

# Évaporation par ruissellement sur tubes horizontaux chauffés (\*)

par A. S. KONSTAS,  
Docteur ès-Sciences.

L'auteur étudie d'abord le coefficient de transfert de la chaleur de la surface chaude des tubes horizontaux à un liquide ruisselant librement sur les tubes dans des conditions d'écoulement visqueux et s'évaporant sans entrer en ébullition vive et sans formation de bulles.

Ensuite, l'auteur décrit deux types d'évaporateurs construits d'après ce principe et propose divers nouveaux types d'évaporateurs et d'appareils de distillation fractionnée.

## Introduction.

DANS la présente étude nous étudions le coefficient de transfert de chaleur de la paroi chaude de tubes horizontaux à un liquide ruisselant librement à un débit tel qu'on obtient un écoulement visqueux et dans des conditions telles que l'évaporation s'effectue sans ébullition vive.

Le transfert de chaleur d'un fluide à un autre à travers une paroi obéit à la formule bien connue :

$$k = \frac{1}{1/\alpha_1 + 1/\alpha_2 + \delta_p/\lambda_p}$$

Dans le cas de minces parois métalliques  $\delta_p/\lambda_p$  peut être négligé et on obtient,

$$k = \frac{1}{1/\alpha_1 + 1/\alpha_2}$$

Les valeurs de  $\alpha_1$  et  $\alpha_2$  peuvent être calculées par la formule

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{l}$$

$l$  représente une dimension caractéristique qui dépend de la forme prise par le liquide. Dans le cas du ruisselle-

ment, cette dimension doit être l'épaisseur moyenne  $\delta$  du film liquide formé sur la surface des tubes, de façon que la formule ci-dessus devienne :

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{\delta} \quad (1)$$

Dans la littérature, il n'y a pas encore une formule pour calculer le nombre  $Nu$  pour le cas présent.

« Perry's Chemical Engineers Handbook [1] » mentionne pour le ruissellement de l'eau sur tubes horizontaux la formule empirique [3]

$$h_{am} = 150 \left( \frac{\delta}{D} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Cette formule figure presque dans toutes les études et livres américains [4] [5].

« Ullman's Encyclopädie der technischen Chemie [6] » mentionne pour le ruissellement sur tubes horizontaux : « aucune formule sans dimensions n'est connue » et pour les réfrigérants à ruissellement, il donne pour l'eau et pour l'écoulement tourbillonnaire [9]  $k = 250-800$  kcal/m<sup>2</sup>.h.°C.

Deux récentes études s'occupent de la question d'évaporation sur surfaces verticales [10,11]. Dans toutes les deux, l'évaporation se fait par ébullition, c'est-à-dire dans des conditions qui diffèrent de celles de la présente étude.

(\*) Communication présentée au XXX<sup>e</sup> Congrès international de Chimie industrielle, à Athènes (17-24 septembre 1957).

Les valeurs du coefficient de conductibilité calorifique  $\lambda$  de la formule (1) peuvent être trouvées dans la littérature, ou calculées approximativement quand il s'agit de solutions.

Le calcul de l'épaisseur moyenne  $\delta$  du film liquide sur la surface des tubes peut être fait de la façon suivante. Pour l'écoulement visqueux, on a [2]

$$W = \frac{\delta^3 N}{3} \quad \text{et} \quad N = \frac{\rho^2 g \sin \alpha}{\mu}$$

d'où on obtient

$$\delta = \left( \frac{3W\mu}{\rho^2 g \sin \alpha} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2)$$

En mettant

$$W = V_p = V \frac{\gamma}{g} \quad \text{et} \quad \mu = \nu \frac{\gamma}{g}$$

on obtient

$$\delta = \left( \frac{3V\nu}{g \sin \alpha} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3)$$

Pendant l'écoulement sur la surface extérieure d'un tube, l'accélération  $g$  change continuellement en commençant par zéro au point supérieur de l'arrivée de la veine liquide, augmentant jusqu'au milieu du trajet pour retomber à zéro au point inférieur. L'intégration de toutes les valeurs de  $g$  donne  $2g/\pi$  c'est-à-dire la valeur moyenne de  $g \sin \alpha$  sera  $g_1 = 6,27$  m.

