

506 W

PREMIÈRE ÉDITION

# ÉVAPORATION

DES

# JUS SUCRÉS

PAR

## HORSIN-DÉON

INGÉNIEUR-CHIMISTE



PARIS

LIBRAIRIE DES SCIENCES ET DE L'INDUSTRIE

L. GEISLER

Imprimeur-Éditeur

1, Rue de Médicis, 1

1913



EC 95  
3080

JL

28

506

~~JL~~ W



# ÉVAPORATION DES JUS SUCRÉS

---

Pap., Grav. et Imp. L. GEISLER  
aux CHATELLES, par Raon-l'Étape (Vosges)  
1, rue de Médicis, PARIS

---

3080



PREMIÈRE ÉDITION

# ÉVAPORATION

J<sub>2</sub> =

DES

# JUS SUCRÉS

PAR

## HORSIN-DÉON

INGÉNIEUR-CHIMISTE



PARIS

LIBRAIRIE DES SCIENCES ET DE L'INDUSTRIE

L. GEISLER

Imprimeur-Éditeur

1, Rue de Médicis, 1

1913





# AVANT-PROPOS

---

Avant la publication de cette étude, la question de l'évaporation n'avait jamais été étudiée à fond par les différents auteurs qui s'y étaient fort peu attachés du reste et qui n'avaient même fait qu'effleurer le sujet. Les quelques documents épars que l'on rencontrait dans la littérature scientifique ne donnaient que des renseignements qui semblaient de prime abord contradictoires et dont il était impossible de tirer un enseignement utile. Par conséquent, j'ai dû créer de toute pièce une théorie qui répondit aux données de la pratique journalière.

Je suis ainsi parvenu à établir des formules qui permettent de calculer, avec une approximation plus que suffisante, les éléments d'un appareil d'évaporation ou de condensation à surface quelconque, résultat pratique vers lequel ont tendu tous mes efforts.

Les discussions qui ont suivi la publication de ces formules sont arrivées à démontrer leur justesse, et les différences que l'on rencontre chez divers auteurs qui par la suite ont présenté des façons autres d'établir des calculs d'appareil d'évaporation, ne reposent que sur la forme même et bien souvent le point de départ de leurs évaluations, mais le fond, c'est-à-dire les lois mêmes de l'évaporation que j'ai tracées sont demeurées immuables. C'est pourquoi je m'étendrai beaucoup plus sur la partie théorique que sur la partie pratique que l'on trouvera simplement développée dans d'autres livres, et avec des points de vue qui peuvent différer sensiblement.

Avant donc d'aborder l'étude d'un appareil d'évaporation, nous établirons les différentes lois qui régissent la condensation de la vapeur, et la vapeur elle-même.

HORSIN-DEON.







## CHAPITRE PREMIER

### ÉVAPORATION DES JUS SUCRÉS

---

#### § 1. — Etude de la vapeur

L'évaporation d'un liquide par la vapeur se compose de quatre phases distinctes et successives : 1° La condensation de la vapeur sur la paroi de chauffage; 2° la transmission de la chaleur à travers cette paroi; 3° la réception du calorique par le liquide en ébullition; 4° la vaporisation du liquide en ébullition.

Ces quatre phases du travail feront l'objet de quatre groupes de formules différentes qui, coordonnées et soudées ensemble établiront la formule définitive de l'évaporation.

Nous allons avant tout jeter un coup d'œil sur la nature et la composition de la vapeur qui se forme dans les appareils et qui se condense sur les parois tubulaires de la caisse suivante, confondant un peu par conséquent la première et la quatrième phases de l'évaporation, cette étude devant nous montrer les difficultés pratiques qui empêchent l'application immédiate et sans réserve des formules théoriques que nous établirons plus loin, ces formules ne s'appliquant exactement qu'à la vapeur saturée sèche normale.

A côté de ce travail d'ensemble se grefferont les questions d'établissement des appareils, calculs des différents éléments qui les composent, de manière à pouvoir édifier dans les meilleures conditions possibles un système évaporatoire complet, ou un condenseur à surface, ou bien un réchauffeur, dans quelque condition industrielle que l'on veuille se placer.

*Formules générales.* — Rappelons ici les principes généraux de la constitution de la vapeur en appuyant un peu sur la théorie mécanique de la chaleur dont nous ferons de temps en temps usage.

Quand on transforme un liquide en vapeur, on sait que le phénomène est accompli suivant trois phases distinctes. Il faut d'abord



échauffer le liquide pour lui communiquer la température d'ébullition  $T$ , d'un nombre de calories  $L$  qui est fonction de la chaleur spécifique du liquide. Ensuite il faut lui fournir un certain nombre de calories internes  $V$ , dites *chaleur latente intérieure* ou simplement *chaleur interne* et qui correspond au travail d'attraction des molécules aqueuses et qui est fonction de  $A$ . Enfin il faut lui apporter le nombre de calories nécessaires pour le *travail* de la vaporisation, dit *chaleur latente extérieure* qui représente la quantité de chaleur convertie en travail mécanique externe pour la transformation de l'eau en vapeur, et que l'on appelle aussi *travail* de la vapeur en *pleine pression*. On les désigne par la formule  $Apu$ ,  $p$  étant la pression et  $u$  le volume de vapeur sous l'unité de poids.

La somme de ces trois quantités donne la chaleur totale de vaporisation  $\lambda$ .

$$\lambda = L + U + Apu$$

La somme des chaleurs latentes intérieures et extérieures donne ce que l'on nomme vulgairement la *chaleur latente*  $r$  de la vapeur, ou bien sa chaleur de vaporisation.

$$r = U + Apu$$

RÉGNAULT a donné, pour exprimer la quantité de chaleur totale nécessaire à la transformation de 1 kilogramme de liquide à  $0^\circ$  en vapeur à  $t^\circ$ , la formule suivante qui est fondamentale :

$$\lambda = a + bt$$

ou, en remplaçant les lettres par leur valeur pour la vapeur d'eau :

$$\lambda = 606,5 + 0,305 t$$

D'autre part la chaleur latente  $r$  est exprimée par la formule :

$$r = 606,5 - 0,695 t - 0,00002 t^2 - 0,0000003 t^3$$

Enfin, la quantité de chaleur  $L$  nécessaire pour porter 1 kilogramme d'eau en contact avec sa vapeur de  $0^\circ$  à  $t^\circ$  est égale à :

$$L = t + 0,00002 t^2 + 0,0000003 t^3$$

Si l'on remarque que  $v = \lambda - L$  on voit comment a été formée cette valeur de  $r$ .

Enfin, la chaleur interne  $U$  a été déterminée par ZEUNER par la formule :

$$U = 575,03 - 0,7882 t$$

Grâce à ces formules on a formé des tableaux indiquant toutes les données de la vapeur aux différentes températures, et que l'on consulte chaque fois que l'on fait un calcul sur les vapeurs, sans avoir besoin de faire à chaque fois la détermination fastidieuse de ces valeurs.

Les tables de ZEUNER et similaires ne sont pas autre chose.

*Vapeur saturée.* — Lorsque la vapeur se forme au contact du liquide qui la produit, à une température constante et sous pression constante, elle est dite *saturée* ou à son maximum de densité.

Un changement dans la température amène un changement dans la pression égal à celui qui correspondrait à l'état de saturation de cette vapeur à la température nouvelle et réciproquement.

Les changements dans la pression existant dans les appareils d'évaporation sont assez fréquents. Au moment où la pression augmente, on peut voir l'ébullition s'arrêter et un nuage apparaître dans la chaudière. C'est la vapeur qui se condense jusqu'à la limite voulue pour arriver à l'état de saturation normale correspondant à cet excès de pression.

Lorsque au contraire la pression diminue, l'ébullition devient tumultueuse parce qu'une quantité de vapeur se forme soudainement pour compléter la saturation de l'espace où se trouve la vapeur désaturée par cette diminution de pression.

Mais lorsqu'une vapeur est isolée de son générateur, les phénomènes ne sont pas les mêmes, et il y a lieu de considérer ce qui se passe lorsqu'un changement se produit dans les températures ou bien dans les pressions. Nous n'examinerons, bien entendu, que les cas qui peuvent se présenter dans les appareils d'évaporation et dans leurs organes.

*Vapeur surchauffée.* — Le changement de température peut être une augmentation ou une diminution.

Si l'on augmente la température d'une vapeur, soit par l'échauffement extérieur sa pression restant constante, soit par une compression ou travail mécanique extérieur, soit par une dilatation brusque sans production de travail extérieur, cette vapeur est dite *surchauffée*.

La vapeur surchauffée se comporte comme un gaz dont elle a toutes les propriétés.

Comme vapeur, sa température est supérieure à ce qu'elle serait à l'état de vapeur saturée, et sa pression inférieure à celle d'une vapeur saturée à même température.

Si l'on veut condenser cette vapeur, elle agit d'abord comme un

gaz au contact de la paroi condensante; elle se refroidit jusqu'à ce qu'elle arrive à la température correspondant à son point de saturation, moment où elle se comporte alors comme une vapeur.

Par conséquent, lorsqu'une vapeur surchauffée pénètre dans un condenseur à surface tubulaire, comme une caisse de triple-effet par exemple, elle se comporte comme le ferait un gaz chaud. N'ayant pas de circulation rapide, elle reste stagnante au contact des parois froides jusqu'à refroidissement au point de saturation; mais à ce moment elle se condense instantanément pour faire place à d'autre. De là résulte une lenteur excessive dans la condensation des vapeurs surchauffées, et NORMAND, ingénieur-constructeur, a fait de nombreuses expériences qui prouvent que la condensation de la vapeur surchauffée de quelques degrés est vingt fois plus longue que celle de la vapeur saturée (*Ing. civils.* — 1890 II, p. 871)<sup>1</sup>.

Par conséquent tous les essais d'évaporation au moyen de vapeur surchauffée dans les appareils de sucrerie sans modification *ad hoc* sont des utopies. L'emploi de la vapeur surchauffée nécessiterait une double disposition permettant d'utiliser d'abord cette vapeur à l'instar des gaz chauds jusqu'à ce qu'elle arrive à son point de saturation, ensuite de condenser cette vapeur comme à l'ordinaire.

Et cependant l'emploi pondéré de la vapeur surchauffée peut avoir son utilité. Nous verrons plus loin que la vapeur est souvent humide et que dans ce cas elle se comporte mal à la condensation. Surchauffer une vapeur humide pour la ramener à son point de saturation serait chose utile, car on gagnerait, non pas une économie de combustible, mais une économie de temps sur la condensation et par conséquent une augmentation de rendement des appareils. Mais alors ce n'est plus du surchauffage, mais du simple chauffage de la vapeur humide. Seulement on peut arriver au même résultat en mélangeant une certaine quantité de vapeur surchauffée à la vapeur humide, dans la proportion convenable nécessaire pour obtenir le tout à l'état de vapeur saturée sèche.

Or, il est un cas assez remarquable et fréquent en sucrerie où la vapeur se surchauffe à l'insu de celui qui l'emploie.

Nous avons dit qu'une dilatation brusque sans production de travail extérieur surchauffait la vapeur. En effet, si  $Q$  est la quantité de chaleur fournie pendant l'échauffement, comme il n'y a aucun travail fourni, cet échauffement peut se mesurer par la différence arithmétique de la chaleur interne  $U_1$  et  $U_1'$ .

(1) Voir aussi les essais de M. Saillard. — Circ. hebd. du Synd. des Fab. de sucre 1911.

Or ZEUNER a donné, avons-nous dit, pour  $U$  la formule empirique :

$$U = 575,03 - 0,7882 t$$

puisque l'on a  $t > t'$ , la vapeur augmentant de volume, il est évident que  $U_t$  est plus petit que  $U_{t'}$ , par conséquent

$$Q = U_{t'} - U_t = 0,7882 (t - t')$$

Par conséquent la vapeur est surchauffée.

Les cas où la vapeur éprouve une dilatation brusque sans production de travail sont fréquents dans les appareils à vapeur. Ainsi lorsque la vapeur s'échappe du générateur dans l'atmosphère, la partie invisible du jet est surchauffée, elle a tout à fait l'aspect et les propriétés d'un gaz et ne se condense qu'au delà, sous forme de vapeur visible quand elle a perdu son excès de calories correspondant à la pression atmosphérique. Dans un tiroir de machine à vapeur, au moment où la vapeur en pleine pression s'échappe du cylindre dans l'atmosphère, il y a surchauffage de la vapeur d'échappement si les issues offrent peu de résistance, et dans bien d'autres cas encore.

Or l'un des cas les plus fréquents dans les usines qui emploient de grandes tuyauteries, c'est celui qui provient de l'étranglement des soupapes de décharge. Et par dessus tous, c'est le cas où une soupape envoie sa vapeur d'un tuyau sous pression dans un espace sous pression moindre, comme la soupape de vapeur directe qui fournit l'appoint de vapeur nécessaire à l'appareil d'évaporation.

Lorsque cette soupape est attachée directement au ballon qui reçoit les retours, la vapeur surchauffée qui s'en échappe se trouve immédiatement au contact de la vapeur très humide qu'il contient, et il devient difficile de constater la différence que cette vapeur supplémentaire surchauffée produit sur l'évaporation. Mais si la soupape est reliée directement à la caisse d'évaporation, on remarque très facilement que la condensation est beaucoup plus active quand elle est ouverte que quand on la tient fermée, et cela non pas proportionnellement à la quantité de vapeur admise. Cela provient de ce que la vapeur humide des retours de machines, ayant déposé son excès d'humidité dans le ballon, en pénétrant dans l'appareil d'évaporation, se condense difficilement à cause de cette humidité. Mais sitôt que la soupape de vapeur directe est tant soit peu ouverte, il arrive immédiatement de la vapeur surchauffée qui sèche partiellement la vapeur de retour et rend sa condensation plus rapide. Le phénomène est tellement remarquable que les ouvriers eux-mêmes le constatent, et que la vraie manière d'*exciter* un appareil c'est d'amener de la vapeur directe,

même en faible quantité, à l'endroit même où débouche la vapeur de retour. On voit donc quel profit un ingénieur connaissant bien les propriétés de la vapeur peut tirer de son installation, en donnant aux ouvertures telle ou telle section qui permette d'obtenir les résultats qu'il espère de l'emploi raisonné de la vapeur.

Dans le procédé PICCARD (compression de la vapeur) dont nous parlerons ultérieurement, dans lequel on comprime la vapeur par une force mécanique, il y a également surchauffe, ce qui produit un résultat intéressant et utile, puisque les vapeurs de condensation étant humides, elles sont transformées de ce fait en vapeur saturée sèche très bien préparée pour la condensation.

