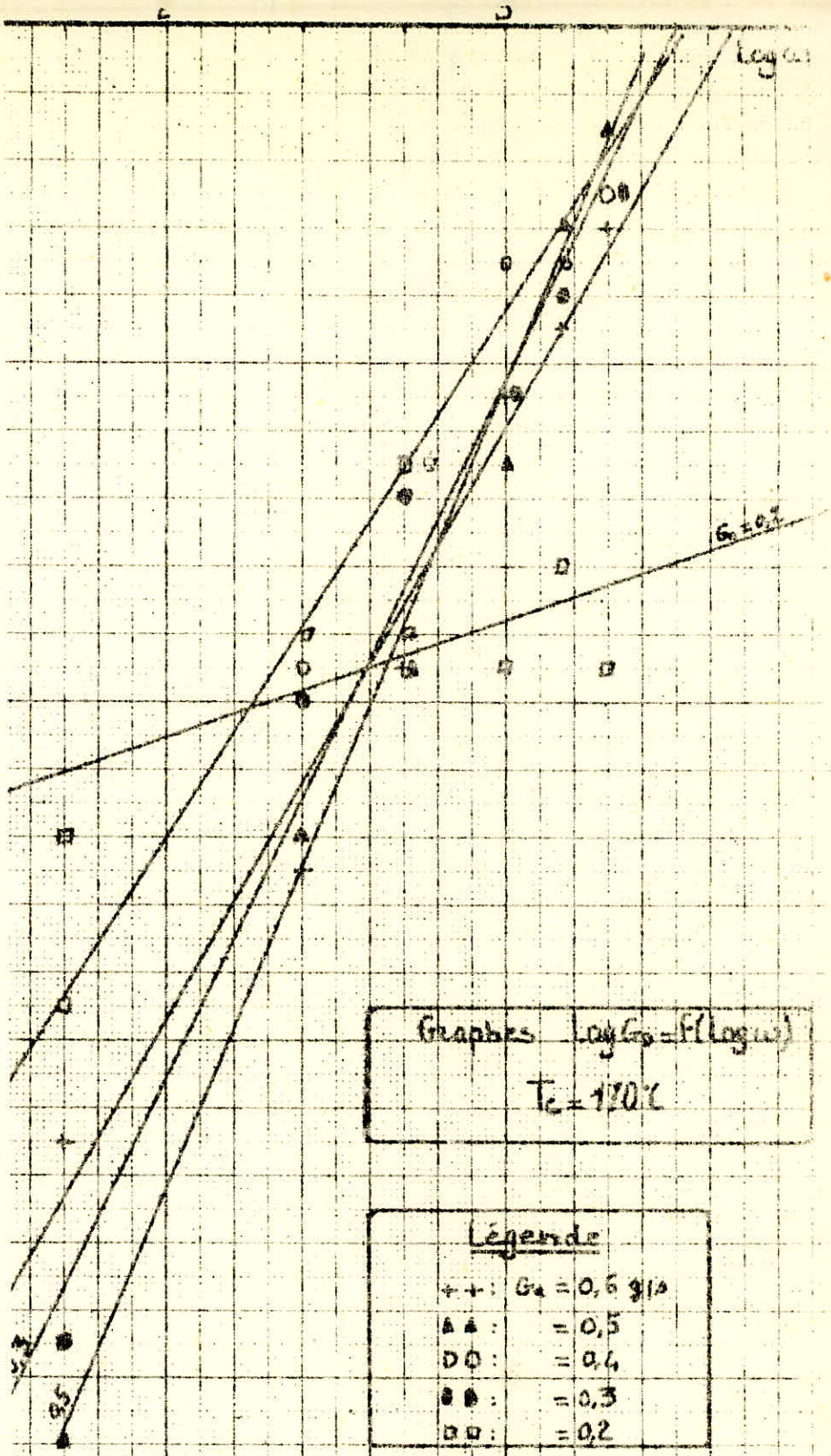
0.2



Graphes $\log \frac{\lambda}{\lambda_0} - \log \lambda$
 $T_c = 170^\circ C$

Légende =

○	$\lambda_2 = 0.6$
△	$= 0.5$
□	$= 0.4$
◇	$= 0.3$
●	$= 0.2$



Quatrième Experience : Eau de Mer.

Tableau 1 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,6$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	55,8	65,5	65,8	62,7	60,6	57,0
T_m	39,4	44,2	44,4	42,8	41,8	40,0
	566	559	559	566	566	566
C_p	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	690	728	684	796	691	807
m_D	49,04	62,26	66,56	87,89	90,98	103,32
$10^2 \cdot G_D$	7,1	8,5	9,7	11,0	13,2	12,8
G_D	168,15	199,82	227,37	261,25	311,50	302,89
m_R	285	288	255	280	230	260
G_R	0,41	0,39	0,37	0,35	0,33	0,32
Q_B	96,82	108,85	103,05	92,65	84,73	77,14
Q_U/A	2,34	2,73	2,92	3,13	3,51	3,36
$\log Q_U/A$	0,37	0,44	0,46	0,49	0,54	0,53
$-\log G_D$	1,15	1,07	1,01	0,96	0,88	0,89