D'autre part, si l'on appelle  $V_r$  le volume du liquide (en mètres cubes, ruisselant en une seconde sur un mètre de longueur de tube), qui se sépare sur les deux côtés en deux courants ( $V = V_r/2$ ), on obtient finalement

$$\delta = 0,62 (V_r \nu)^{\frac{1}{3}} \quad (4)$$

Avant d'aborder le calcul du nombre  $Nu$ , il est utile de calculer le nombre de Reynolds  $Re$ .

L'expression ordinaire pour l'écoulement dans les conduites ouvertes est  $Re = 4.u.F/U\nu$ . En mettant la section de l'écoulement  $F = U.\delta$  et  $U$  égal à 1 m de largeur, on obtient  $F = \delta$  et  $Re = 4.u.\delta/\nu$ . Cette formule ne donne pas une indication absolument exacte mais suffit pour les calculs techniques. On a d'ailleurs  $V = u.\delta$  et  $V = V_r/2$ , d'où on obtient finalement

$$Re = 2 V_r/\nu \quad (5)$$

Pour la présente étude, l'intérêt se limite à l'écoulement visqueux c'est-à-dire que les valeurs de  $Re$  doivent être inférieures à 2 000.

Tant que le liquide coule sans ébullition, on peut admettre que chaque tube s'entoure d'un film liquide ayant une épaisseur moyenne  $\delta$  à travers lequel la chaleur se transmet par convection. Dans le cas de convection libre, on a [8]  $Nu = G.Gr^m.Pr^n$ .

Le nombre de Grasshof est  $Gr = \frac{l^3 \beta g \Delta t}{\nu^2}$  et le nombre Prandtl,  $Pr = \frac{c\nu\gamma}{\lambda} \times 3600$ . La longueur

caractéristique  $l$  sera ici l'épaisseur du film  $\delta$  et  $g$  sera remplacé par  $g_1 = 6,27$ . Les valeurs des autres facteurs peuvent être trouvées dans la littérature ou déterminées. Pour les valeurs de ( $Gr.Pr.$ ) entre  $10^{-3}$  et  $10^3$ , on a [8]  $C = 0,49$  et  $m = n = 0,25$  d'où

$$Nu = 0,49 \times Gr^{0,25} Pr^{0,25} \quad (6)$$

Comme il est démontré ci-dessous, cette formule donne des chiffres qui coïncident très bien avec les résultats expérimentaux.

Il a paru intéressant d'examiner aussi la possibilité d'utilisation de la formule indiquée pour le ruissellement sur tubes verticaux [7] convenablement modifiée.

Cette formule est la suivante :

$$Nu = CRe^m Pr^n \left( \frac{L}{l} \right)^p$$

Dans le cas d'écoulement visqueux on a :  $C = 1$  et  $m = n = p = 0,33$  et la formule est valable pour les valeurs  $Pr > 10$ .

$\frac{L}{l}$  représente normalement une relation des dimensions (par exemple longueur par diamètre). Ici nous n'avons qu'une seule dimension caractéristique, l'épaisseur du film  $\delta$  et la formule ci-dessus peut s'écrire

$$Nu = Re^{0,33} Pr^{0,33} \delta^{0,33} \quad (7)$$

Dans les cas étudiés ci-dessous les valeurs de  $Pr$  varient de 4 à 88 et les chiffres obtenus avec la formule (7) diffèrent sensiblement des résultats expérimentaux, les différences variant de - 25 % à + 50 %. Pour cette raison, on a cru inutile de les répéter ici.