Nous venons de voir ce qui arrive quand on augmente la température d'une vapeur saturée sèche. Quand on la diminue au contraire, il y a condensation, phénomène qui fera l'objet de l'étude même que nous entreprenons ici.

Quant aux changements dans la pression de la vapeur isolée de son générateur, nous venons de voir que l'augmentation produit une surchauffe que nous étudierons avec le procédé PICCARD; qu'une diminution sans production de travail produit également le surchauffage de la vapeur.

Lorsqu'une diminution de pression est accompagnée de production de travail extérieure, il y a *détente* de la vapeur, abaissement de température et condensation partielle. C'est le cas de la détente dans les cylindres des machines à vapeur sur lesquels nous n'avons pas besoin de nous étendre ici.

*En résumé*, dans la suite, lorsque nous nous trouverons en présence d'une vapeur, nous aurons à examiner si elle se trouve au contact de l'eau génératrice ou isolée de son générateur; si ses variations de température ou de pression produisent un travail extérieur ou n'engendrent aucun travail; si elle est saturée ou surchauffée.

*Vapeur humide.* — Voyons maintenant quelles sont les propriétés particulières de la vapeur humide dont nous ne nous sommes occupés qu'incidemment à propos de la vapeur saturée sèche ou de la vapeur surchauffée.

Lorsqu'un liquide s'évapore, il émet de la vapeur saturée. Mais cette vapeur contient en outre une certaine quantité de liquide entraîné variable avec la nature de ce liquide.

La vapeur saturée humide ne se comporte pas exactement comme la même vapeur à l'état sec. Il faut tenir compte dans les calculs de la chaleur propre du liquide mélangé à la vapeur et, si l'on examine des

phénomènes particuliers, comme la surchauffe par exemple, il faut faire entrer l'élément aqueux comme modifiant tout par sa vaporisation spontanée dans le milieu échauffé. De même, pendant la détente, l'eau entraînée joue un tel rôle qu'elle intervertit parfois complètement les phénomènes propres à la vapeur saturée, amenant une évaporation de l'eau au lieu de la condensation de la vapeur.

Il est donc très intéressant de rechercher d'abord les causes de cet entraînement, pour tâcher ensuite de s'en débarrasser comme d'un élément troublant le travail normal de la vapeur pendant la condensation et de plus comme d'un motif de perte de sucre quand le liquide est sucré.

*Eau vésiculaire.* — Les nuages, les brouillards, les vapeurs chargées d'humidité qui se dégagent dans certaines conditions des appareils à haute ou basse pression, sont constitués par de l'eau à l'état *globulaire* ou *vésiculaire*. C'est un fait à peu près général. Ces globules ou vésicules sont formées par de la vapeur entourée d'une mince couche de liquide, absolument comme une bulle de savon.

Lorsque l'on évapore de l'eau pure en vase clos, comme dans les générateurs, l'entraînement vésiculaire est faible, parfois même presque nul. Mais si cette eau est chargée de substances augmentant sa densité comme le sucre, l'entraînement vésiculaire est considérable et d'autant plus grand que le sirop est plus concentré.

L'examen de l'état vésiculaire est donc pour la sucrerie de première importance.

La cause de la formation vésiculaire ne nous semble pas très difficile à expliquer au moyen de la théorie mécanique de la chaleur.

La vapeur en effet se forme lorsque l'eau a absorbé le nombre de calories nécessaires pour passer de l'état liquide à l'état gazeux. Cette vapeur se sépare alors du liquide générateur. Ici plusieurs cas peuvent se présenter :

Si la vapeur se forme à la surface du liquide dans un vase clos rempli lui-même de vapeur de même nature, il y a simple mélange des deux fluides sans autre action mécanique que celle qui provient de l'augmentation de pression que produit la nouvelle vapeur dans le générateur, s'il n'y a pas d'issue pour son départ.

Si la vapeur prend naissance au sein du liquide, elle forme une bulle qui monte à la surface. Il y a donc mouvement, production de force vive  $\frac{v^2}{2g}$  et absorption de chaleur mesurée par l'expression :

$$\left( A \frac{v^2}{2g} \right)$$

à ce moment la bulle s'épanouit à la surface et est projetée par la vitesse acquise dans l'atmosphère qui surmonte l'eau génératrice de cette vapeur. Or, d'où peuvent provenir les calories que doit absorber la bulle de vapeur en mouvement ? Elles ne peuvent être prises à la chaleur propre de la vapeur qui forme cette bulle, puisque sa température ne change pas; car si la température changeait, la bulle se condenserait. C'est donc le milieu ambiant qui fournit les calories nécessaires au mouvement. Il y a donc refroidissement du milieu ambiant au profit de la bulle de vapeur en mouvement.

Ceci expliquerait assez bien l'inégalité que l'on remarque dans l'ébullition des liquides, les bulles s'échappant d'un point du récipient peut être meilleur conducteur de la chaleur que les autres, et les points environnants restant calmes comme si aucune vapeur ne s'y formait à l'égal de l'endroit voisin. Sans doute lorsqu'une bulle se forme et monte, elle absorbe en ce mouvement assez de calories pour empêcher l'ébullition tumultueuse du milieu qui l'environne.

La bulle, en s'échappant à la surface du liquide, est projetée par la vitesse acquise dans l'atmosphère qui le surmonte.

Quand on regarde bouillir de l'eau dans un vase en verre, on voit combien faible est cette vitesse acquise, car la bulle pour remonter éprouve une série de résistances de la part du liquide qui la presse de tous côtés et entrave sa marche ascensionnelle, et quand elle arrive en haut, le dernier obstacle qu'elle rencontre c'est la force capillaire, ou tension superficielle, qui fait naître les bulles à la surface et qu'elle doit vaincre pour sortir.

C'est pourquoi la vapeur qui se forme dans les générateurs au sein de l'eau pure peut être considérée entièrement comme si elle naissait à la surface du liquide, et dès lors dénuée de toute force vive, à moins d'un surmenage de la chaudière. Mais considérons maintenant le cas où l'atmosphère qui surmonte l'eau génératrice est un gaz plus lourd que la vapeur, comme l'air, par exemple, quitte à revenir ultérieurement à une atmosphère de vapeur.

Dans l'évaporation à air libre, la bulle de vapeur formée, ou s'épanouissant à la surface du liquide, monte dans l'air à cause de son faible poids spécifique. Il y a encore mouvement et absorption de calories  $\left( A \frac{v^2}{2g} \right)$  aux dépens du milieu ambiant. D'où peuvent provenir ces calories, puisque, comme nous venons de le voir, ce n'est pas la bulle de vapeur elle-même qui les abandonne?

Si l'on est en plein air, comme en rase campagne, lorsque le sol, en été, abandonne à la rosée matinale la chaleur qu'il a emmagasinée



la veille, cette rosée se répand en vapeur dans l'air saturé d'humidité. Elle s'élève, et son mouvement produit un refroidissement de tout ce qui l'entoure, car, comme nous venons de le dire, c'est le milieu ambiant qui fournit les calories nécessaires au mouvement de cette vapeur. C'est donc l'air et la vapeur qui le saturent, qui se refroidissent au profit de la vapeur nouvelle formée à la surface du sol et qui monte. Mais la vapeur contenue dans l'air, aussitôt qu'elle se refroidit, se condense, et comme ce refroidissement a lieu tout autour de la bulle de vapeur en mouvement, c'est tout autour que se fait la condensation; alors cette eau condensée en une multitude de gouttelettes est retenue par la force capillaire et forme une enveloppe liquide à la bulle de vapeur, donnant ainsi naissance à la *vésicule* dont sont formés les brouillards et les nuages. Cette vésicule, comme un ballon microscopique, se maintient dans l'air à la hauteur correspondant à sa densité, et chacun connaît la fraîcheur spéciale et caractéristique de ces nuées matinales qui vous tient parfois à mi-corps tandis que la tête s'élève dans une atmosphère plus chaude que celle où se trouvent les pieds.

Mais bientôt cette vapeur enfermée dans son enveloppe aqueuse devenue stationnaire se refroidit elle-même, se condense et retombe sur le sol à l'état de rosée, et fait place à de nouvelles vésicules venues du sol, à moins qu'un joyeux coup de soleil ne dissipe le tout, en vaporisant l'enveloppe elle-même sous l'effet de ses chauds rayons. Et alors toute cette vapeur surchauffée monte dans les hautes régions atmosphériques qui, plus froides, se saturent à leur tour d'humidité; mais son mouvement rapide les refroidit à son tour, et les nuages se forment. C'est pourquoi le soleil matinal sur les nuées des prairies amène presque toujours un temps couvert; tandis que, lorsque la rosée tombe, le beau temps est certain.

Tout ce que nous venons de dire à propos des nuages peut s'appliquer aussi bien à ce qui se passe dans les appareils clos où naissent les vapeurs. Mais ce qui différencie les résultats c'est le milieu au sein duquel se forment les vapeurs.

Lorsqu'un jus est en ébullition, son point d'ébullition est plus élevé que celui de la vapeur qui le surmonte. Dès lors la vapeur qui prend naissance au sein du liquide est surchauffée par le contact de ce liquide. Quand elle s'en échappe sa densité est moindre que celle de la vapeur au milieu de laquelle elle s'élance, et elle monte d'autant plus rapidement qu'elle est plus chaude, et ce mouvement amène encore la formation vésiculaire dans un milieu de vapeur même. Donc plus le jus sera concentré, plus la vapeur qu'il émettra sera chaude, plus grande sera la chance de formation vésiculaire.

C'est pourquoi cette formation vésiculaire est pour ainsi dire nulle dans les chaudières à vapeur alimentées d'eau pure, et qu'elle est beaucoup plus considérable dans les caisses à sirop que dans les caisses à jus d'un appareil, allant en progressant du premier jusqu'au dernier, et à la chaudière à cuire.

On peut donc dire que *l'état vésiculaire est la forme sous laquelle se révèle la vapeur en mouvement au sein d'une vapeur stagnante.*

Et maintenant si l'on considère ce que nous disions quelques lignes plus haut sur la projection des bulles de vapeur à travers le liquide, s'épanouissant à la surface sous forme de bulles qui crèvent lorsque la force capillaire n'est plus suffisante pour les retenir; si l'on songe que cette force capillaire s'exerce aussi bien d'un liquide à un gaz que d'un solide à un liquide; si enfin on a constaté que la force capillaire de cohésion est bien plus grande dans les liquides concentrés que dans l'eau pure, on ne sera pas étonné que la bulle de vapeur en s'élançant de la surface du liquide entraîne avec elle quelques parcelles du liquide même qui s'opposait à son ascension, comme une bulle de savon quitte le chalumeau lorsque son poids est plus grand que la force de cohésion qui l'y retenait, et que, par conséquent, les vésicules formées contiennent les éléments du liquide générateur. C'est pourquoi les nuées qui se forment sur la mer sont salées, et les vapeurs qui s'échappent d'une chaudière à cuire sont sucrées, et d'autant plus que le liquide générateur était lui-même plus concentré.

La vapeur vésiculaire est en état d'équilibre tout à fait instable, car il n'est pas possible d'admettre qu'une vapeur soit en contact avec un liquide de même nature sans que l'un ou l'autre prenne le même état que son voisin. Ce n'est que grâce à l'action de *mouvement* que la vésicule peut subsister. Arrêtez le mouvement, bientôt l'eau condensera la vapeur et le tout retombera en pluie.

Dans une chaudière close le mouvement de la vapeur a deux causes : l'évaporation d'une part et ensuite l'appel de la vapeur à travers les conduites vers le lieu où elle sera consommée.

Si l'espace vide laissé au-dessus du liquide en ébullition comme réservoir de vapeur est suffisamment élevé pour que la bulle de vapeur trouve à l'état de vésicule une hauteur suffisante pour son ralentissement *absolu* avant d'être entraînée dans les conduites, la vésicule après un temps d'arrêt finira par se fondre et retomber en gouttelettes. Si au contraire la calandre n'est pas assez élevée la vésicule sera entraînée jusqu'à ce qu'un phénomène nouveau vienne la résoudre en liquide et vapeur.

Or, dans les conduites, la vapeur subit sans cesse une série de ralen-

tissements et d'entraînements brusques qui produisent des détentes et des diminutions de pression telles que la vésicule ne peut manquer d'éclater, dans un de ces moments où son volume augmente au delà de la force d'élasticité de son enveloppe.

Pour se rendre compte de ce phénomène il faut remarquer qu'il y a, au moment de la détente brusque de la vapeur humide, deux phénomènes qui se passent. Au début il y a vaporisation d'une partie du liquide jusqu'au moment où le rapport du poids de la vapeur au poids d'eau qui la mouille arrive à une certaine proportion variable avec la température. Ensuite, si la détente continue, il y a condensation d'une certaine quantité de la vapeur. Rappelons que le mot *détente* s'entend de l'augmentation de volume de la vapeur avec production de force vive, et ce cas se présente dans les tuyauteries lorsqu'aux changements de direction il y a des compressions suivies de détentes pour les vésicules qui reprennent leur course à travers la conduite.

Dans tous les cas la vésicule humide doit crever, l'eau se précipiter à l'état de gouttelettes et constituer les entraînements.

C'est ainsi que, dans les appareils d'évaporation à effets multiples, fonctionnent au point de vue thermique les *ralentisseurs* dont nous donnerons plus loin la théorie mécanique. C'est aussi ce qui explique l'utilité des ballons ou réservoirs de vapeur à la sortie des générateurs.

Mais il résulte de là que le meilleur moyen de n'avoir pas d'entraînements d'eau par la vapeur vésiculaire, c'est de laisser au-dessus du liquide une hauteur assez grande pour que la vésicule disparaisse, hauteur qui doit être d'autant plus grande que la densité du liquide est elle-même plus élevée.

*Condensation de la vapeur humide.* — Lorsque la vapeur est employée au chauffage, il est très intéressant qu'elle soit à l'état de vapeur saturée sèche. En effet l'expérience prouve qu'une vapeur très chargée d'eau donne, comme chauffage, des résultats bien inférieurs à ceux fournis par la vapeur sèche.