Tableau 2 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,5$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	49,6	58,9	60,2	58,5	56,8	55,4
T_m	36,8	41,4	42,1	41,2	40,4	39,7
	566	566	566	566	566	566
C_p	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005	1,005
t	672	685	634	470	661	664
m_D	55,89	66,15	68,58	83,14	78,32	86,20
$10^2 \cdot G_D$	8,3	9,6	10,8	17,7	11,8	12,9
G_D	196,79	228,47	255,93	418,52	280,30	307,14
m_R	195	200	180	165	171	161
G_R	0,29	0,29	0,28	0,35	0,26	0,24
Q_R	60,46	72,24	71,79	86,27	61,73	56,43
Q_U/A	2,27	2,66	2,90	4,47	3,03	3,22
$\log Q_U/A$	0,36	0,42	0,46	0,65	0,48	0,51
$-\log G_D$	1,08	1,02	1,97	0,75	0,92	0,89

Tableau 3

 $T_c = 150^\circ\text{C}$ $G_a = 0,2$

w	50	250	500	1000	1500	2000
log w	1,70	2,40	2,70	3,00	3,17	3,30
t	25,2	26,1	26,4	27,0	24,7	25,6
T_m	25,2	25,5	25,7	26,0	24,8	24,8
	570	570	570	570	570	570
ϵ_p	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
t	685	887	740	713	650	682
m_D	27,99	38,19	32,49	31,32	28,51	28,66
$G_D \cdot 10^2$	4,1	4,3	4,4	4,4	4,4	4,2
G_D	97,35	102,58	104,61	104,66	104,50	100,12
m_R	67,5	90,0	75,0	74,0	66,0	72,5
G_R	0,098	0,101	0,101	0,104	0,102	0,106
Q_R	10,38	11,07	11,18	11,71	10,48	11,37
Q_U/A	0,95	1,00	1,02	1,02	1,02	0,98
$\log Q_U/A$	-0,02	0,00	0,008	0,013	0,008	0,009
$-\log G_D$	1,39	1,37	1,35	1,35	1,35	1,38