Nous avons eu l'occasion de construire deux évaporateurs à ruissellement pour deux liquides complètement différents ; d'une part pour des sirops de raisins secs de différentes concentrations et d'autre part pour des solutions d'huiles lubrifiantes dans un dissolvant composé de benzène et d'acétone, et de contrôler l'exactitude des résultats de calculs mentionnés ci-dessus.

### Évaporateur de sirop de raisins secs.

Nous avons décrit en 1953 [12] un évaporateur composé d'un faisceau de tubes horizontaux en cuivre, chauffé par circulation intérieure d'eau chaude (90-95 °C), sur lequel ruisselle le sirop à concentrer lequel on fait circuler à nouveau au moyen d'une pompe, jusqu'à l'obtention de la concentration désirée (fig. 1). D'après la quantité d'eau évaporée, il avait été trouvé que le coefficient, varie à peu près proportionnellement à  $\sqrt{\frac{\nu_1}{\nu_2}}$   $\nu_1$  et  $\nu_2$  étant les viscosités cinématiques des sirops, sans chercher de trouver une formule donnant les valeurs absolues de  $\alpha_1$ .

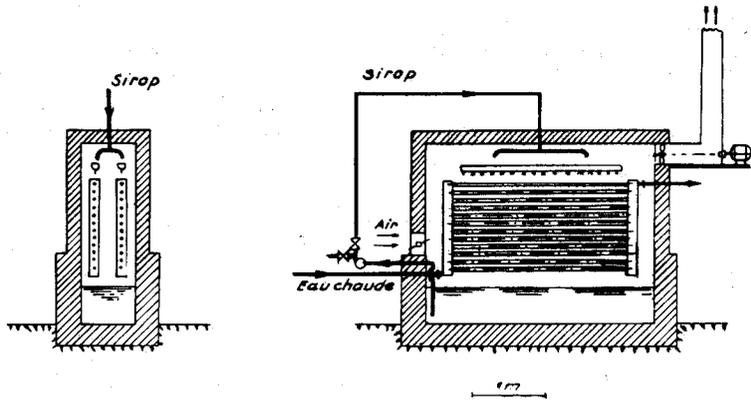


Fig. 1.

Dans le *tableau I*, on donne les nombres à l'aide desquels on peut calculer les valeurs de  $\alpha_1$  en utilisant les formules (1), (4) et (6).

Il est clair que les valeurs de  $\alpha_1$  calculées coïncident très bien avec les valeurs expérimentales, qui représentent une moyenne de 12 observations.

**Évaporateur de solutions d'huiles lubrifiantes.**

La *figure 2* représente un évaporateur construit d'après le même principe pour condenser des solutions de différentes huiles lubrifiantes provenant d'une

installation de déparaffinage décrite ailleurs [13]. L'évaporation se fait en deux étapes. Le premier évaporateur fonctionne sous pression atmosphérique et est chauffé par les vapeurs du dissolvant provenant du second évaporateur fonctionnant sous une pression absolue de 1,6 kg/cm<sup>2</sup> et chauffé par la vapeur d'eau. La viscosité des huiles varie entre de très larges limites de 22 à 340 centistokes à 50°C.

Les calculs pour la construction de ces évaporateurs ont été basés sur les formules exposées ci-dessus et ils ont été contrôlés pendant le fonctionnement. Ce contrôle a été limité à l'évaporateur de la première étape parce que le second évaporateur est chauffé par

TABLEAU I

Température du sirop °C	$V_r$ m <sup>3</sup> /m.s	$\gamma$ kg/m <sup>3</sup>	$c$	$v$ m <sup>2</sup> /s	$\lambda$	$\delta$ m	$\lambda/\delta$	$Re$	$Gr$	$Pr$	$Gr.Pr$	$Nu$	$\alpha_1$	
													Calculé	Expérim.
60	$1,31 \times 10^{-4}$	$1,14 \times 10^3$	0,70	$1,1 \times 10^{-6}$	0,43	$0,32 \times 10^{-3}$	1 350	240	0,91	7,4	6,74	0,79	1 060	1 050
65	»	$1,23 \times 10^3$	0,55	$3,2 \times 10^{-6}$	0,38	$0,47 \times 10^{-3}$	810	80	0,34	20,5	6,94	0,80	650	620
70	»	$1,34 \times 10^3$	0,43	$13,5 \times 10^{-6}$	0,32	$0,75 \times 10^{-3}$	430	20	0,078	88	6,62	0,79	340	300