Il est fort compréhensible en effet que la vésicule de vapeur n'agit sur les parois condensantes que par contact de son enveloppe aqueuse. La vapeur réchauffe son enveloppe au fur et à mesure qu'elle se refroidit au contact de la paroi. C'est donc un chauffage à l'eau chaude à température constante que fournit la vésicule, plutôt qu'un chauffage à la vapeur. La conductibilité de l'eau est d'ailleurs infiniment plus petite que celle du métal, comme nous le verrons plus loin lorsque nous étudierons la transmission de la chaleur à travers les parois condensantes, de sorte que malgré l'épaisseur très faible que doit avoir

l'enveloppe vésiculaire, il en résulte un affaiblissement considérable dans l'acte de la condensation. Remarquons d'ailleurs que pendant le temps que se condense une vésicule sur la paroi, une bien plus grande quantité de vapeur saturée sèche occupant le même emplacement aurait pu se condenser elle-même, en sorte que la vésicule non seulement est un agent de chauffage déplorable mais encore tient une place qui aurait été bien mieux utilisée par de la vapeur sèche.

La vapeur peut être humide aussi par l'entraînement de l'eau condensée sur les parois de la tuyauterie. Cette eau, projetée sur les tubes de condensation, est tout aussi nuisible que l'eau vésiculaire à cause de la place qu'elle vient occuper sur les tubes au détriment de la vapeur.

Donc tous les moyens que l'on pourra employer pour sécher la vapeur sans en changer la nature de vapeur saturée, rendront un réel service <sup>(1)</sup>.

*Mélange d'air et de vapeur.* — Si la présence de l'eau entraînée est nuisible, la présence de l'air mélangé avec la vapeur ne l'est pas moins.

Dans les appareils d'évaporation dans le vide, les rentrées d'air sont inévitables, soit par les joints, soit par les robinets, les glaces, les rivets, etc. Tout concourt à des rentrées de ce genre. De plus les jus sucrés dégagent des gaz, comme l'ammoniaque et l'acide carbonique. Air et gaz sont des ennemis de la condensation dont on ne se méfie pas assez.

Nous avons attiré précédemment l'attention sur le mauvais effet des vapeurs surchauffées dans nos appareils tubulaires, qui ne sont pas disposés de telle façon que les gaz puissent se refroidir utilement pour le chauffage à la surface des tubes. La même observation se rapportera aux gaz entraînés avec la vapeur. Mais il y a plus.

Ces gaz entraînés dans les conduites continuent le même mouvement dans des conditions thermiques différentes. En effet la force qui les entraîne est la même; mais la *masse* de l'air étant bien différente de celle de la vapeur d'eau, les forces vives produites, et par conséquent les expressions correspondantes  $\left( A \frac{v^2}{2g} \right)$ , s'écartent d'autant plus de l'égalité pour chacun des deux. Enfin la chaleur interne de l'air est beaucoup plus faible que celle de la vapeur d'eau. Il en résulte que les deux gaz cheminent côte à côte avec leur mouvement propre et leur réaction thermique particulière l'un sur l'autre, amenant encore des condensations partielles de vapeur, puisque c'est toujours par là que se terminent pour elle les manifestations du mouvement.

(1) CHAPITRE QUATRIÈME. — Mouvement des vapeurs dans les tuyaux et les ralentisseurs.

S'appuyant sur l'expérience de BERTHOLLET, certains ingénieurs ont supposé que les gaz entraînés avec les vapeurs se mélangeaient intimement avec elles, et que dans le condenseur, malgré la condensation d'une partie de la vapeur, les gaz continuaient à rester parfaitement mélangés dans toute la masse.

Cependant, pour quiconque a observé un condenseur tubulaire vertical, il est un fait constant, c'est que lorsque aucun moyen n'existe pour purger l'air arrivant avec la vapeur, le condenseur s'emplit d'air de plus en plus, au point qu'à un certain moment la vapeur ne rentre plus, et le condenseur est entièrement froid sur toute sa hauteur; si l'on observe à la main la marche du refroidissement du condenseur, on remarque que c'est par le bas qu'il se refroidit d'abord, le haut restant chaud, que la zone froide s'élève de plus en plus jusqu'à ce qu'elle arrive en haut, moment où tout est rempli d'air. Si à ce moment on pratique une ouverture par le bas, tout l'air s'en échappe froid et le condenseur se réchauffe graduellement de haut en bas.

J'ai construit, pour étudier ce phénomène, un appareil en verre permettant de voir tout ce qui se passe pendant les condensations.

Cet appareil se compose d'un cylindre vertical en verre, formant l'enveloppe extérieure d'un condenseur à surface. Des tubes verticaux en verre sont à l'intérieur de cette enveloppe et sont traversés par un courant d'eau réglable au moyen d'un robinet. Le tout est serré entre deux plaques de cuivre avec joints étanches.

Un tuyau traversant le fond supérieur amène la vapeur d'un ballon servant de générateur et muni d'un manomètre à mercure à air libre.

Les eaux condensées sont enlevées par un robinet vissé dans la plaque du bas, et se réunissent dans un flacon tubulé en communication par des robinets avec une pompe à main faisant fonction de pompe à air, ou avec l'atmosphère.

Cet ensemble constitue donc un condenseur à surface vertical pouvant marcher à volonté avec le vide ou avec la pression.

Voici ce que l'on observe pendant les expériences.

Au moment où l'on met l'appareil en route, la vapeur arrivant dans l'espace intertubulaire chasse l'air qu'il contient. On la voit s'élever d'abord dans le haut sous la forme de nuage, déplacer l'air qui s'échappe par le bas *sans qu'il y ait mélange*.

Quand l'appareil est bien purgé d'air, l'enveloppe extérieure est chaude également sur toute sa hauteur.

A ce moment on envoie de l'eau dans les tubes intérieurs, et on dirige la condensation de manière à ce qu'il y ait du vide dans l'appareil, et l'on ouvre sur le générateur un robinet qui fait pénétrer un

peu d'air au sein de la vapeur. Cet air, suivant le mouvement de la vapeur à laquelle il est mélangé, se rend dans le condenseur avec elle.

Or on observe, au bout de très peu de temps, que le bas de l'enveloppe du condenseur se refroidit complètement, et que la condensation cesse sur les tubes sur toute la partie froide. En même temps la pression monte au générateur puisque le condenseur condense moins. Si l'on purge alors le bas du condenseur, soit à l'air libre si l'on est en pression, soit avec la pompe s'il y a du vide, l'air qui s'était accumulé dans le bas et empêchait la condensation s'échappe, et le condenseur se réchauffe de nouveau dans sa partie basse.

Cette expérience est tout à fait concluante et prouve que l'air qui arrive avec la vapeur, loin de rester indéfiniment mélangé avec elle, se sépare par ordre de densité au moment de la condensation de la vapeur et tombe en bas du condenseur.

Pour que l'on puisse suivre encore plus facilement la marche du phénomène, et le rendre à la fois *visible* et *tangible*, j'ai opéré de la manière suivante : au lieu d'envoyer de l'air pur dans l'appareil, j'aspire un mélange d'air et de vapeur de brome.

A ce moment tout le condenseur et la vapeur du générateur deviennent rouges. Il y a donc mélange immédiat des gaz et des vapeurs.

Mais bientôt le haut du condenseur s'éclaircit, et en peu d'instants la partie inférieure seulement reste rouge, et si l'on pose la main à cet endroit on constate que toute la partie rouge est froide, et que tout le reste est chaud, formant une ligne de transition aussi nette que la coloration. Quelques coups de pompe enlèvent alors les gaz rouges qui sont remplacés par de la vapeur, et quand la purge est complète le condenseur est chaud également du haut en bas.

On constate donc ainsi, *de visu*, ce que le toucher avait indiqué déjà, c'est que les gaz lourds se précipitent au bas du condenseur pendant que la vapeur se condense.

Donc, dans un condenseur à surface, l'air qui rentre par les joints, fentes ou autres, les gaz lourds qui se dégagent des jus et qui sont mélangés d'abord avec la vapeur, se résolvent bientôt en gaz seuls par suite de la condensation de cette vapeur, et ces gaz lourds tombent en bas du condenseur sans se mélanger avec la nouvelle vapeur qui survient après cette condensation.

Donc encore, pour enlever l'air qui arrive avec la vapeur, il faut purger les condenseurs *par le bas* en même temps qu'on enlève les eaux de condensation.

Pour expliquer ce phénomène, il faut observer que le mélange d'air et de vapeur qui pénètre dans le condenseur est à l'état de *mouvement*;

que l'expérience de BERTHOLLET a été faite au contraire à l'état de *repos absolu* dans les caves de l'Observatoire, et qu'elle a duré un temps assez long pour arriver à l'obtention du mélange parfait, le phénomène de diffusion qui procède au mélange dans ces conditions étant une action essentiellement lente; que l'état de mouvement ne peut être comparé à l'état de repos, car il comporte avec lui des conditions dynamiques qui doivent entrer en ligne de compte; et, par conséquent, c'est une grave erreur que de vouloir appliquer la loi de BERTHOLLET aux gaz en mouvement.

La condensation de la vapeur sur les parois froides du condenseur est la cause unique du mouvement des fluides gazeux dans ce condenseur. C'est donc en observant les phénomènes mêmes de la condensation qu'il va falloir chercher la cause du refroidissement du condenseur graduellement de bas en haut, lorsqu'il est alimenté par un mélange d'air et de vapeur, par l'accumulation des gaz lourds en bas.

Observons que le mouvement qui existe dans les condenseurs est violent au moment où la vapeur y pénètre, puisqu'elle y arrive avec une vitesse de 20 à 30 mètres, et parfois 40 mètres par seconde; que, par conséquent, il y a à l'entrée un tourbillonnement énorme. Mais ce tourbillonnement cesse aussitôt que l'on sort de la zone d'arrivée de vapeur, pour faire place au mouvement propre dû à la condensation, influencé seulement par l'agitation spéciale qui provient du tourbillonnement des zones supérieures.

Ce mouvement propre qui représente la vitesse réelle de la vapeur au moment de la condensation peut s'évaluer de la manière suivante :

Dans un triple-effet par exemple, la moyenne maximum de travail correspond à l'évaporation de dix hectolitres de jus par 24 heures, par mètre carré de surface de chauffe. Ce qui représente une condensation de moins de 0<sup>k</sup>01 de vapeur par seconde et par mètre carré.

Si l'on envisage la troisième caisse où le volume spécifique de la vapeur est le plus considérable, soit 2.400 litres, 0<sup>k</sup>01 de vapeur occupe 24 litres répartis sur 1 mètre carré; c'est donc une couche de vapeur de 24 centimètres qui se condense par seconde. La vitesse de la vapeur dans le troisième corps, qui est le plus défavorable, n'est donc que de 24 centimètres par seconde.

Dans la première caisse elle n'est que de 12 centimètres, et de 16 dans la seconde, vitesses excessivement faibles pour de la vapeur.

C'est pourquoi lorsqu'on sort de la zone de tourbillonnement, un calme relatif existe dans le reste de l'appareil, calme qui favorise le mouvement propre des gaz non condensables, isolés de la vapeur lors de la condensation et qui sont plus lourds que la vapeur ambiante.

Donc, dans le condenseur, nous sommes dans une enceinte où existent une pression constante et un mouvement continu. Dans ce milieu arrive le mélange d'air et de vapeur. Tous deux cheminent vers le but commun, la paroi condensante, et se heurtent contre cette paroi. La vapeur se condense, mais l'air séparé de sa vapeur ambiante se refroidit seulement au contact de la paroi. Mais arrive immédiatement de la nouvelle vapeur qui remplace celle qui est condensée, et qui balaie l'air refroidi et l'entraîne dans le mouvement général. Que se passe-t-il alors ?

Quand l'air se refroidit, il abandonne à la paroi :

$$Q = c(t - t')$$

calories. Mais en même temps qu'il se refroidit son volume diminue, subissant de la part du milieu ambiant un travail extérieur  $Apv$  qui se traduit par une élévation de température interne  $AR(t'' - t')$ .

Mais à ce moment la bulle gazeuse refroidie, isolée de la vapeur qui lui servait de véhicule et qui s'est condensée, est entraînée par le courant continu existant autour d'elle, et se retrouve bientôt au milieu de la vapeur chaude. Elle se réchauffe donc au contact de cette vapeur et le travail inverse du précédent s'opère. La force mécanique  $Apv$  emmagasinée par l'air contracté, cet air va le rendre à la vapeur ambiante sous forme de travail, puisqu'il reprend sa température et aussi son volume primitif en repoussant les molécules de la vapeur qui le pressent.

Mais de son côté la vapeur, pour réchauffer l'air se refroidit et se condense à son contact. Il y a donc une succession d'attractions et de répulsions des deux fluides qui échangent leurs calories en produisant un travail de sens contraire, l'un élargissant ses pores au moment où l'autre resserre les siens; c'est ce travail continu et opposé qui fait que le gaz et la vapeur ne peuvent se pénétrer pour faire le mélange parfait, puisque l'un repousse l'autre à chaque fois qu'il y a contact.

Donc la vapeur et l'air en cet état dynamique ne peuvent se mélanger, entraînés dans un mouvement continu dont la paroi froide est le centre actif, pour ainsi dire, d'attraction.

Au moment où la vapeur se liquéfie, elle se trouve donc en présence des molécules de l'air qui, lui, était mélangé. Ces molécules de vapeur liquéfiée et d'air suivent ensemble les lois de la gravitation, et les phénomènes de la capillarité qui les collent pour ainsi dire l'un à l'autre, peut-être même à l'état vésiculaire instable, doivent entrer aussi pour cause active dans ce qui va se passer; en sorte que l'eau condensée



et l'air se précipitent rapidement vers le bas de l'appareil, en suivant la trajectoire que leur procure le mouvement initial. Or, à cause des nombreux tubes du condenseur, l'air rencontre, en décrivant sa parabole, d'autres tubes où les mêmes phénomènes que précédemment se reproduisent, refroidissement, réchauffement ensuite aux dépens de nouvelles quantités de vapeur qui vont se condenser contre les parois froides, et cela jusqu'à ce qu'il arrive en bas de l'appareil, après avoir décrit une suite de portions de paraboles dont la tangente au point de contact tend de plus en plus à s'approcher de la verticale.

C'est ainsi que l'on peut s'expliquer la cause de la chute de l'air au bas des condenseurs, et que, sans même que l'expérience la confirme, l'analyse aurait dû la faire prévoir d'avance.

L'air agit donc de deux façons nuisibles quand il est mélangé à la vapeur. D'abord parce qu'il occupe la place que la vapeur utiliserait beaucoup mieux au contact de la paroi condensante, et qu'il occupe cette place plusieurs fois de suite jusqu'à ce qu'il arrive au bas de sa course; ensuite parce qu'il condense une certaine quantité de vapeur dans ses réchauffements successifs, et enfin qu'il rend par là la vapeur humide, condition déplorable pour les chauffages.