$\log \frac{Q_0}{A}$

Eau de Mer

Graphes $\log \frac{Q_0}{A} = F(\log w)$

$T_c = 150^\circ C$

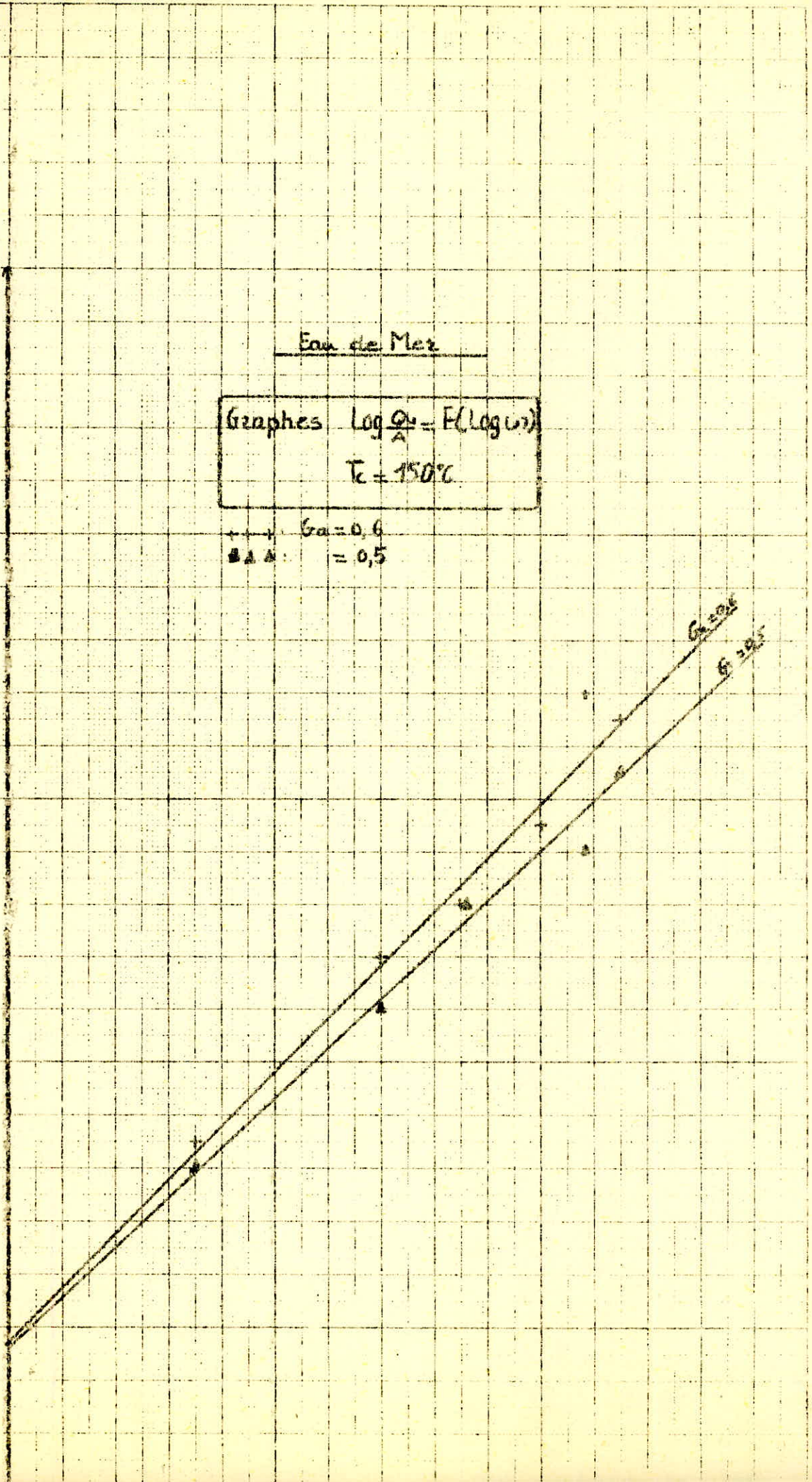
--- Ga = 0,6
--- Ga = 0,5

0,6

0,5

0,4

0,3



Log ω

0.9

1.0

1.1

1.2

1.3

0.25
0.5

Fau de Mer

Graphes: $\log G_0 - F(\log \omega)$

$\bar{K} = 150 \%$

0.25	$G_0 = 0.6$
0.5	$= 0.5$
0.75	$= 0.2$

0.25
0.5

L'ESCALIER DE LOGARITHMES

Influence du Debit d'alimentation G_a .

Première Expérience : $T_c = 130^\circ\text{C}$