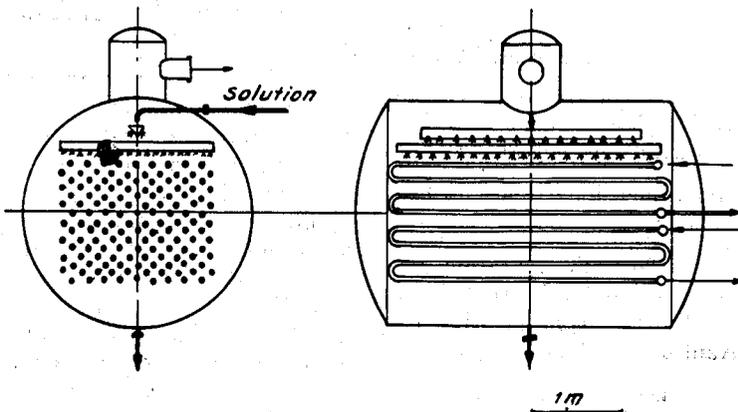


Fig. 2.

deux systèmes de serpentins dont l'un à vapeur à basse pression et l'autre à haute pression et il est impossible de distinguer la quantité de dissolvant évaporé par chaque serpentin.

Étant donné que la distillation se fait en marche

4° La vitesse de ruissellement étant de l'ordre de 0,1-0,2 m/s, l'évaporation est achevée dans quelques secondes. De cette façon, la quantité de liquide existant à chaque instant dans l'évaporateur est minime. Cet avantage est très important quand on a à évaporer

TABLEAU II  
Viscosité de l'huile 22 cSk à 50°C

	V <sub>r</sub>	v	λ	δ	λ/δ	Re	Gr	Pr	Gr. Pr	Nu	α <sub>1</sub>	
											Calculé	Expérim.
	m <sup>3</sup> /m.s	m <sup>2</sup> /s		m								
Entrée .....	0,63 × 10 <sup>-4</sup>	0,44 × 10 <sup>-6</sup>	0,13	0,19 × 10 <sup>-3</sup>	690	290	2,5	3,9	9,7	0,87	600	
Sortie .....	0,41 × 10 <sup>-4</sup>	0,47 × 10 <sup>-6</sup>	0,13	0,17 × 10 <sup>-3</sup>	770	175	0,9	4,2	3,8	0,69	530	
Moyenne .....					730					0,78	565	600

TABLEAU III  
Viscosité de l'huile 340 cSk à 50°C

	V <sub>r</sub>	v	λ	δ	λ/δ	Re	Gr	Pr	Gr. Pr	Nu	α <sub>1</sub>	
											Calculé	Expérim.
	m <sup>3</sup> /m.s	m <sup>2</sup> /s		m								
Entrée .....	0,48 × 10 <sup>-4</sup>	0,50 × 10 <sup>-6</sup>	0,13	0,18 × 10 <sup>-3</sup>	720	190	1,6	4,5	7,2	0,81	580	
Sortie .....	0,31 × 10 <sup>-4</sup>	0,55 × 10 <sup>-6</sup>	0,13	0,16 × 10 <sup>-3</sup>	810	110	0,54	4,9	2,6	0,63	510	
Moyenne .....					705					0,78	545	550

continue, les résultats ont été contrôlés par la concentration des solutions à l'entrée et à la sortie. Les *tableaux II* et *III* donnent les chiffres obtenus dans la première évaporation pour deux huiles ayant les viscosités extrêmes.