Cela explique l'effet nuisible de la présence de l'air, ou plutôt des gaz en général, dans la vapeur, au point de vue de la condensation et par conséquent au point de vue de l'effet utile des appareils.

*Gaz ammoniacaux.* — Avec les gaz lourds, la vapeur entraîne également des gaz légers, et particulièrement l'ammoniaque.

Les mêmes raisonnements amènent à dire que l'ammoniaque doit occuper les sphères supérieures du condenseur, mais que ce mouvement ascendant doit être plus pénible que le mouvement descendant à cause des phénomènes de capillarité.

C'est un fait constaté depuis longtemps par l'usage des tubes de cuivre rongés considérablement par le haut, et plus en haut que partout ailleurs.

Mais le mécanisme de cette perforation est mal connu. Voici ce qui se passe.

L'ammoniaque ne ronge le cuivre qu'en présence de l'oxygène de l'air. Il se forme dans ce cas de l'oxyde de cuivre ammoniacal soluble dans l'eau, et en même temps de l'azotite de cuivre. Sans la présence de l'air, l'ammoniaque est complètement inerte vis-à-vis du cuivre.

Les gaz ammoniacaux qui s'accumulent dans la partie haute du condenseur ne sont donc dangereux pour les tubes que si l'air arrivant avec la vapeur peut s'y mélanger.

Or, en général, la construction des appareils est bien faite pour que ce mélange ait lieu. La tubulure qui amène la vapeur de chauffage est au-dessus du plancher, et très près de la plaque tubulaire supérieure; par conséquent le remous est violent en cet endroit, et il n'y a que quelques centimètres qui séparent la plaque tubulaire supérieure de ce centre d'agitation. Par conséquent les gaz ammoniacaux, arrivant en haut, se trouvent forcément en contact avec l'air contenu dans la vapeur, surtout en certains points où le remous est plus violent. En ces points-là, les tubes sont infailliblement rongés, même avec une extraction supérieure, parce que l'eau condensée sur les tubes dissout une certaine quantité d'ammoniaque, et l'oxygène de l'air agissant sur cette dissolution, le cuivre est forcément dissous.

Il en résulte que les tubes sont percés au point déterminé correspondant à la limite de l'épaisseur de la couche ammoniacale accumulée dans le haut de l'appareil. C'est ce qui fait que certains tubes sont percés à l'affleurement de la plaque tubulaire, et d'autres à 5 ou 10 centimètres plus bas.

Dans certains appareils comme ceux de Fives-Lille, l'arrivée de la vapeur étant contrariée par une tôle perforée, le mélange de l'air et des gaz ammoniacaux dans le haut de l'appareil est plus difficile. Dans ce cas la solution ammoniacale, ruisselant le long des tubes, ne commence à attaquer le métal que dans la partie médiane, là où l'air arrive plus abondamment qu'en aucun autre point. Les tubes sont rongés alors vers le milieu, suivant des lignes vermiculaires du haut en bas, dessinant la direction que prennent les liquides condensés pour se rendre au bas du tube.

Enfin il est un point qui se ronge souvent, c'est le bas des tubes, lorsqu'il existe une couche d'eau stationnaire au fond de l'appareil; car cette eau ammoniacale agit au contact de la couche d'air avec la couche liquide, et alors les tubes sont littéralement coupés au niveau de l'eau.

Tous ces phénomènes peuvent être rendus visibles au moyen de l'appareil en verre décrit plus haut. Si, en effet, on introduit de l'ammoniaqué dans l'appareil, et qu'ensuite on y fait entrer une trace d'acide chlorhydrique, on voit tout le haut de l'appareil blanchir fortement ainsi que la surface des tubes et de l'eau condensée, tandis que le corps même de l'appareil est beaucoup moins teinté et assez transparent pour que l'on voie ce qui se passe.

Donc, dans ce cas, tout l'appareil contient de l'ammoniaque. Mais c'est surtout le haut qui en contient le plus. Seulement on remarque que si le corps même de l'appareil contient de l'ammoniaque, c'est

par suite de la dissociation de la solution ammoniacale qui couvre la plaque tubulaire inférieure et les tubes, et dont l'alcali s'échappe lentement par suite de la température élevée. Au bout d'un certain temps le bas de l'appareil s'éclaircit, le haut seul restant blanchâtre. Enfin tout disparaît, le chlorhydrate se dissolvant dans l'eau condensée sur les parois.

Cette expérience est très intéressante, mais assez difficile à réaliser. Elle prouve l'immense difficulté qu'il y a à se débarrasser des gaz ammoniacaux, et que l'extraction des gaz légers par le haut n'enlève qu'une partie des chances de destruction des tubes, puisque l'ammoniaque condensée se régénère partiellement.

Il est donc de toute nécessité, pour arriver au maximum d'innocuité de l'ammoniaque, de disposer l'arrivée de vapeur dans l'espace inter-tubulaire de manière à laisser une chambre suffisante pour mettre les couches ammoniacales à l'abri du remous; d'extraire le plus de gaz ammoniacaux possible par le haut; de ne laisser aucune quantité de liquide condensé séjourner dans le bas; enfin d'éviter le plus possible les rentrées d'air dans l'appareil.

## § 2. — Condensation de la vapeur sur les parois de chauffage

Après avoir étudié les lois générales auxquelles obéit la vapeur en formation et en mouvement, nous allons rechercher les formules qui nous permettront de calculer les surfaces de chauffage des appareils en nous appuyant sur ces lois générales. Nous allons parcourir tour à tour les quatre phases de transmission du calorique dont nous parlions précédemment, mais nous ne nous occuperons tout d'abord que de la vapeur saturée sèche. Il est vrai que la vapeur, dans les différentes phases du travail, est parfois humide ou surchauffée, et que les formules que nous allons énoncer se modifient un peu dans la pratique quoique l'on cherche toujours à ramener cette vapeur à son état normal saturé et sec, mais comme cet état est de beaucoup le plus important en marche correcte, les formules que nous allons obtenir se rapprocheront d'autant plus de la vérité que les appareils seront mieux construits et aménagés. La comparaison des chiffres donnés par les formules et de ceux fournis par la pratique, nous fournira ainsi de précieux enseignements sur le plus ou moins bon agencement des machines en observation et permettra aux ingénieurs de rectifier les inexactitudes que signaleront les divergences constatées.

La première action de la vapeur agissant comme agent de chauffage est sa *condensation*.

J'ai publié dans le bulletin de la *Société des Ingénieurs Civils* un mémoire sur la condensation de la vapeur. Nous le reproduisons ici *in extenso*; nous en tirerons ensuite les conclusions pratiques qu'il comporte.

## ÉTUDE SUR LES APPAREILS DE CONDENSATION

### OBJET DE CETTE ÉTUDE

Lorsque l'on cherche dans la pratique à se rendre compte de la quantité de vapeur condensée, sur une surface refroidie, par heure, par mètre carré de cette surface et par degré de différence de température, on se trouve en présence de résultats extraordinairement discordants, suivant les circonstances dans lesquelles s'est opérée cette condensation.

De même, si l'on recherche ce qu'ont écrit les auteurs sur ce sujet, on relate des différences considérables dans leurs appréciations.

C'est ainsi que PÉCLET, relatant les expériences de THOMAS et LAURENS, remarque que l'une d'elles faite avec une vapeur de chauffage à  $135^{\circ}$  a donné une condensation de  $8^{\text{k}}70$ , tandis qu'une autre, dans laquelle la vapeur avait  $121^{\circ}$ , a donné une condensation de  $9^{\text{k}}33$  par mètre carré, par heure et par degré de chute (ou différence) de température. C'est ainsi également que si nous considérons un appareil d'évaporation à triple-effet, nous trouvons que chaque mètre carré, par heure et par degré de chute de température, condense dans la première caisse  $3^{\text{k}}84$ , dans la seconde  $2^{\text{k}}85$ , dans la troisième  $1^{\text{k}}89$ , la vapeur initiale de chauffage étant à  $112^{\circ}$ .

Quelle est la cause de ces différences considérables dans la condensation? C'est ce que nous avons cherché à expliquer dans ce travail.

### SUR LA CONDENSATION DE LA VAPEUR DANS LES APPAREILS D'ÉVAPORATION

Quand on calcule la quantité de liquide évaporée dans un appareil chauffé par la vapeur, on remarque que, dans un temps donné, cette quantité de liquide est proportionnelle à la surface de chauffe, à la différence de température entre la vapeur de chauffage et le liquide chauffé, ce que nous appelons la chute de chaleur, et enfin à un certain coefficient variable avec la forme et la nature de cette surface de chauffe, suivant par exemple qu'elle est bien nettoyée ou revêtue

d'incrustations, ce coefficient représentant le pouvoir évaporatoire particulier de chaque appareil.

En s'en tenant à ces données générales, si l'on calcule le travail des appareils d'évaporation à effets multiples, on voit que si les caisses de l'appareil sont égales, si leurs surfaces de chauffe ont le même coefficient évaporatoire, comme l'évaporation est la même dans chaque caisse, les chutes de chaleur devraient être aussi égales entre chaque caisse. C'est ce que, du reste, on trouve dans tous les ouvrages qui ont été écrits sur la matière.

Or il n'en est pas ainsi dans la pratique.

En effet, l'examen d'une quantité considérable d'appareils d'évaporation à effets multiples nous a montré qu'avec des surfaces égales, identiques, comme forme et comme nature de surface de chauffe, les chutes de chaleur, loin d'être égales, vont au contraire en augmentant quand on s'éloigne de la première caisse.

Par exemple, dans un triple-effet à trois caisses égales, identiques, les chutes sont :

1 <sup>re</sup> caisse . . . . .	9,08
2 <sup>e</sup> — . . . . .	12,08
3 <sup>e</sup> — . . . . .	18,00

Ce qui fait que l'évaporation par heure, par degré de chute et par mètre carré de surface de chauffe, est dans chaque caisse respectivement de 3<sup>k</sup>84, 2<sup>k</sup>85, 1<sup>k</sup>89, comme nous le disions précédemment.

D'autre part, nous avons remarqué qu'avec les mêmes chutes on pouvait obtenir une plus grande évaporation par mètre carré et par heure, en augmentant la température de la vapeur de chauffage, et obtenir jusqu'à 5 kilogrammes d'évaporation dans le premier corps, mais qu'avec de la vapeur d'une température donnée, on obtenait toujours le même résultat.

La température de la vapeur de chauffage était donc un facteur à introduire dans l'équation du problème.

C'est alors qu'après de longues recherches nous avons constaté que les chutes de température entre chaque caisse d'un appareil d'évaporation à effets multiples, à caisses égales et identiques, étaient proportionnelles au volume du kilogramme de vapeur de chauffage.

Cette dernière observation nous ouvrit la véritable voie dans nos recherches. Nous en avons conclu, en effet, cette loi tout à fait générale, qui se vérifie dans toutes les expériences et dans tous les appareils, que *la quantité de liquide évaporé sur une surface de chauffe est non*

seulement proportionnelle à la surface de chauffe, à la chute de température et au coefficient d'évaporation de cette surface, comme nous le disions plus haut, mais encore *est inversement proportionnelle au volume spécifique de cette vapeur de chauffage.*

Et le fait s'expliquait facilement en considérant : que la différence de volume d'un kilogramme de vapeur dépend de l'écartement de ses molécules; que les molécules d'une vapeur dont le volume spécifique est double de celui d'une autre vapeur mettent deux fois plus de temps que celles de l'autre vapeur pour arriver au contact de la paroi condensante, ces deux vapeurs étant sollicitées par la même différence de pression, puisque l'espace qui sépare les molécules les unes des autres est deux fois plus grand; et qu'enfin, puisque le temps de la condensation est double, il faudra donc pour faire le même travail dans le même temps ou une surface condensante double, ou une chute de chaleur double. C'est, en effet, ce qui ressort des chiffres précédents : avec des surfaces égales les chutes sont doubles, le volume du kilogramme de vapeur étant dans le rapport de 1.200 à 2.400, dans la première et dans la troisième caisses.

Partant de là, nous avons formulé ainsi qu'il suit les lois de la condensation.

#### LOIS DE LA CONDENSATION

Lorsqu'une molécule de vapeur d'eau se condense, elle disparaît sous forme d'eau. Pour simplifier, nous supposons que cette eau s'écoule immédiatement. Alors la place qu'occupait cette molécule est prise par la molécule la plus rapprochée qui se précipite au contact de la paroi condensante, sollicitée par la différence de pression qui existe entre la pression qu'elle supporte et la résistance due au travail de la condensation, et enfin suivant les lois de la dynamique.

Si le régime de l'appareil est réglé de manière que dans l'espace où se fait la condensation règne une pression constante  $p$ , correspondant à la température  $t$ , qui est celle de la vapeur qui afflue continuellement pour remplacer celle qui se condense, chaque molécule de vapeur sera sollicitée, d'une part, par la pression  $p$  à prendre la place des molécules disparues par la condensation.

D'autre part, les molécules de vapeur se trouvant au contact de la paroi froide, à température constante  $t'$ , se refroidissent elles-mêmes à cette température  $t'$  de la paroi, tendant à prendre la force élastique  $p' < p$  correspondant à la température  $t'$ . En se refroidissant une par-

tie de cette vapeur se condense, abandonnant son calorique latent à la paroi froide.

Comme le mouvement de la vapeur dans l'appareil provient de l'acte même de la condensation qui provoque l'arrivée de vapeur nouvelle pour remplacer celle qui est condensée, comme cette vapeur arrive à la pression  $p$ , qu'elle tend à prendre au contact de la paroi la contre-pression  $p'$ , c'est donc en définitive la différence  $(p - p')$  qui sollicite les molécules de vapeur à s'approcher de la paroi.

La vitesse avec laquelle une molécule de vapeur prendra la place de la précédente sera donc :

$$V = \sqrt{2g(p-p')}.$$

D'autre part, il est évident que l'espace parcouru par une molécule de vapeur qui prend la place d'une molécule condensée est égal à l'espace laissé libre par cette vapeur condensée. Or nous ne connaissons pas le volume de la molécule de vapeur, mais nous connaissons le volume spécifique  $v$  qui lui est proportionnel; si donc  $n$  est le nombre de molécules inconnu contenu dans  $v$ , on aura pour l'espace parcouru par la molécule :

$$E = \frac{r}{n}.$$

Si alors dans la formule  $E = VT$  on remplace  $E$  et  $V$  par les valeurs ci-dessus, on a :

$$T = \frac{v}{n\sqrt{2g(p-p')}}.$$

Enfin, dans un appareil, si  $K$  est la quantité de vapeur condensée par mètre carré et par degré de chute dans le temps  $T$ , dans l'unité de temps la quantité de vapeur condensée sera :

$$\frac{K}{T} \quad \text{ou} \quad Kn \frac{\sqrt{2g(p-p')}}{v},$$

par conséquent, la quantité de vapeur  $e$  condensée dans un appareil de surface  $S$ , avec une chute de température  $c$ , sera dans l'unité de temps :

$$(1) \quad e = \frac{S.c.Kn\sqrt{2g(p-p')}}{v}.$$

Telle est la formule générale de la condensation dans laquelle nous connaissons tout excepté  $Kn$  dont nous rechercherons plus loin la valeur.