w	G_a	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2
50	Q_u/A	1,29	1,62	1,37	1,19	1,35
	$G_D \cdot 10^2$	4,0	5,5	4,9	5,1	6,3
250	Q_u/A	2,02	1,99	1,78	1,76	1,68
	$G_D \cdot 10^2$	7,0	7,2	6,9	7,9	7,8
500	Q_u/A	2,21	2,09	2,10	1,95	1,98
	$G_D \cdot 10^2$	7,9	8,0	8,6	8,8	9,2
1000	Q_u/A	2,83	2,42	2,25	2,36	2,13
	$G_D \cdot 10^2$	11,0	9,6	9,5	10,9	9,9
2000	Q_u/A	2,57	2,04	2,44	2,49	2,32
	$G_D \cdot 10^2$	9,5	7,1	10,9	11,6	10,8

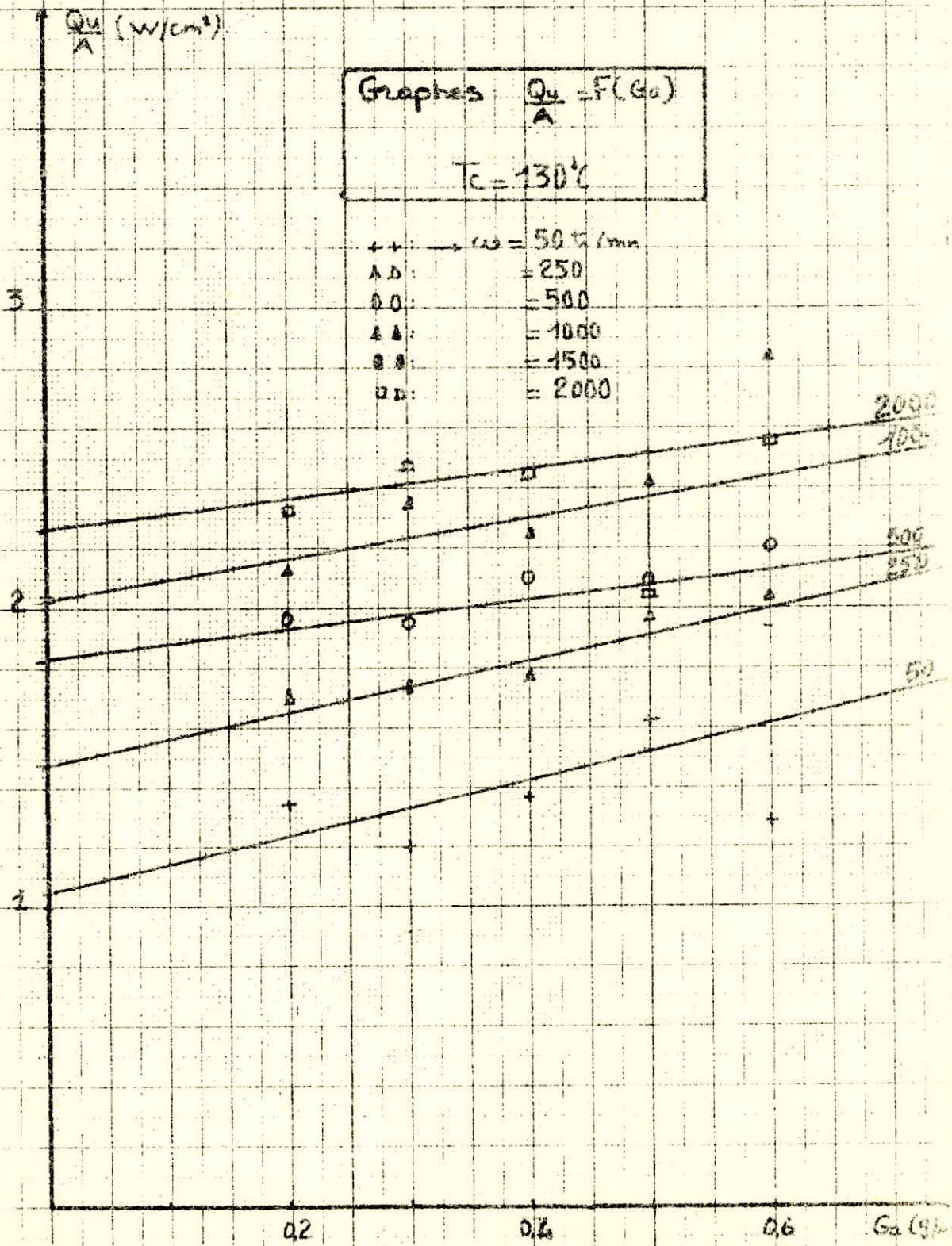
2^{eme} Expérience : $T_c = 150^\circ\text{C}$.