Les valeurs de α calculées sont en très bon accord avec les résultats expérimentaux.

### Avantages des évaporateurs par ruissellement.

Les évaporateurs construits d'après le principe du ruissellement présentent les avantages suivants :

1° Compte tenu de leurs dimensions, leur surface d'évaporation est très grande ;

2° Étant donné que la surface d'évaporation est presque égale à la surface de chauffe, ils se prêtent particulièrement aux opérations de concentration de solutions et de liquides ayant une tendance à mousser ;

3° Ils peuvent être combinés en évaporateurs à multiples effets ;

des liquides sensibles par exemple des jus de fruits, etc ;

5° La construction des appareils est très simple et ils ne possèdent pas de mécanismes en rotation, etc ;

6° L'inspection, le démontage et le nettoyage des évaporateurs sont très faciles.

### Application à la distillation fractionnée.

On pourrait construire des colonnes à distillation fractionnée en combinant divers éléments séparés d'évaporation à ruissellement de façon que le liquide à fractionner passe chaque fois à un élément plus chaud obtenant ainsi chaque fois une température plus élevée et donnant des fractions plus lourdes. Les dimensions de chaque élément et la surface de chauffe doivent être calculées d'après les formules (4) et (6) et être adaptées aux propriétés du liquide et au fractionnement désiré. Pour le chauffage, on peut utiliser les divers moyens de chauffage par exemple la vapeur d'eau ou l'eau sous pression, les huiles de pétrole, le diphényle, les mélanges de sels, etc., en circuit fermé et

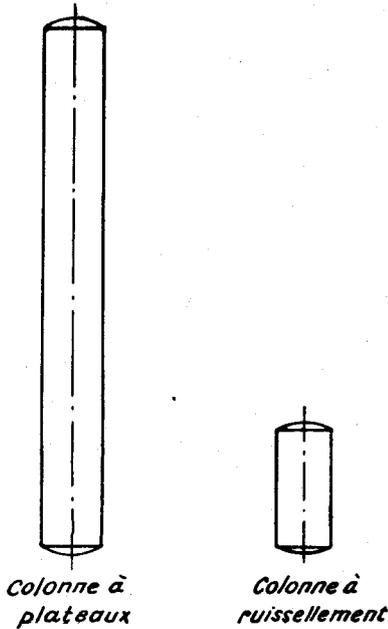


Fig. 3.

chauffés dans un foyer séparé, ou même des éléments chauffés électriquement.

On peut, d'ailleurs, créer à chaque étape de distillation une différente pression, on peut injecter la vapeur

directement, on peut soumettre les fractions de chaque étape à une seconde distillation fractionnée, comme on fait dans les distillations du pétrole dans les « Strippers », etc.

Par l'application de ce principe, on obtient quelques avantages très importants. On arrive tout d'abord à une importante diminution de la hauteur de la colonne. Par exemple, une colonne de « topping » d'une capacité de 160 tonnes de pétrole brut par heure (à peu près égale à la Raffinerie de l'Etat Grec) du type classique doit avoir environ un diamètre de 4 m et une hauteur de 35 m, tandis qu'une colonne à ruissellement aurait un diamètre de 3,4 m et une hauteur de 8 m c'est-à-dire que le volume de la colonne serait environ le 1/6 et son prix le 1/4 (fig. 3).

La quantité de chaleur pour l'exécution de la distillation serait diminuée de 20-25 % ainsi que la quantité d'eau de réfrigération. La consommation en vapeur directe pourrait aussi être diminuée d'une façon appréciable. Enfin, un avantage très important serait le chauffage graduel du pétrole à chaque étape jusqu'à la température nécessaire pour obtenir les fractions correspondantes, en évitant toute surchauffe.

D'ailleurs, n'ayant pas d'ébullition vive, on n'a pas d'entraînement de gouttelettes de liquide d'un compartiment à l'autre.