## DISCUSSION DE LA FORMULE

De la formule (1) on tire :

$$(2) \quad e^2 = 2g (S.c. Kn)^2 \times \frac{(p - p')}{v^2}.$$

Si l'on construit la courbe de la condensation  $e$  en considérant  $S, c, Kn$  comme constants, seule la tension  $p$  de la vapeur de chauffage changeant,  $e$  et  $\frac{(p - p')}{v^2}$  sont deux variables et la formule représente une courbe parabolique. Quand  $p$  augmente,  $(p - p')$  augmente et  $v$  diminue. La valeur  $\frac{(p - p')}{v^2}$  augmente donc considérablement pour un petit accroissement de  $p$ . Et, en effet, quand on construit cette courbe, elle se présente sous la forme d'une parabole dont la courbe est très rapide.

C'est ce qui explique pourquoi, sans changer la chute de chaleur totale d'un appareil, on peut augmenter son évaporation en augmentant la pression de la vapeur de chauffage.

Cela explique aussi pourquoi, dans les appareils à effets multiples, les chutes de chaleur sont d'autant plus grandes que l'on approche davantage de la dernière caisse d'évaporation où la tension de la vapeur est très faible.

Cela explique encore les divergences des résultats obtenus par les différents expérimentateurs. Si les nombres fournis par THOMAS et LAURENS ne sont pas concordants avec ceux fournis par les appareils d'évaporation, ni même concordants entre eux, c'est parce que, dans chaque cas, la vapeur de chauffage était à des pressions différentes avec des chutes très variables.

Enfin, cela donne encore l'explication des déboires qu'ont éprouvés les ingénieurs qui ont voulu construire des condenseurs à surface pour des vapeurs détendues en se servant des données fournies par les précédents expérimentateurs; c'est parce que dans ce cas,  $v$  étant très grand,  $e$  devient très petit.

Ecrivons encore la formule (1) sous la forme :

$$(3) \quad K = \frac{e}{Sc} \times \frac{v}{n \sqrt{2g (p - p')}} \quad \text{ou} \quad = \frac{e}{Sc} \times T.$$

$K$  est donc la condensation par mètre carré et par degré de chute,



multiplié par le temps qui est nécessaire pour que la condensation s'opère, dans les conditions de chauffage.

Comme, dans un appareil d'évaporation à effets multiples, on peut considérer sans beaucoup d'erreur que la condensation est égale dans chaque caisse dans le même temps, comme aussi nous avons vu dès le début que  $\frac{Sc}{V}$  ou bien  $\frac{Sc}{T}$  ou enfin  $\frac{V}{Sc}$  étaient égaux d'une caisse à l'autre, il en résulte que  $K$  doit être aussi égal dans chaque caisse du même appareil. C'est, en effet, ce que l'on remarque dans les appareils bien construits.

Il en résulte aussi, en considérant la formule (3), que si dans les caisses d'un appareil à effets multiples on a  $c$ ,  $S$ ,  $\frac{v}{c}$  égaux,  $(p - p')$  doit être égal dans chaque caisse. C'est, en effet, ce que l'on remarque encore. Mais si les condensations  $e$  ne sont pas égales,  $\sqrt{2g(p - p')}$  sera proportionnel à  $e$ .

Ces calculs montrent donc comment, en relevant la marche d'un appareil, on peut s'assurer de son bon fonctionnement.

De tout cela il résulte que si nous comparons deux appareils à triple-effet ayant au premier corps  $\frac{e}{Sc}$  égal, ainsi que  $(p - p')$ , mais dont les vapeurs de chauffage soient à des températures différentes, ou  $v$  différent, on trouvera alors que dans ces appareils  $K$  est proportionnel à  $v$ . Donc, dans un triple-effet,  $K$  est d'autant plus grand que la température de la vapeur de chauffage est plus basse.

Cette remarque est très importante, car elle nous permettra de faire exactement le calcul des appareils, puisque le point de départ de ces calculs est la température de la vapeur de chauffage du premier corps. Connaissant  $K$  pour toutes les températures, nous en tirerons toutes les autres inconnues du problème.

#### VALEUR DE $K$

Remarquons que dans toutes ces formules le nombre  $n$ , qui est constant et inconnu, nous gênera toujours pour établir la valeur de  $K$  que nous cherchons. Nous allons dans la formule (3) faire passer  $n$  dans le premier nombre, et nous aurons ainsi, non plus la valeur de  $K$  que nous ne pouvons connaître à cause de  $n$ , mais la valeur proportionnelle de  $Kn$ . Si nous posons  $Kn = k$ , nous aurons :

$$(4) \quad k = \frac{e}{Sc} \times \frac{v}{\sqrt{2g(p - p')}}.$$

C'est sur cette formule que nous raisonnerons dorénavant.

Que devient  $k$  lorsque l'on change la température de la vapeur de chauffage?

Supposons un appareil chauffé avec de la vapeur de volume spécifique  $v$ , ayant une force élastique  $p$ , on aura  $k$  d'après la formule (4).

Si l'on chauffe le même appareil avec de la vapeur de volume spécifique  $v_1$  ayant une force élastique  $p_1$ , en supposant  $\frac{e}{Sc}$  constant, et le liquide chauffé à la même température, soit  $p'$  constant, on a :

$$k_1 = \frac{e}{Sc} \times \frac{v_1}{\sqrt{2g(p_1 - p')}}.$$

Si l'on fait le rapport de  $k_1$  à  $k$  et qu'on en tire la valeur de  $k_1$ , on a :

$$k_1 = k \frac{v_1}{v} \frac{\sqrt{p - p'}}{\sqrt{p_1 - p'}}.$$

Remarquons que précédemment nous avons fait observer que :

$$\frac{v_1}{v} = \frac{V \sqrt{2g(p - p')}}{V_1 \sqrt{2g(p_1 - p')}} = \frac{\sqrt{p - p'}}{\sqrt{p_1 - p'}}.$$

On peut donc écrire :

$$(5) \quad k_1 = k \left( \frac{v_1}{v} \right)^2.$$

Telle est la valeur de  $k_1$  en fonction de  $k$ . Si donc nous connaissons une valeur de  $k$  nous pourrons en déduire toutes les autres.

Remarquons d'ailleurs que dans cette formule,  $k_1$  et  $v_1$  sont variables,  $k$  et  $v$  constants. Si nous l'écrivons sous la forme

$$v_1^2 = \frac{v^2}{k} k_1,$$

on aura la formule d'une parabole. En traçant cette courbe, nous aurons les coefficients  $k$  de tous les appareils, quelle que soit la température de la vapeur de chauffage.

Nous avons supposé  $\frac{e}{Sc}$  constant dans les appareils que nous comparons. Si cette valeur est différente, la formule (5) précédente devient :

$$(6) \quad k_1 = k \frac{\left( \frac{e}{Sc} \right)_1}{\left( \frac{e}{Sc} \right)} \left( \frac{v_1}{v} \right)^2.$$

Telle est la formule générale qui va nous permettre de trouver le coefficient d'un appareil dans tous les cas, et de comparer les données fournies par tous les expérimentateurs.

Pour nous servir de la formule (5) ou de la formule (6), il nous faut une valeur de  $k$  certaine.

L'un des appareils dont la marche a été la plus correcte parmi ceux que nous avons eu entre les mains est le triple-effet de la sucrerie de Brazey-en-Plaine (Côte-d'Or). Ce triple-effet, construit anciennement par la maison CAIL, a trois corps égaux et a été modifié par le système RILLIEUX qui en fit un très bon appareil, d'un pouvoir évaporatoire considérable.

TRIPLE-EFFET DE BRAZEY-EN-PLAINE

	Chutes C	Tem- pérature	Surface S	S×C	Vol. de la vapeur V	Pressions en kgs par dm <sup>2</sup>	$p-p'$	K
1 <sup>er</sup> Corps		68°,69 3,25			5500	30,06 $P'$	41,46	158,5
	18	18,00	72,8	1310,4				
2 <sup>e</sup> Corps		89,94 0,50			2387	71,52 $P$	41,38	158,5
	12,08	12,08	72,8	872,42				
3 <sup>e</sup> Corps		102,52 0,25			1576,5	112,90 $P$	42,88	158,7
	9,08	9,08	73,2	664,66				
	39°,16	111°,85	218,8		1189,2	155,78 $P$		

Comme  $k$  est égal pour les trois caisses, ainsi que nous le faisons observer précédemment, nous n'avons eu qu'à en rechercher la valeur dans une des caisses, la première par exemple.

Dans cette caisse on avait :

$\frac{e}{Sc} = 3^k 84$  d'eau condensée par mètre carré et par degré de chute de température, et :

$$\frac{e}{\sqrt{2g(p-p')}} = 41,26.$$

Donc  $k = 3,84 \times 41,26 = 158,5$ .

Cette valeur de  $k = 158,5$  correspond à la température de  $111^{\circ}85$ . Elle s'accorde bien avec la marche de tous les autres appareils, et permet d'appliquer la formule (5) ou la formule (6).

Si, par exemple, nous nous reportons aux anciennes expériences de THOMAS et LAURENS, dont nous parlions au début de ce travail, nous trouvons que, dans l'une, où la vapeur de chauffage est à  $135^{\circ}$ , la valeur  $k$  tirée des données mêmes de l'expérience est de 83,26. L'application de la formule (6) donne  $k = 84,26$ , différant donc très peu des résultats pratiques. Au sujet de ces différences, il ne faut pas oublier que les expériences de THOMAS et LAURENS ont été faites sur des appareils industriels dont les éléments ne sont pas bien déterminés, et surtout en ne tenant qu'un compte approximatif de la température de la vapeur de chauffage qui n'était évaluée que d'après les indications des manomètres.

C'est ainsi que, dans une seconde expérience de THOMAS et LAURENS où la vapeur de chauffage était « à une pression de deux atmosphères et à  $121^{\circ}$  », on trouve, d'après les données de l'expérience,  $k = 187,44$ . Notre formule (6) indique que  $k$  devrait être égal à  $197^{\circ},5$ . Il suffirait qu'au lieu de  $121^{\circ}$  on ait de la vapeur à  $118^{\circ}$  environ dans les serpents pour avoir une valeur de  $k$  beaucoup plus rapprochée de celle fournie par la formule (6), et rien dans les données de l'expérience n'empêche de supposer cette approximation. Les chiffres que nous obtenons sont donc assez rapprochés de la pratique pour montrer la concordance réelle de nos formules.

Ces formules permettent donc d'expliquer les écarts considérables que l'on observe dans le rendement des appareils d'évaporation, écarts que nous signalions au commencement de ce travail; elles permettent aussi de calculer exactement dans tous les cas possibles le pouvoir évaporatoire des appareils, et de résoudre le problème inverse.

Tel était le but que nous nous proposons au début de ce travail.

Terminons en disant que ces formules s'appliquent aux appareils d'évaporation et aux appareils de chauffage par la vapeur indistinctement, mais que la valeur de  $k$  que nous avons donnée n'appartient qu'aux appareils d'évaporation.

*Conséquences du travail précédent.* — Il résulte d'abord de ce travail que lorsqu'on calcule un appareil, il faut avant tout se fixer deux points principaux, soit la température de la vapeur de chauffage puis celle de la vapeur qui se rend au condenseur. Ces points sont essentiels aux formules, puisque c'est d'eux que dépend la valeur de  $k$ .

Mais il en résulte aussi que c'est la température de la vapeur de chauffage qui est de beaucoup la plus importante. En effet dans la formule qui donne la valeur de  $k$ , le facteur variable

$$\frac{v}{\sqrt{2g(p-p')}}$$

ne contient en numérateur que la valeur  $v$  qui appartient à la vapeur de chauffage, tandis que dans le dénominateur les éléments des deux vapeurs extrêmes ne se trouvent qu'en différence,  $(p - p')$  encore sous un radical  $(\sqrt{p - p'})$ .

Donc, avant tout, il faut se rendre un compte exact de la pression dont on pourra disposer pour la vapeur de chauffage initiale, et, suivant cette pression, calculer le coefficient de l'appareil pour trouver la surface de chauffe nécessaire pour effectuer le travail proposé.

Une autre conséquence est que l'on pourra augmenter le travail de l'appareil en augmentant sa chute de température, c'est-à-dire en augmentant la pression de vapeur de chauffage ou le vide au condenseur, ou les deux ensemble. Mais il n'est pas indifférent pour obtenir une certaine augmentation de travail que cette augmentation de chute provienne de la vapeur de chauffage ou de celle qui est envoyée au condenseur, puisque c'est la valeur des éléments physiques de la première qui influe le plus sur la valeur de  $k$ . Donc on fera faire beaucoup plus de travail à un appareil en augmentant la pression de la vapeur de chauffage, procurant ainsi une augmentation de chute déterminée, qu'en obtenant la même augmentation en forçant sur le vide du condenseur.

De même, de deux appareils semblables marchant avec la même chute, celui qui fera le plus de travail sera celui dont la température de chauffage sera la plus élevée.

Ce fait, que nous avons observé depuis longtemps, était resté inexplicé jusqu'au jour où les formules sont venues nous en révéler la cause.

Connaissant ainsi les lois de la condensation, nous allons étudier maintenant comment les calories qui en résultent se transmettent au liquide chauffé.

### § 3. — Transmission de la chaleur à travers les parois des appareils d'évaporation et de chauffage

Si la condensation s'opérait telle que l'indique la théorie, on aurait d'après PÉCLET, une transmission de 69.000 calories par heure, par

mètre carré, par différence de 1° de température, sur une paroi en laiton de 1 millimètre d'épaisseur, soit environ 103 kilogrammes de vapeur condensée.

Or l'expérience prouve que l'on n'a guère au maximum que 4 kilogrammes au lieu de 103, et l'on constate que la condensation s'abaisse à 1,5 dans certains cas. C'est une énorme différence dont nous allons rechercher les causes.