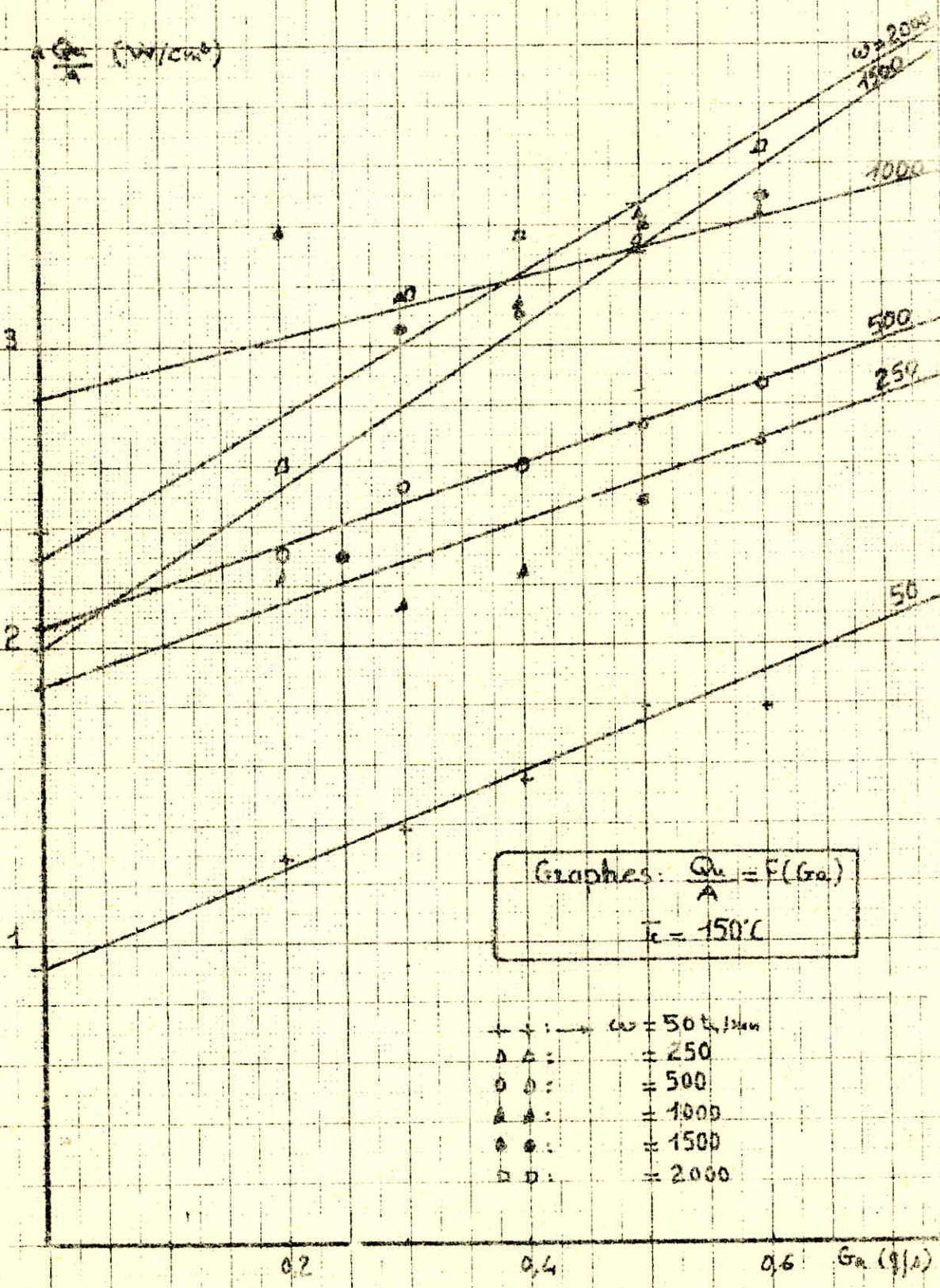
w	G_a	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2
50	Q_u/A	1,79	1,79	1,55	1,39	1,29
	$G_D \cdot 10^2$	5,7	6,3	6,0	6,2	5,9
250	Q_u/A	2,68	3,44	2,25	2,14	2,24
	$G_D \cdot 10^2$	9,6	13,4	9,5	9,5	10,4
500	Q_u/A	2,87	2,73	2,60	2,53	2,30
	$G_D \cdot 10^2$	10,6	11,1	11,3	11,5	10,7
1000	Q_u/A	3,42	3,40	3,14	3,17	2,39
	$G_D \cdot 10^2$	13,7	14,8	14,3	14,8	11,1
1500	Q_u/A	3,48	2,28	3,11	3,05	2,30
	$G_D \cdot 10^2$	14,3	14,2	14,3	14,2	10,7
2000	Q_u/A	3,65	3,33	3,37	3,15	2,58
	$G_D \cdot 10^2$	15,1	14,6	15,4	14,8	12,0