La figure 4 donne un schéma simplifié d'une installa-

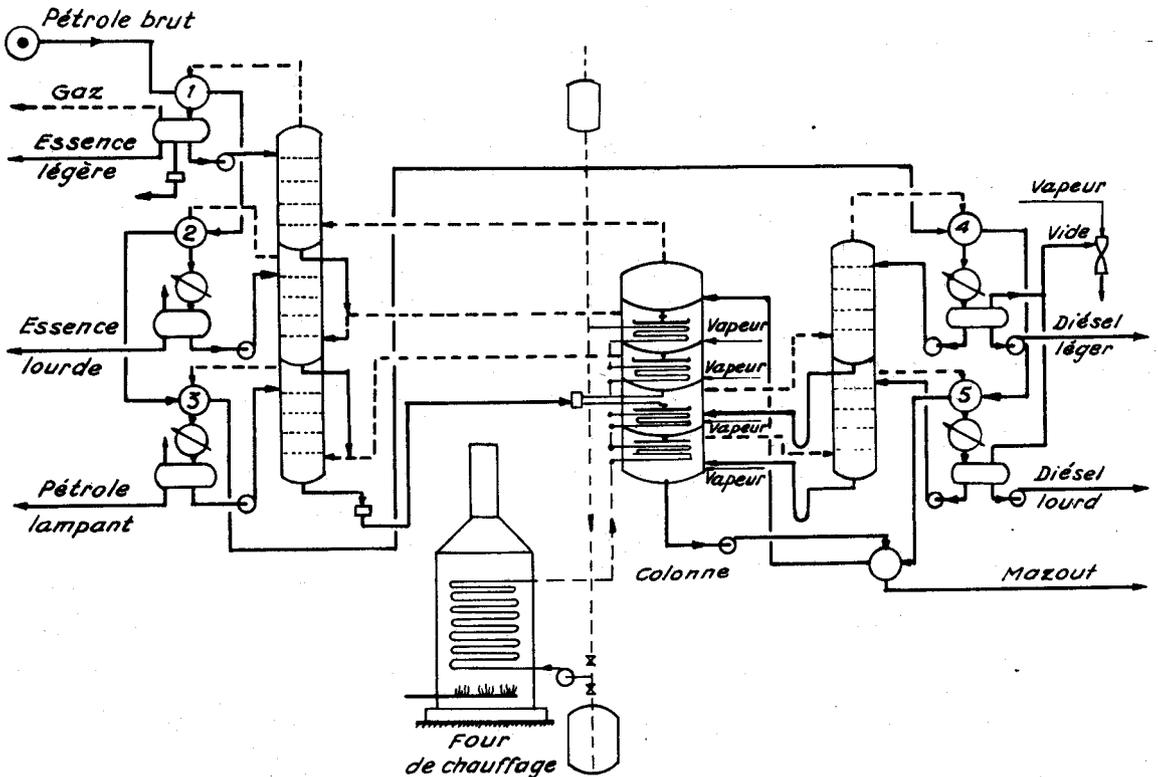


Fig. 4.

tion de distillation (« topping ») de pétrole brut donnant deux fractions d'essence (légère et lourde) et une fraction de pétrole lampant sous pression atmosphérique et puis deux fractions de pétrole-diesel sous pression réduite. Durant la distillation, on injecte la vapeur d'eau. L'installation est équipée de petites colonnes de fractionnement (« side-strippers ») dans lesquelles les fractions sont introduites sous forme de vapeurs. Il est également possible d'introduire les fractions dans les « side-strippers » après condensation, comme dans les raffineries de type classique ou, enfin, d'appliquer un système mixte, etc. Chaque variation présente des avantages et des inconvénients et ce n'est qu'après une étude approfondie de chaque cas que l'on pourrait se décider pour l'une ou l'autre solution.

Le procédé de distillation fractionnée est protégé par un brevet grec [14] et une demande de brevet a été déposée aux Etats-Unis.