L'une des premières causes, la plus tangible, et la plus connue par conséquent, provient des incrustations qui se forment sur les tubes, dans les appareils tubulaires.

Ces incrustations sont de deux sortes : celles qui existent à l'extérieur des tubes, et celles qui naissent à l'intérieur.

Dans les appareils verticaux, dans lesquels le liquide à chauffer circule à l'intérieur des tubes, si l'on examine ceux-ci après service, on remarque que l'extérieur, la surface qui est mouillée par la vapeur condensée, est noircie par une mince épaisseur d'oxyde de cuivre. L'intérieur au contraire, si bien nettoyé qu'il soit, est toujours blanc de dépôt.

Dans les appareils horizontaux c'est le contraire. N'examinons que les appareils verticaux.

Si la conductibilité du cuivre est 69, celle de son oxyde n'est que de 1,76, soit 39 fois moindre. Donc si l'épaisseur de la couche d'oxyde n'est que  $\frac{1}{39}$  de celle du cuivre, elle produit le même retard à la transmission que si le tube était double d'épaisseur.

Si l'on considère par exemple un tube de 1,5 millimètre d'épaisseur, la couche d'oxyde qui équivaldra à l'épaisseur du métal sera de  $\frac{1,5}{39} = 0^{\text{mm}}0338$  soit 38 millièmes de millimètre, soit moins de 4 centièmes de millimètre en chiffres ronds. Or comme il est facile de voir que la couche d'oxyde atteint une épaisseur mesurable, peut-être 1/20 de millimètre, on voit que l'oxyde de cuivre rend de ce fait la transmission du tube environ 2,5 fois moindre que celle admise en principe.

Quant à l'incrustation calcaire, si l'on admet pour son coefficient de transmission celui du marbre, qui est également 1,76, comme son épaisseur varie énormément, on voit qu'elle diminue la transmission du métal de 5 à 40 fois sa valeur, et si l'on y ajoute le retard dû à l'oxyde, le métal ne conduit plus que 7,5 à 42,5 fois moins que s'il était parfaitement et théoriquement décapé. Si l'incrustation est silicieuse c'est encore bien pire, le coefficient du verre étant environ 0,80.

Aussi avons-nous vu des appareils avec tubes en fer marcher aussi bien que d'autres avec tubes en laiton, la nature du métal étant peu de chose eu égard aux incrustations qui recouvrent ses deux faces.

Remarquons que, dans la première caisse d'un appareil, l'incrustation extérieure est encore moins conductrice que la couche mince d'oxyde que nous venons de considérer, attendu que la vapeur des retours des machines transporte toujours avec elle une quantité de graisse considérable, sans compter le minium des tuyaux et autres impuretés cueillies au passage. Dans ce premier corps il n'est pas rare de rencontrer des incrustations extérieures tellement épaisses que la condensation s'arrête pour ainsi dire complètement. Le cas du premier corps lui est tout à fait spécial, et nous ne nous y arrêtons que pour le signaler en passant.

Nous ne considérons pas non plus le cas d'un tube fortement encrassé à l'intérieur, chacun sachant que dans ce cas l'appareil s'arrête de lui-même et que l'on se voit forcé de le nettoyer.

Une autre cause moins connue et inévitable, est celle qui provient de la condensation même. Le tube est toujours *mouillé* par la condensation, et la vapeur se condense non pas au contact du tube lui-même, mais au contact de la couche d'eau qui l'enveloppe. Or, cette couche a une épaisseur relative assez grande, car la capillarité qui la retient à la surface est une force relativement élevée.

Si l'on pèse un tube de cuivre non décapé sec, puis mouillé, on trouve en effet que l'épaisseur du liquide qui le recouvre est d'environ 2 dixièmes de millimètre.

Comme la conductibilité de l'eau stagnante est, d'après CAUCHY, de 0,425, tandis que celle du laiton est de 69, soit 162 fois moindre, une épaisseur de  $0^{\text{mm}2}$  d'eau équivaut à une épaisseur de métal 21,6 fois plus grande que celle du tube lui-même, soit  $21,6 \times 1,5 = 32^{\text{mm}4}$ .

Cette quantité ajoutée aux précédentes réduit donc de 30 à 60 fois et plus la conductibilité du métal. Donc au lieu de 103 kilogrammes de vapeur théorique condensée, on tombe à  $3^{\frac{1}{4}}$  et même  $1^{\frac{1}{7}}$ .

Par conséquent même en ne considérant que le fait des incrustations normales et du mouillage des tubes, on tombe déjà aussi bas que la pratique l'indique. Et cependant il y a encore une cause que nous allons étudier.

#### § 4. — Réception du calorique par le liquide en ébullition

C'est la troisième phase du phénomène de l'évaporation des liquides dans les appareils.

PÉCLET, qui a déterminé le coefficient de conductibilité des métaux mouillés par un liquide, ne put obtenir le chiffre réel de la transmission de la chaleur à travers ses plaques métalliques qu'en renouvelant 1.600 fois par minute le contact du liquide avec les faces de la plaque métallique, soit environ 27 fois par seconde.

Dans un appareil d'évaporation ou de chauffage a-t-on un renouvellement du liquide analogue ? C'est ce que nous allons examiner.

Dans la théorie de la condensation, nous avons trouvé que  $K$  (quantité de vapeur condensée par mètre carré et par degré de chute dans un temps déterminé) était variable avec la nature de la vapeur de chauffage, et que le coefficient  $k$  qui en dérive, était différent pour les appareils d'évaporation et les appareils de chauffage.

La raison de cette dernière différence provient de ce que le calorique ne se transmet pas de la même manière de la paroi de chauffage au liquide dans les deux cas.

Quand un liquide est en ébullition, des bulles de vapeur se forment contre la paroi, s'échappent rapidement, remplacées immédiatement par du liquide à la même température qui entre lui-même en vapeur; tandis que dans les réchauffeurs le liquide est animé d'une vitesse due à une action dynamique extérieure, beaucoup plus lente que celle que procure l'évaporation. Il faut remarquer aussi que dans le premier cas il y a échange poids à poids, entre la vapeur de chauffage et le liquide en évaporation, des 537 ou 540 calories qu'abandonne la vapeur condensée, tandis que, dans le second, chaque kilogramme de vapeur condensée abandonne le même nombre de calories au liquide chauffé, mais sur une bien plus grande masse de liquide, en sorte que pour que la condensation se fit avec la même rapidité il faudrait que le liquide fût animé d'une vitesse bien plus grande que dans le cas de l'évaporation, ce qui n'est pas.

En effet, nous verrons plus loin, lorsque nous considérerons la différence qui existe entre les appareils verticaux et horizontaux, que la vitesse de translation du jus dans les tuyaux verticaux au moment de l'ébullition est:

$$v = m \sqrt{2gh}$$

$h$  étant la hauteur du tuyau, et  $m$  un coefficient de frottement égal à 0,6 pour l'eau. Si nous calculons  $v$  pour un tuyau de 1<sup>m</sup>200 nous trouvons :

$$v = 2^m,900$$

On voit donc déjà que l'on est loin de renouveler 27 fois par seconde



le liquide à la surface du tube, comme le faisait PÉCLET puisqu'on ne le fait qu'un peu plus de 2 fois.

Dans les réchauffeurs les plus perfectionnés la vitesse est encore moindre, car elle dépasse rarement 60 centimètres, et pour arriver à 1<sup>m</sup>500 il faut des tubes forts longs et de multiples circulations, allant jusqu'à 32 dans certains cas, ce qui procure une résistance considérable sur la pompe refoulant le liquide dans ces réchauffeurs.

Mais il est difficile d'évaluer mathématiquement la différence que cette faible vitesse procure sur l'évaporation et le chauffage d'autant plus que le chiffre 27 donné par PÉCLET résulte de la forme de son appareil et qu'il n'est pas prouvé qu'avec tout autre système on soit obligé d'adopter le même nombre; elle explique seulement pourquoi les résultats pratiques sont inférieurs à la théorie, et pourquoi un réchauffeur ne peut pas avoir le même coefficient de travail qu'un appareil d'évaporation de même forme.

Nous allons néanmoins étudier tous les phénomènes qui se passent dans la transmission du calorique aux liquides, c'est-à-dire les lois de l'évaporation proprement dite. Ensuite nous rattacherons les formules que nous allons trouver à celles déjà énoncées de la condensation qui nous fourniront la formule générale de l'évaporation dans les appareils.

Sur le même sujet de transmission de la chaleur, le D<sup>r</sup> H. CLAASSEN a publié ce qui suit à la suite de différents essais :

1° Le coefficient de transmission augmente quand la chute de température s'élève. L'accroissement du coefficient par degré de chute ne paraît pas fort variable entre les limites des essais. En tout cas l'augmentation par degré diminuerait sensiblement pour des chutes notablement plus élevées, car alors l'effet nuisible d'une vaporisation plus intense à la surface de chauffe se ferait sentir de plus en plus ;

2° Le coefficient de transmission augmente quand les températures de la vapeur de chauffe et du liquide bouillant s'élèvent. Pour la vapeur de chauffe, les températures au-dessus et au-dessous de 100°, tout particulièrement, semblent agir d'une façon très différente ;

3° Le coefficient de transmission diminue quand augmente la hauteur de la colonne de liquide au-dessus de la surface de chauffe. La cause principale de cet abaissement du coefficient est la réduction de la chute utile de température par suite de l'élévation du point d'ébullition à la surface de chauffe ;

4° Dans l'évaporation de solutions, la nature de la substance dissoute et la concentration de la solution ont une grande influence. Des solutions de sels montrent, dans les mêmes conditions, des coefficients égaux à ceux de l'eau, ou même quelque peu supérieurs à ceux-ci (probablement par suite de l'élévation de la température de la vapeur de chauffe). Pour des solutions renfermant du sucre, le coefficient diminue avec l'augmentation de la concentration. Il en serait vraisemblablement de même pour toutes les solutions de matières organiques ;

5° L'état superficiel des surfaces de chauffe (non seulement les incrustations et la rouille, mais aussi la constitution de la surface métallique) a une influence très marquée sur le coefficient de transmission ;

6° Toute surchauffe de la vapeur diminue le coefficient de transmission, et ce en proportion fortement croissante avec l'augmentation du degré de surchauffe.

D'où l'on tire cette théorie de l'évaporation et du chauffage : La quantité de chaleur qui traverse une paroi est exprimée par la formule

$$W = kq \frac{(t_a - t_e)}{d}$$

où  $W$  est la quantité de chaleur,  $q$  la surface,  $t_a - t_e$  la chute de température,  $d$  l'épaisseur de la paroi en millimètres, et  $k$  le coefficient de conductibilité de la matière dont est constituée la paroi.

Dans ce qui suit, j'adopterai toujours pour le coefficient les unités mètre carré, heure et degré de chute.

Si l'on fait dans la formule  $q = 1$  mètre carré,  $t_a - t_e = 1^\circ$ , on a  $W = \frac{k}{d}$ , c'est-à-dire que  $W$  devient égal au coefficient de transmission pour une épaisseur de paroi de  $d$  millimètres.

Pour le laiton,  $k = 1.700$  calories. Le coefficient de transmission pour une épaisseur de 2 millimètres est donc  $W = \frac{1,700}{2} = 850$  calories.

Or, dans les appareils d'évaporation à tubes de laiton de 2 millimètres d'épaisseur, le coefficient de transmission est au maximum de 50 à 60; dans les réchauffeurs, il n'est même que de 5 à 20. Il doit donc y avoir ici de très grandes résistances au passage de la chaleur, auprès desquelles la résistance de la paroi métallique ne peut être que faible.

Pour trouver ces résistances et leur cause, imaginons une paroi verticale de laiton que nous appellerons *c* (par exemple une section par le côté d'un tube de laiton), en contact d'un côté avec de la vapeur, et de l'autre côté avec un liquide bouillant. La vapeur de chauffe se condense continuellement sur la surface extérieure, et l'eau qui en résulte coule le long de la paroi. Mais l'adhérence de l'eau au laiton entre en jeu, et, comme elle est plus grande que la cohésion de l'eau, une couche d'eau d'une certaine épaisseur reste attachée à la paroi. Sur cette couche d'eau immobile que nous appellerons *b*, coule l'eau condensée en couche moins épaisse, que nous appellerons *a*. L'épaisseur de la couche immobile *b* dépend de la force d'adhésion au métal, du degré de fluidité de l'eau et de la vitesse de descente de l'eau de la couche *a*. Cette épaisseur est d'autant plus grande que l'adhésion et la viscosité sont plus grandes, et d'autant plus petite que la vitesse d'écoulement de l'eau de la couche *a* est plus grande. Comme la viscosité de l'eau, de même que celle d'une solution quelconque, diminue avec l'augmentation de la température, l'épaisseur de la couche immobile diminue également quand la température s'élève. Il va sans dire que la couche *b* n'est pas dépourvue de tout mouvement, mais son mouvement est en tout cas si petit que l'on peut, sans erreur, considérer la couche immobile.

De la couche *b*, la chaleur va à la paroi métallique *c* qu'elle traverse, et elle rencontre de nouveau de l'autre côté une couche de liquide immobile *d*, retenue par l'adhésion à la paroi, et dont l'épaisseur dépend des mêmes facteurs que pour la couche *b*. Dans un liquide en ébullition, il y a en outre une petite partie de la paroi métallique qui est touchée par la vapeur, mais la grandeur de cette partie est variable et probablement de minime importance, car la plupart des bulles de vapeur ne se forment que sur la couche *d* ou au sein du liquide bouillonnant, comme on peut s'en assurer en chauffant latéralement une colonne d'eau renfermée dans un vase haut et étroit.

Si l'on se représente par  $t_1, t_2, t_3, t_4, t_5, t_6, t_7$  les températures de la vapeur aux limites des diverses couches et celle du liquide en ébullition, la température de la vapeur est  $t_1$  et la chaleur se transmet avec une chute de température  $t_1 - t_2$  à la couche descendante *a*, puis de là avec une chute  $t_2 - t_3$  à la couche immobile *b*; elle vainc la résistance de cette couche *b* avec une perte de chute de  $t_3 - t_4$ , la résistance de la paroi métallique avec  $t_4 - t_5$ , la résistance de la couche de liquide immobile *d* avec  $t_5 - t_6$  et passe enfin à la couche de liquide en mouvement *e* avec une chute de  $t_6 - t_7$ . La chute totale de température  $t_1 - t_7$  se divise donc en 6 chutes partielles, parmi lesquelles

on ne connaissait jusqu'à présent que la chute  $t_4 - t_5$ , c'est-à-dire la conductibilité du métal. Mais les essais d'AUSTIN ont fourni aussi des nombres pour la résistance des couches liquides sur les deux côtés de la paroi, résistances qui sont exprimées par les chutes partielles  $t_2 - t_4$  et  $t_5 - t_7$ . La chute  $t_1 - t_2$  nécessaire pour la condensation proprement dite de la vapeur n'a pas été déterminée, mais d'après ce qui se passe à la condensation par injection, on peut conclure que cette chute doit être d'autant plus grande que la tension et la température de la vapeur de chauffe sont plus basses.