Troisième Expérience :

 $T_c = 170^\circ\text{C}$

w	G_a	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2
50	Q_u/A	2,77	2,25	2,48	1,89	2,46
	$G_D \cdot 10^2$	9,4	7,5	10,1	8,1	11,4
250	Q_u/A	3,16	3,09	3,05	2,77	2,83
	$G_D \cdot 10^2$	11,1	11,5	12,7	12,5	13,1
500	Q_u/A	3,57	3,49	3,39	2,67	2,85
	$G_D \cdot 10^2$	12,9	13,0	14,7	14,4	13,2
1000	Q_u/A	3,99	3,65	3,80	3,29	2,73
	$G_D \cdot 10^2$	15,3	14,6	16,9	15,3	12,7
1500	Q_u/A	4,08	4,17	3,79	3,54	2,95
	$G_D \cdot 10^2$	15,9	17,4	16,9	16,6	13,7
2000	Q_u/A	4,38	4,30	3,99	3,76	2,80
	$G_D \cdot 10^2$	17,5	18,4	17,9	17,8	12,9



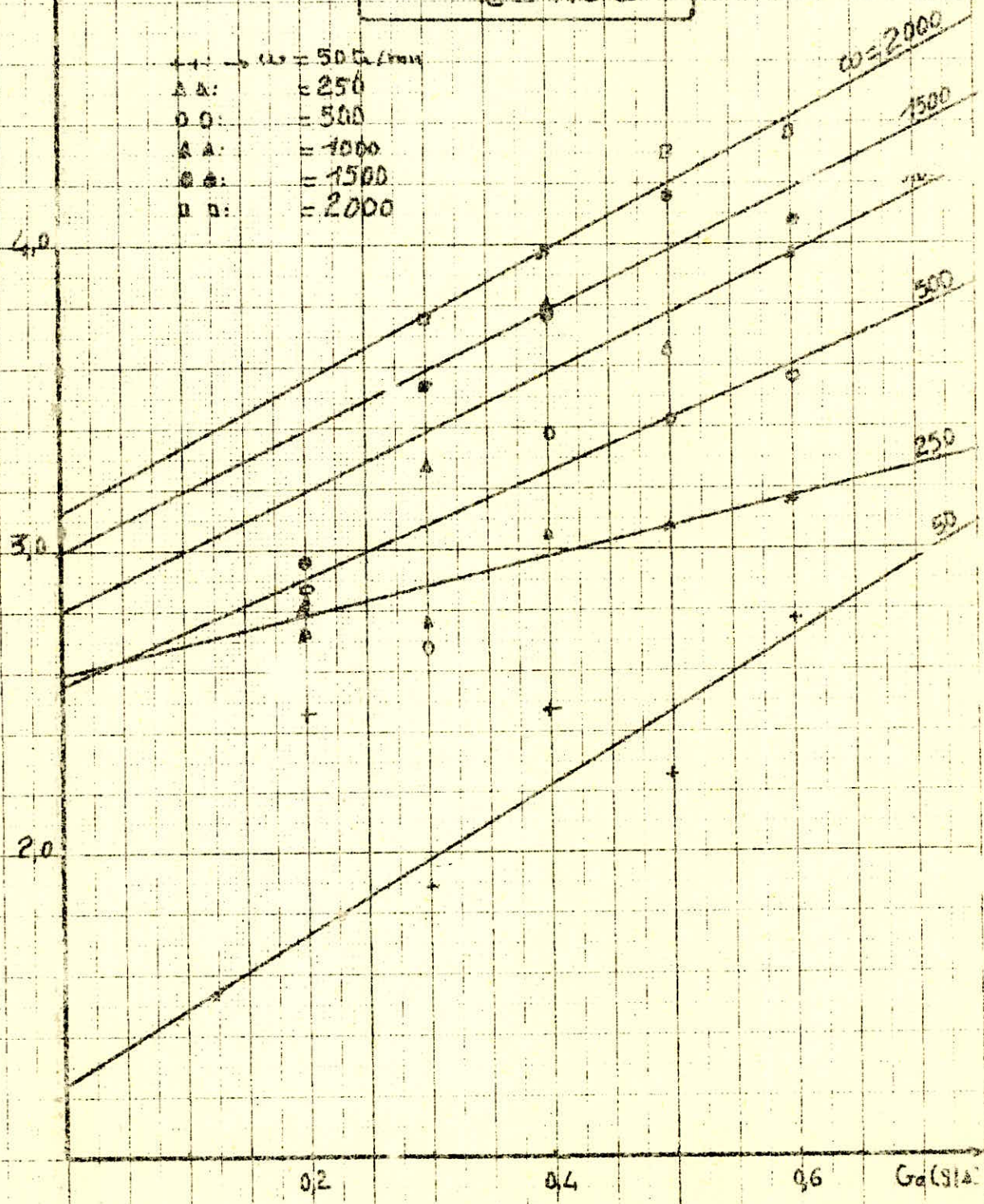


Graphes: $Q_u = f(G_c)$

$T_c = 170^\circ\text{C}$

$\frac{Q_u}{A}$ (W/cm²)

- + + → $\omega = 50$ g/min
- △ △: = 250
- ○: = 500
- △ △: = 1000
- ●: = 1500
- □: = 2000



$G_0(\text{g/s}) \cdot 10^3$

Graphes: $G_D = F(G_0)$
 $T_c = 30^\circ\text{C}$

- + + : $\omega = 50 \text{ G. / min}$
- △ △ : $= 250$
- ○ : $= 500$
- △ △ : $= 1000$
- ○ : $= 2000$