## Conclusion.

De l'étude théorique, on déduit les formules et les données expérimentales affirmant que l'on peut calculer avec une exactitude satisfaisante le coefficient de transfert de chaleur de la paroi des tubes horizontaux chauffés à un liquide préchauffé ruisselant sur leur surface dans la région de l'écoulement visqueux et s'évaporant sans ébullition vive.

On décrit deux types d'évaporateurs construits sur ce principe, dont l'un pour concentrer le sirop de raisins secs et l'autre pour évaporer le dissolvant benzène-acétone d'une installation de déparaffinage des huiles lubrifiantes.

Etant donné la vitesse d'évaporation et l'élimination de toute surchauffe, on peut appliquer ce principe dans la construction d'évaporateurs pour les liquides moussants, les liquides sensibles à la chaleur, etc.

On pourra, d'ailleurs, l'appliquer pour la distillation fractionnée, en faisant ruisseler le liquide sur des faisceaux de tubes et d'autres éléments chauffants dont la température monte progressivement de façon à obtenir petit à petit des fractions de plus en plus lourdes. On donne un schéma d'installation pour la distillation du pétrole et on décrit ses avantages qui consistent essentiellement dans une importante économie aussi bien dans la construction que dans le fonctionnement.

### NOTATIONS ADOPTÉES :

- $a$  = angle de conduit à l'horizontale (degrés).  
 $C$  = constante.  
 $c$  = chaleur spécifique (kcal/kg).  
 $D$  = diamètre extérieur du tube (pouces).

- $F$  = section du liquide en écoulement ( $m^2$ ).  
 $g$  = accélération de la pesanteur ( $kg/s^2 = 9,80$ ).  
 $g_1$  = accélération de la pesanteur réduite = (6,27).  
 $ha.m.$  = coefficient global de transfert de chaleur. [BTu/(pied carré)] (hr) ( $^{\circ}F$ ), ( $^{\circ}F$ ) étant la différence moyenne arithmétique des températures en degrés Fahrenheit.  
 $k$  = coefficient global de transfert de chaleur ( $kcal/m^2.h.^{\circ}C$ ).  
 $L$  et  $l$  = dimensions caractéristiques.  
 $m$  = constante.  
 $n$  = constante.  
 $p$  = constante.  
 $t, t_1, t_2, t_p$  = températures ( $^{\circ}C$ ).  
 $U$  = périmètre mouillé du conduit (m).  
 $u$  = vitesse (m/s).  
 $V$  = volume du liquide ruisselant par mètre de largeur et par seconde ( $m^3$ ).  
 $V_r$  = Volume du liquide ruisselant par mètre de longueur du tube et par seconde ( $m^3$ ).  
 $W$  = quantité de liquide ruisselant par mètre de largeur ( $kg/s$ ).  
 $Gr$  = nombre de Grasshof (sans dimensions).  
 $Nu$  = nombre de Nusselt (sans dimensions).  
 $Pr$  = nombre de Prandtl (sans dimensions).  
 $Re$  = nombre de Reynolds (sans dimensions).  
 $\alpha_1, \alpha_2$  = coefficients partiels de transfert de chaleur ( $kcal/m^2.h.^{\circ}C$ ).  
 $\beta$  = coefficient de dilatation cubique.  
 $\Gamma$  = quantité d'eau, en litres par pied de longueur de tube et par heure (entre 100 et 1 000).  
 $\gamma$  = poids spécifique ( $kg/m^3$ ).  
 $\Delta t$  = écart de température entre le liquide ( $t_2$ ) et la paroi ( $t_1$ ) (approximativement)  $t_p = \frac{\alpha_1 t_1 + \alpha_2 t_2}{\alpha_1 + \alpha_2}$ .  
 $\delta$  = épaisseur du film liquide (m).  
 $\delta_z$  = épaisseur des parois métalliques (m).  
 $\lambda$  = conductibilité calorifique du liquide en évaporation ( $kcal/m.h.^{\circ}C$ ).  
 $\lambda_z$  = conductibilité calorifique du métal ( $kcal.m.h.^{\circ}C$ ).  
 $\nu$  = viscosité absolue ( $kg/m.s$ ) =  $\nu \cdot \rho = \nu \frac{\gamma}{g}$ .  
 $\nu$  = viscosité cinématique ( $m^2/s$ ).  
 $\rho$  = masse spécifique ( $kg/m^3$ ) =  $\frac{\gamma}{g}$ .