AUSTIN a résumé comme suit les résultats de ses expériences :

A. Transmission de la chaleur de la paroi métallique à l'eau :

1. Pour l'eau bouillante non agitée, la résistance de passage est, suivant le régime de l'ébullition, équivalente à 1,2 à 2 centimètres de fer.

2. Une forte agitation réduit cette résistance à environ 0,75 centimètres de fer.

3. Pour un même état de mouvement, la résistance semble indépendante de la quantité de chaleur transmise, c'est-à-dire que la quantité de chaleur transmise est simplement proportionnelle à la chute de température.

4. Pour de l'eau non bouillante, non soumise à une agitation, la résistance de passage atteint au maximum environ 10 centimètres de fer; en remuant l'eau, on l'abaisse à moins de 1 centimètre.

5. Pour le même mouvement de l'eau, la résistance croît avec la diminution de la température de l'eau.

B. Transmission de la chaleur de l'eau à la paroi métallique :

1. Si l'on remue l'eau, la résistance existera toujours à cause de la présence sur le métal d'une couche d'eau mobile, dont l'épaisseur est d'environ un centième de la couche de fer indiquée comme mesure, l'eau étant cent fois plus mauvaise conductrice que le fer.

Il découle de ces résultats et des explications précédentes que la transmission de la chaleur s'accroît, c'est-à-dire que la résistance s'abaisse quand on diminue l'épaisseur des couches immobiles  $b$  et  $d$ . On produit cette diminution en accélérant le mouvement des liquides et en augmentant leur degré de fluidité (c'est-à-dire en réduisant leur viscosité). Le mouvement des liquides s'obtient principalement par des mouvements mécaniques, lorsqu'il s'agit de chauffage, mais à l'évaporation, il n'est obtenu, dans la plupart des cas, que par l'ascension des bulles de vapeur. Par conséquent, à l'évaporation, le mouve-

ment s'accroît, et la couche *d* diminue quand la couche de température s'accroît; quand les bulles de vapeur occupent un plus grand espace, quand la viscosité diminue et quand les températures sont plus élevées; car l'eau et toutes les solutions sont alors beaucoup plus fluides qu'à des températures plus basses.

Dans les appareils d'évaporation et de chauffage de la pratique, les circonstances qui influent sur l'intensité du mouvement sont très différentes suivant les endroits. Comme exemple, je prendrai un tuyau vertical chauffé extérieurement par de la vapeur et à l'intérieur duquel bout un liquide. La vapeur se condense à la périphérie extérieure et l'eau condensée s'écoule à une vitesse croissante de haut en bas. La couche immobile *b* de tout à l'heure est donc plus épaisse au-dessus qu'en dessous. Par contre, le mouvement du liquide bouillant dans le tuyau est faible en dessous et augmente très fort vers le haut. Tout en bas, il ne se forme presque pas de bulles de vapeur dans le tuyau, parce que la pression de la colonne de liquide y élève quelque peu le point d'ébullition, et que par suite il ne s'y produit guère qu'un chauffage du liquide, qui monte lentement. Plus haut le liquide s'élève, plus il se forme de bulles de vapeur, et plus s'accélère en conséquence le mouvement du liquide vers le haut, de sorte que celui-ci finit par être lancé hors du tuyau sous la forme d'une masse mousseuse. La couche de liquide immobile *d* est ainsi plus épaisse en bas qu'en haut.

Pour le calcul des résistances dans les appareils de la pratique, on doit donc admettre des mouvements moyens. Dans le calcul qui suit, j'ai tenté d'évaluer très approximativement la vitesse dans les appareils de sucrerie, et de la combiner avec les chiffres des essais d'AUSTIN.

Dans ses essais, AUSTIN prenait comme mesure de la résistance, dans la transmission de la chaleur de la paroi au liquide ou inversement, l'épaisseur d'une couche de fer présentant la même résistance. Le coefficient de conductibilité au fer étant de 1.400, si l'on prend celui du laiton égal à 1.700 et celui de l'eau immobile égal à 14, on peut tirer les chiffres suivants des essais d'AUSTIN :

	Température	Résistance à la transmission de la chaleur de la paroi au liquide, exprimée en millimètres		
		de fer	de laiton	d'eau
1. Eau non bouillante, non remuée, jusque .		100	120	1
2. — — avec mouvement lent.	30°	50-75	60-90	0,6
— — — — —	90°	30-50	36-60	0,4
— — avec fort mouvement.	30°	20-30	24-36	0,26
— — — — —	90°	15-20	18-24	0,15
3. Eau en ébullition, mouvement faible . .		12-20	15-24	0,1
— — — fort . . .		5-7	6-8	0,0

J'utilise ces nombres, en tenant compte de la viscosité des jus, pour le calcul des résistances au passage de la chaleur à travers les surfaces de chauffe d'un quadruple-effet et de réchauffeurs, et j'arrive ainsi aux résultats suivants :

QUADRUPLE-EFFET	Résistance exprimée en $\frac{m^2}{75}$		Coefficient de transmission calculé	Calculé
	de laiton	d'eau		
1 <sup>re</sup> caisse				
Côté vapeur. Température 110°. Mouvem <sup>t</sup> modéré	15	0,12		
— jus — 105°. — fort.	9	0,07		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 65
	<u>26</u>	<u>0,21</u>	<u>26</u>	
2 <sup>e</sup> caisse				
Côté vapeur. Température 105°. Mouvem <sup>t</sup> modéré	16	0,13		
— jus — 100°. — fort. .	10	0,08		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 61
	<u>28</u>	<u>0,23</u>	<u>28</u>	
3 <sup>e</sup> caisse				
Côté vapeur. Température 100°. Mouvem <sup>t</sup> modéré	18	0,15		
— jus — 85°. — fort. .	29	0,24		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 35
	<u>49</u>	<u>0,41</u>	<u>49</u>	
4 <sup>e</sup> caisse				
Côté vapeur. Température 85°. Mouvem <sup>t</sup> modéré	30	0,25		
— jus — 70°. — fort. .	48	0,40		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 21
	<u>80</u>	<u>0,67</u>	<u>80</u>	
Réchauffeur à jus brut				
Côté vapeur. Température 65°. Mouvem <sup>t</sup> modéré.	48	0,40		
— jus — 40°. — faible. .	96	0,80		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 11
	<u>146</u>	<u>1,22</u>	<u>146</u>	
Réchauffeur à jus faible				
Côté vapeur. Température 100°. Mouvem <sup>t</sup> modéré	24	0,20		
— jus — 90°. — faible .	60	0,50		
Paroi métallique. . . . .	2	0,02	1.700	= 20
	<u>86</u>	<u>0,72</u>	<u>86</u>	

Dans la dernière colonne figurent les coefficients de transmission calculés d'après les résistances. Ces coefficients sont en moyenne un peu plus élevés que ceux trouvés pratiquement; ceci s'explique par le fait que la chute  $t_1 - t_2$  nécessaire à la condensation de la vapeur

n'a pu entrer dans le calcul, pas plus que l'influence des bulles de vapeur qui se forment directement sur la paroi métallique.

Nous calculerons donc ainsi la transmission de la chaleur dans les appareils d'évaporation et les réchauffeurs, pour 1° de chute, 1 mètre carré et une seconde.

## TRIPLE-EFFET

1 mètre carré évapore 0 litre 009064 par seconde contenant environ 4 calories 8.

1 <sup>er</sup> Corps.	Chute 11°.	Calories transmises	0,44
2 <sup>e</sup> —	— 17°.	—	0,28
3 <sup>e</sup> —	— 22°.	—	0,22

## QUADRUPLE-EFFET

1 mètre carré évapore 0 litre 006798 par seconde, contenant environ 3 calories 65.

1 <sup>er</sup> Corps.	Chute 7°,3.	Calories transmises	0,50
2 <sup>e</sup> —	— 9,4.	—	0,39
3 <sup>e</sup> —	— 12,5.	—	0,29
4 <sup>e</sup> —	— 20,75.	—	0,17

## RÉCHAUFFEURS

1 mètre carré transmet pour réchauffer 1 litre en 1 seconde avec 1° de chute moyenne.

Température de la vapeur.	Volume occupé par 1 kg. de vapeur.	Calories.
55°	10000	1,81
60	8000	2,27
65	6400	2,83
70	5000	3,63
75	4200	4,34
80	3500	5,20
85	3000	6,66
90	2400	7,60
95	2000	9,09
96	1900	9,56
97	1850	9,75
98	1800	10,08
99	1750	10,34
100	1700	10,71
101	1650	11,00
102	1600	11,32
103	1550	11,45
104	1500	12,12
105	1450	12,50
106	1400	12,97
107	1370	13,18
108	1330	13,43
109	1300	13,95
110	1250	14,45

Un réchauffeur transmet donc de 2,5 à 3 fois moins qu'une caisse d'évaporation.

En possession de cette table, nous pouvons calculer les réchauffeurs d'une sucrerie travaillant 1000 hectolitres de jus par 24 heures, soit 1<sup>1</sup>/<sub>158</sub> par seconde.

1° Jus brut de 25 à 80°, par le 2° corps avec vapeur à 90°; surface 15 mètres carrés. Si l'on fait ce réchauffage par le dernier corps, vapeur à 55° de 25 à 40°, la surface de ce réchauffeur est de 24<sup>m</sup>50; puis par le 3° corps de 40 à 80°, la surface de ce deuxième réchauffeur est de 12 mètres;

2° Jus de 2° carbonatation de 70 à 100°, par le 1<sup>er</sup> corps avec vapeur 104°; surface 9 mètres carrés;

3° Jus avant évaporation de 80 à 102°, par le corps avec vapeur à 104°; surface 9 mètres carrés;

4° Sirop de 70 à 102°, comme on fait 28 % de sirop, il y a seulement 0<sup>3</sup>/<sub>24</sub> à réchauffer par seconde soit 3 m<sup>2</sup> 4, mais à cause de la viscosité, l'expérience a montré qu'il fallait compter 5 mètres carrés.

Pour la diffusion, en opérant de même, et en remarquant que le travail est discontinu dans les calorisateurs, il faut compter pour ceux-ci 0 m<sup>2</sup> 15 par hectolitre de capacité des diffuseurs.

### § 5. — Vaporisation des liquides

Dans un appareil d'évaporation il y a plusieurs modes d'emploi de la vapeur à considérer.

Le liquide entre dans l'appareil à la température  $t$ , et il s'évapore à la température  $\theta$ ,  $t$  pouvant être plus petit ou plus grand que  $\theta$ .

Si  $t$  est  $< \theta$ , il faut dépenser une quantité de vapeur  $q$  pour échauffer le liquide, puis une quantité de vapeur  $q'$  pour l'évaporer, en sorte que la quantité totale de vapeur employée est :

$$Q = q + q'.$$

Il faut donc rechercher pour cet appareil la surface de chauffe nécessaire à ce travail, et ramener  $q$  et  $q'$  à ce qu'ils devraient être pour que ce travail se fasse dans l'unité de temps.

Si au contraire  $t$  est  $> \theta$ , le jus arrive à une température plus élevée que celle de l'ébullition, et s'évapore jusqu'à ce qu'il revienne à la température  $\theta$ . Alors on a :

$$Q = q' - q''.$$



Enfin si  $t = \theta$  on a aussi  $Q = q'$ .

Nous allons étudier ces différents cas, et rechercher d'abord la valeur de  $q'$ , la plus intéressante au point de vue de l'évaporation.

Supposons P de jus à  $\theta^\circ$ . La vapeur qui se condense sur la paroi de chauffage évapore  $p$  kilogrammes d'eau. Soit  $q'$  la quantité de vapeur nécessaire. En se condensant elle apporte d'après la formule de RÉGNAULT :

$$[A + (B - 1) T] q' \text{ calories,}$$

T étant la température de la vapeur de chauffage, et  $q'$  en se condensant formant de l'eau à la température T.

D'autre part  $p$  en se vaporisant à  $\theta^\circ$  emporte :

$$(A + B\theta) p \text{ calories.}$$

Il reste un poids de jus concentré égal à  $(P - p)$ .

A l'origine il y avait dans le liquide  $(Pc\theta)$  calories,  $c$  étant sa chaleur spécifique.

Il reste après l'évaporation  $[(P - p) c\theta]$  calories.

Les calories apportées par la vapeur qui se condense augmentées de celles que contenait le liquide doivent former un nombre égal à celui des calories qui restent dans le liquide, augmentées de celles qui sont parties en vapeur. Donc on a l'égalité :

$$[A + (B - 1) T] q' + P c \theta = (A + B\theta) p + (P - p) c \theta,$$

d'où

$$q' = \frac{p [A + (B - c) \theta]}{A + (B - 1) T}$$

Il faut introduire maintenant dans cette formule la quantité K de chaleur transmise par la paroi dans l'unité de temps.

Si S est la surface de chauffe, il est évident que l'on aura :

$$S = \frac{q'}{K (T - \theta)},$$

d'où

$$q' = KS (T - \theta).$$

Donc on aura :

$$\frac{p [A + (B - C) \theta]}{A + (B - 1) T} = KS (T - \theta)$$

d'où

$$(1) \quad S = \frac{p [A + (B - C) \theta]}{K [A + (B - 1) T] (T - \theta)}$$

Telle est la formule qui donne la surface de chauffe nécessaire à un appareil pour évaporer un poids  $p$  d'eau sur un jus à  $\theta^\circ$  avec de la vapeur à  $T^\circ$ .

Cette formule est fonction de  $K$ .