15

10

5

2000
1000

500
250

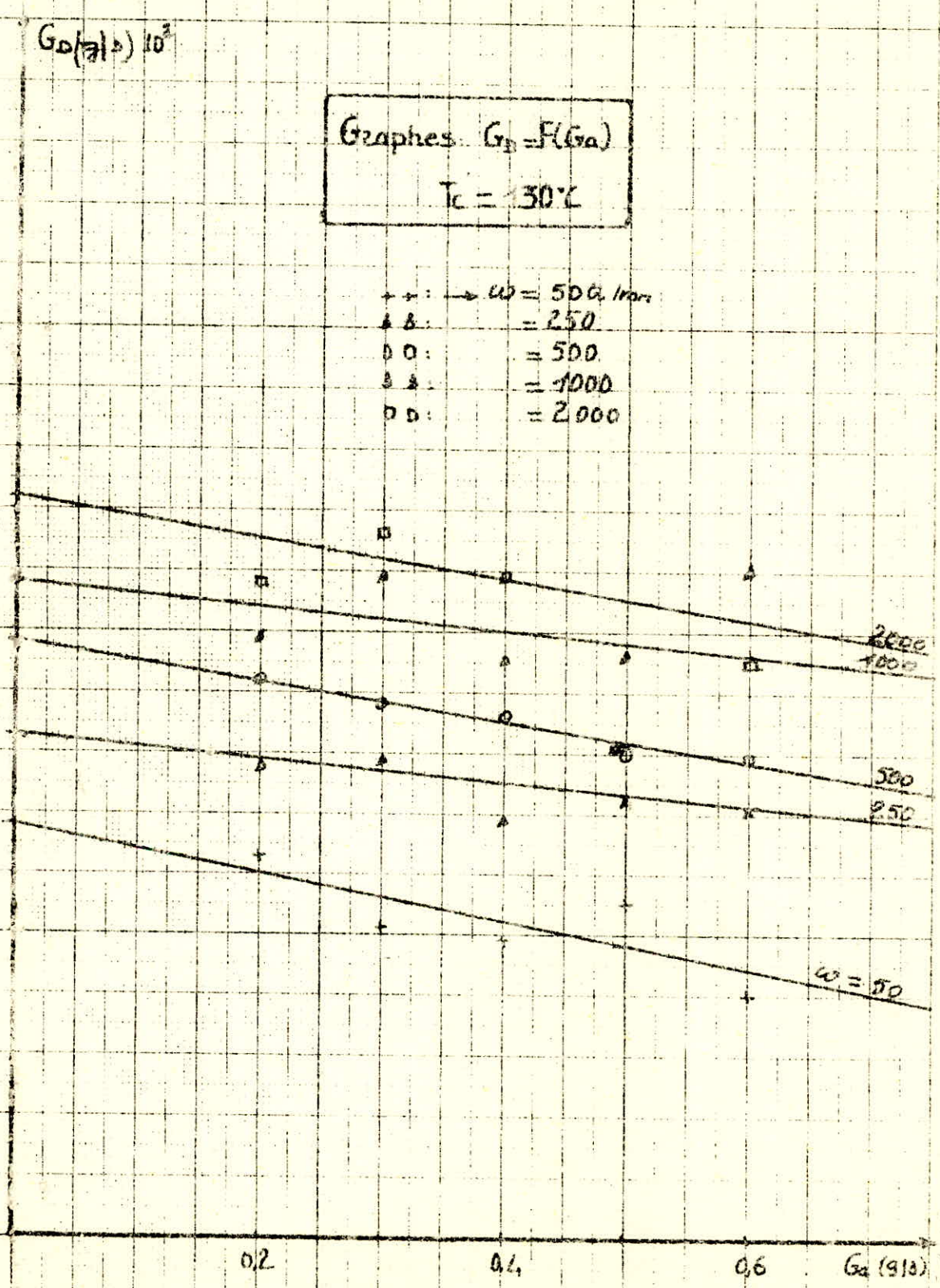
$\omega = 50$

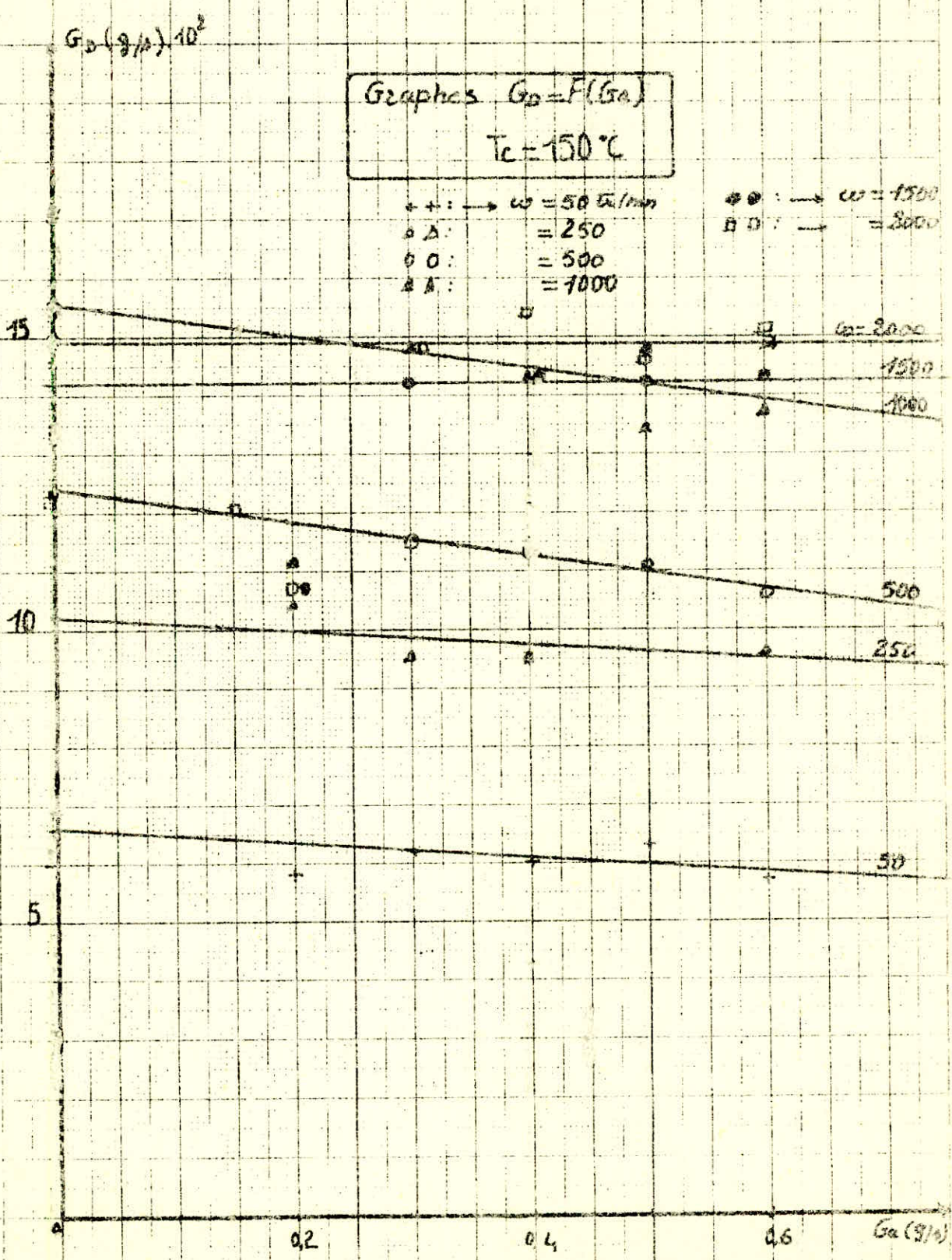
0,2

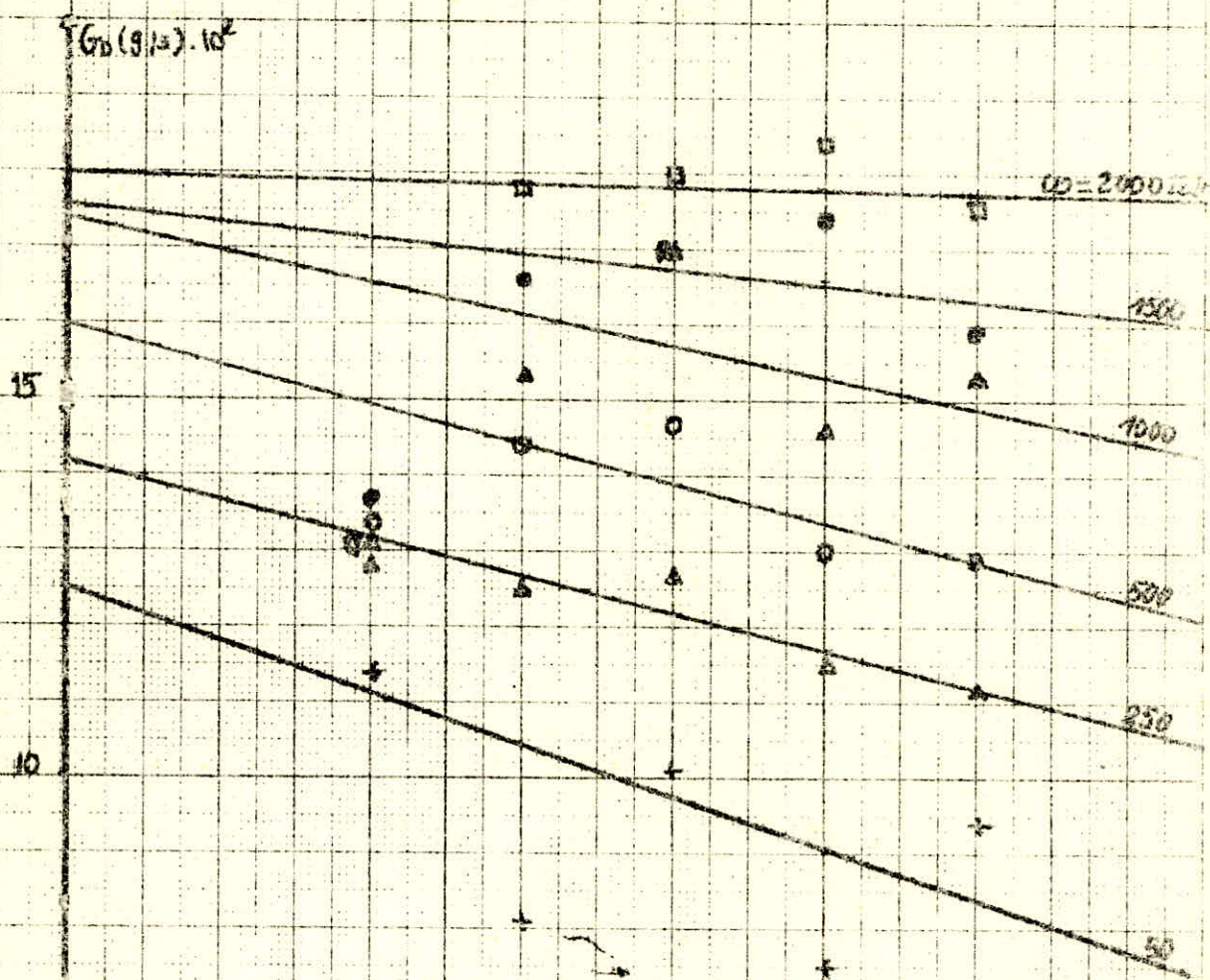
0,4

0,6

$G_0(\text{g/s})$







Graphes: $G_0 = F(G_a)$
 $T_c = 170^\circ C$

- ++ : $\omega = 50 \text{ g/min}$
- △△ : = 250
- : = 500
- : = 1000
- ◆◆ : = 1500
- : = 2000

0,2 0,4 0,6 $G_a \text{ (g/s)}$

-- REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUE --

- 1 - Les Problèmes du dessalement de l'eau de mer et des eaux Saumâtres.
Par J.R. VAILLANT.
collection du B.C.E.O.M ; Eyrolles Editeur - Paris
- 2 - L'analyse chimique et physico-chimique de l'eau par J. RODIER
Dunod - Paris 1960.
- 3 - F. Kreith.
Transmission de la chaleur et thermodynamique Messon et Cie.
- 4 - Technique de l'ingénieur.
Transfert de chaleur et de matière (J 3)
J 2650 René Leleu.
- 5 - Chemical Engineers Hand Book
Perry et CHILTON
- 6 - Periodique Technique de l'Ingénieur (1977) Genie - Chimique J.13.
J. 2340. Philippe HARDOUIN.
- 7 - Periodique : Khim Promyshl. (1976)
N° 10,78 - 781. bibl. (8 ref.).
par KOLEDA ; SEDOV ; KRASOTIN ; FEDOTOV.
- 8 - " La soif du monde et le dessalement des eaux "
par capit capit Gamella (Paris, 1966).