### RÉFÉRENCES CITEES

- [1] PERRY'S, Chemical Engineers Handbook, 3<sup>e</sup> Edit., 1950, p. 474.  
 [2] PERRY'S, Chemical Engineers Handbook, 3<sup>e</sup> Edit., 1950, p. 387.  
 [3] MC ADAMS, *Trans. Amer. Soc. Mech. Engineer*, 1940, 62, 627.  
 [4] MC ADAMS, Heat Transmission, 1940, p. 205.  
 [5] LAUER B. C., *Oil and Gas J.*, 1954, avril, 27.  
 [6] ULLMANN'S, Encyklopädie der technischen Chemie, 3<sup>e</sup> Edit. 1951, tome 1, p. 212 (ligne 15).  
 [7] ULLMANN'S, Encyklopädie der technischen Chemie, 3<sup>e</sup> Edit. 1951, tome 1, p. 212 (ligne 13).  
 [8] ULLMANN'S, Encyklopädie der technischen Chemie, 3<sup>e</sup> Edit. 1951, tome 1, p. 213 (ligne 18).  
 [9] ULLMANN'S, Encyklopädie der technischen Chemie, 3<sup>e</sup> Edit., 1951, tome 1, p. 220.  
 [10] KRAMERS H., VAN CAPELLE A.-E.-F., VAN DER STRAAT E.-D., *De Ingenieur*, 1955, 25 février.  
 [11] LINKE W., *Dechema-Monographien*, 1955, n<sup>o</sup> 25, 65-75.  
 [12] KONSTAS A., *Chem. Ing. Tech.*, 1953, décembre, 715-717.  
 [13] KONSTAS A., *Petroleum Refiner*, 1957, septembre.  
 [14] KONSTAS A., Brevet grec. n<sup>o</sup> 14028, 1957, 25 juillet.

**SUMMARY**

Evaporation by trickling on heated horizontal tubes.

*The writer first studies the heat transfer coefficient of the hot surface of horizontal tubes, with a liquid trickling freely on the tubes, under viscous flow conditions, and evaporating without boiling and without formation of bubbles.*

*The writer then describes two types of evaporators, built along these lines, and suggests various new types of evaporators and of fractionated-distillation apparatus.*

**KURZREFERAT**

Verdunstung durch Berieselung auf horizontalen geheizten Röhren.

*Der Verfasser studiert zunächst den Hitzeübertragungskoeffizient zwischen der heißen Oberfläche der horizontalen Röhren und einer über die Röhren frei rieselnden Flüssigkeit bei visköser Strömung und Verdunstung ohne heftiges Siedens und ohne Blasenbildung.*

*Man beschreibt zwei weitere, nach diesem Prinzip konstruierten, Verdampfertypen und schlägt verschiedene neue Verdampfer und Apparate für fraktionnierte Destillation vor.*

**RESUMEN**

Evaporación por chorreo sobre tubos horizontales calentados.

*El autor estudia primero el coeficiente de transferencia del calor de la superficie caliente de los tubos horizontales a un líquido chorreando libremente sobre los tubos bajo condiciones de derrame viscoso y evaporándose sin que se produzca una ebullición viva ni que halla formación de burbujas.*

*Después, el autor describe dos tipos de evaporadores construidos según ese principio y propone varios tipos nuevos de evaporadores y de aparatos para la destilación fraccionada.*