Or dans notre travail sur la condensation nous avons trouvé la formule :

$$k = \frac{e}{Sc} \times \frac{v}{\sqrt{2g(p-p')}} \quad \text{d'où} \quad S = \frac{e}{c \frac{k}{v} \sqrt{2g(p-p')}}$$

Comme ces formules ont été faites dans un autre ordre d'idées, les lettres de la seconde ne correspondent pas à celles de la première. Nous allons donc remplacer dans cette seconde les lettres par celles qui servent à désigner les différentes valeurs du problème de la vaporisation, et nous aurons la nouvelle formule :

$$S = \frac{q'}{(T-\theta) \frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi-\pi')}}$$

or nous avons précédemment :

$$S = \frac{q'}{K(T-\theta)}$$

Si l'on compare ces deux premières équations, on voit que puisqu'elles représentent la même valeur de  $S$  il faut que

$$K = \frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi-\pi')}$$

Substituant cette valeur de  $K$  dans la formule (1) on a la formule générale qui donne la surface de chauffe nécessaire à une chaudière d'évaporation,

$$(2) \quad S = \frac{p [A + (B - C) \theta]}{\left[ \frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi-\pi')} \right] [A + (B - 1) T] (T - \theta)}$$

dans laquelle nous avons déterminé antérieurement la valeur de  $K$  pour une vapeur saturée à  $T^\circ$  et à pression  $\pi$  et volume spécifique  $v$ , ces trois termes se trouvant dans les tableaux ayant trait aux vapeurs, aussi bien que  $\pi'$  correspondant à la température  $\theta$ .

Cette formule est absolument générale pour l'évaporation.

Mais les jus entrent rarement dans un appareil à la température correspondante à leur ébullition sous le vide y existant. Ils arrivent tou-

jours ou plus chauds ou plus froids. On se trouve alors dans les cas dont nous parlions plus haut où l'on a  $t \leq \theta$ .

On doit donc introduire dans la formule les éléments constituant les phénomènes de refroidissement ou d'échauffement du liquide entrant dans les caisses, et former deux formules nouvelles correspondant à ces deux cas et répondant aux besoins de la pratique.

*1<sup>er</sup> cas* :  $\theta > t$ .  $t$  étant la température du liquide entrant, ce liquide s'échauffe aux dépens de la vapeur pour passer de  $t$  à  $\theta$ .

$P$  de jus prennent  $P(\theta - t)c$  calories pour s'échauffer à  $\theta$ . Ces calories sont fournies par la condensation du poids  $q$  de vapeur abandonnant

$$q[A + (B - 1)T] \text{ calories.}$$

Il y a donc égalité entre ces deux quantités

$$P(\theta - t)c = q[A + (B - 1)T].$$

d'où

$$q = \frac{Pc(\theta - t)}{A + (B - 1)T}$$

Ajoutons comme précédemment la notion du temps nécessaire pour effectuer l'opération.

D'abord l'influence de la nature des parois de chauffage, soit le coefficient  $K$ .

Quoique le chauffage s'effectue dans des conditions plus défavorables que l'évaporation en thèse générale, pour le cas présent nous emploierons le même coefficient, parce que le liquide froid arrive au sein du liquide chaud qui est en mouvement, mouvement auquel il s'associe immédiatement. De plus, le liquide froid se trouve noyé immédiatement dans une grande quantité de liquide chaud, et son échauffement se fait aux dépens du liquide, molécule à molécule, en sorte que l'abaissement de température de toute la masse est faible, et  $(\theta - t)$  pour toute la masse est un nombre très petit.

Nous adopterons donc la même valeur de  $K = \frac{k}{\nu} \sqrt{2g(\pi - \pi')}$  sans trop d'erreur.

Il y a cependant à ajouter le temps nécessaire à cet échauffement; car, d'après la loi de NEWTON, ce temps est proportionnel à l'excès de température du corps chauffant sur le corps chauffé.

En effet, le temps nécessaire pour chauffer  $P$  est d'autant plus grand qu'il y aura plus de chaleur à produire, ce qui est évident, et s'exprime en disant que la vitesse de l'échauffement est inversement proportion-

nelle à l'excès de température de la vapeur de chauffage sur la température moyenne de la masse P avant l'évaporation.

Par conséquent ce n'est pas  $q$  qui doit marcher dans les formules, mais une fonction de  $q$  ramenant l'échauffement du jus à l'unité de temps. Appelons-la  $f(q)$ .

Soit  $\left(\frac{t + \theta}{2}\right)$  la température moyenne du jus. La chaleur abandonnée par la vapeur est :

$$\left(T - \frac{t + \theta}{2}\right)$$

Soit encore  $(T - \theta)$  l'excès de température de la vapeur sur celle du jus bouillant. Il faudra donc condenser dans l'unité de temps :

$$f(q) = q \frac{T - \theta}{T - \frac{t + \theta}{2}} = \frac{P C (\theta - t) (T - \theta)}{[A + (B - 1) T] \left[T - \frac{t + \theta}{2}\right]}$$

Cette valeur ajoutée à  $q'$  obtenue précédemment donnera la valeur totale Q de la vapeur nécessaire pour produire le chauffage et l'évaporation, et par conséquent la surface de chauffe :

$$S = \frac{Q}{K(T - \theta)}$$

Mais il faut y ajouter encore un élément provenant de la forme des chaudières tubulaires d'évaporation, qui comportent par mètre carré de surface de chauffage un volume V, ou plutôt un poids VD de liquide, poids constant dans tous les appareils de même forme. Ce volume dans les appareils verticaux est en moyenne de 0 hect. 266, de sorte que le poids du liquide contenu dans une chaudière est de :

$$P = S \times 0,266 \times D$$

exprimé en centaines de kilos.

Si donc on substitue cette valeur de P dans l'expression précédente, et que l'on donne à Q sa valeur  $[f(q) + q']$ , introduisant le tout dans la formule générale au premier cas :

$$S = \frac{p \cdot [A + (B - C) \theta] \left[T - \frac{t + \theta}{2}\right]}{(T - \theta) \left[ \frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi - \pi')} \left(T - \frac{t + \theta}{2}\right) [A + (B - 1) T] - 0.266 (\theta - t) D C \right]}$$

S est la surface en mètres par hectolitre de jus travaillé dans l'unité de temps.

2<sup>e</sup> cas :  $\theta < t$ . Le jus entrant chaud abandonne des calories, P de sirop perdent donc  $P(t - \theta)c$  calories, correspondant à l'évaporation de  $\frac{PC(t - \theta)}{A + BT - \theta}$  kilogrammes d'eau.

On n'aura donc plus à évaporer sur le liquide entrant que

$$p - \frac{DC(t - \theta)}{A + BT - \theta} \text{ kilogrammes d'eau}$$

Substituant à  $p$  dans la formule [2] cette nouvelle valeur, avec la correction  $P = S \times 0,266 D$ , on trouve, toutes corrections faites :

$$S = \frac{p [A + (B - C)\theta] (A + BT - \theta)}{\frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi - \pi')} [A + (B - 1)T] (A + BT - \theta) (T - \theta) + (A + B\theta) (t - \theta) 0,266DC}$$

### § 6. — Application des formules

*Remarque 1.* — Avant de commencer nous ferons plusieurs remarques.

Dans la première chaudière, le jus arrive toujours plus froid du bac d'attente, ou même des réchauffeurs, que celui qui y est en ébullition; on est donc dans le premier cas, car il doit se réchauffer aux dépens de la vapeur de chauffage.

Dans les autres, le jus venant de la chaudière précédente doit se refroidir en abandonnant de la vapeur. On s'y trouve donc dans le deuxième cas.

Si l'on considère la formule fondamentale  $S = \frac{Q}{K(T - \theta)}$  mise sous la forme :

$$S = \frac{Q}{\frac{k}{v} \sqrt{2g(\pi - \pi')} (T - \theta)} = \frac{Qv}{k \sqrt{2g(\pi - \pi')} (T - \theta)}$$

on voit que l'on rendra  $S$  aussi petit que possible en rendant  $v$  et  $Q$  aussi petits que possible et  $(T - \theta)$  aussi grand que possible,  $(\pi - \pi')$  suivant le sort de  $(T - \theta)$ .

Pour rendre  $(T - \theta)$  aussi grand que possible, il faut augmenter  $T$ , ce qui diminue en même temps  $v$ , et il faut diminuer  $\theta$ .

Mais si l'on diminue  $\theta$  sur une chaudière, on diminue  $T$  et l'on augmente  $v$  sur la suivante; ou bien si l'on augmente  $T$  sur une chaudière on aura augmenté  $\theta$  et diminué  $v$  sur la précédente. Il faudra donc prendre une juste mesure, et *équibler* les températures dans les différentes chaudières, c'est-à-dire prendre la somme de calorique que l'on pourra fournir à l'ensemble des chaudières, et le diviser en autant de parties qu'il y a de chaudières, proportionnellement aux variations de  $v$ .

On voit déjà que comme  $v$  augmente suivant une courbe du genre parabolique, la division de la somme des caloriques suivra elle-même une courbe dans le même sens, chaque fraction allant en augmentant de la première à la dernière caisse. Nous verrons plus loin comment on fera ce calcul d'après la théorie de la condensation.

*Remarque II.* — La formule précédente peut s'écrire sous la forme :

$$S K \frac{(T - \theta)}{\rho} = \frac{Q}{\sqrt{2g(\pi - \pi')}}.$$

or nous avons vu que dans un appareil à effets multiples  $k$  est constant pour chaque caisse, de même pour  $\frac{T - \theta}{\rho}$ , et que  $Q$  est proportionnel à  $\sqrt{\pi - \pi'}$ .

Par conséquent comme  $S$  est fonction de tous ces facteurs qui sont égaux d'une caisse à l'autre d'un même appareil,  $S$  doit être égal pour chaque caisse.

Donc pour qu'un appareil soit bien constitué il faut faire toutes les caisses égales.

Cependant comme les jus arrivent tantôt froids, tantôt chauds dans les caisses, comme aussi l'évaporation n'est pas tout à fait égale comme nous le verrons plus loin, que les chaleurs spécifiques sont différentes aussi, nous ferons néanmoins le calcul complet d'un appareil pour connaître quelle différence existe entre la pratique et la théorie.

*Remarque III.* — Pour calculer les densités du jus dans les différentes caisses nous avons établi la formule donnant le degré Brix de ces jus au fur et à mesure de la concentration. Voici donc l'équation donnant le degré Brix d'un sirop après évaporation d'un jus de degré Brix connu (Bulletin de l'Association des Chimistes de sucrerie, 15 mars 1886).

Si l'on appelle  $b$  le degré Brix d'un jus faible,  $b'$  le degré Brix de

ce jus après évaporation, l'eau évaporée s'obtient de la manière suivante :

$(100 - b)$  est l'eau contenue dans le jus faible.

$(100 - b')$  est l'eau contenue dans le sirop après l'évaporation.

Mais comme après l'évaporation la quantité de matière solide contenue dans le sirop est la même que celle qui était contenue dans le jus, c'est-à-dire  $b$ , alors l'eau contenue dans le sirop pour  $b$  de matière solide sera  $\frac{(100-b')b}{b'}$  et l'eau évaporée que nous appellerons  $x$  sera :

$$x = (100 - b) - \frac{(100 - b') b}{b'}$$

d'où l'on tire :

$$(1) \quad x = 100 \left( 1 - \frac{b}{b'} \right)$$

Telle est la formule qui donne l'eau évaporée pour passer du degré BRUX  $b$  au degré BRUX  $b'$ .

De l'équation (1) on tire :

$$b' = b \frac{100}{100 - x}$$

Si l'on pose  $\frac{100}{100 - x} = y$  on n'aura qu'à multiplier  $b$  par  $y$  pour avoir le BRUX  $b'$  correspondant à une quantité d'eau  $x$  évaporée.

En développant la nouvelle équation :

$$(2) \quad \frac{100}{100 - x} = y.$$

On a :

$$(3) \quad xy - 100y + 100 = 0.$$

C'est l'équation d'une hyperbole équilatère rapportée à des parallèles à ses asymptotes. Si dans la formule (2) on fait  $x=0$  on a  $y=1$ ; c'est un des points de l'hyperbole qui permet de la construire.

Pour se servir de cette courbe, si l'on veut savoir le BRUX d'un jus dont on évapore  $x$  d'eau, on cherche  $x$  sur l'axe des  $x$ , on élève en ce point une parallèle à l'axe des  $y$  et le point d'intersection de cette ligne avec la courbe donne le coefficient par lequel il faut multiplier  $b$  pour avoir  $b'$ .

De l'équation (1) on peut encore tirer la nouvelle équation :

$$b = b' \frac{100 - x}{100}$$

Si l'on y pose :

$$(4) \quad \frac{100 - x}{100} = y.$$

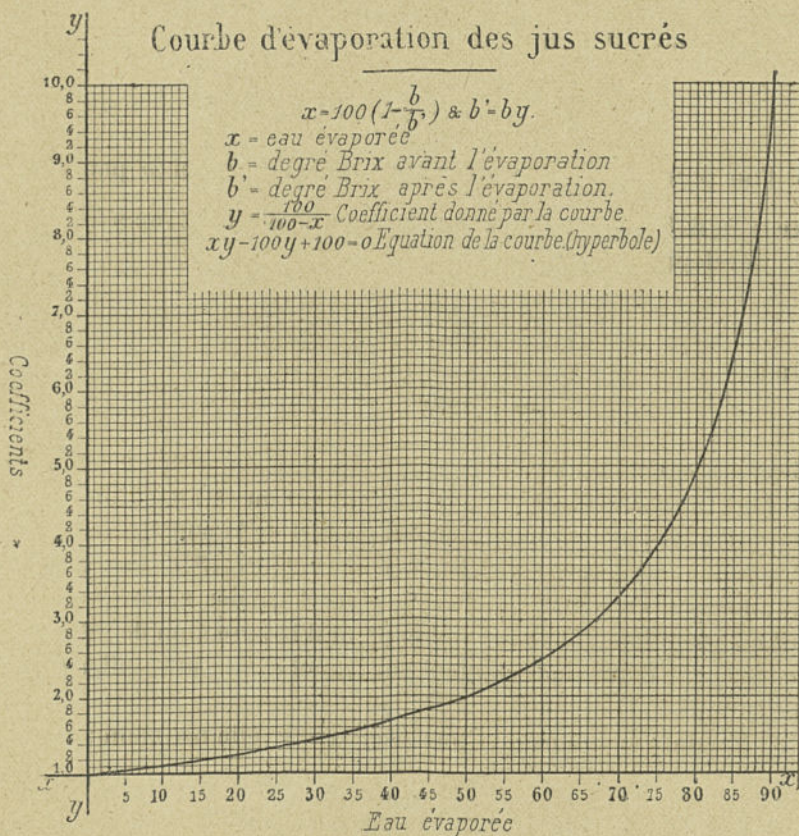
On a, en développant l'équation (4)

$$(5) \quad x + 100y - 100 = 0,$$

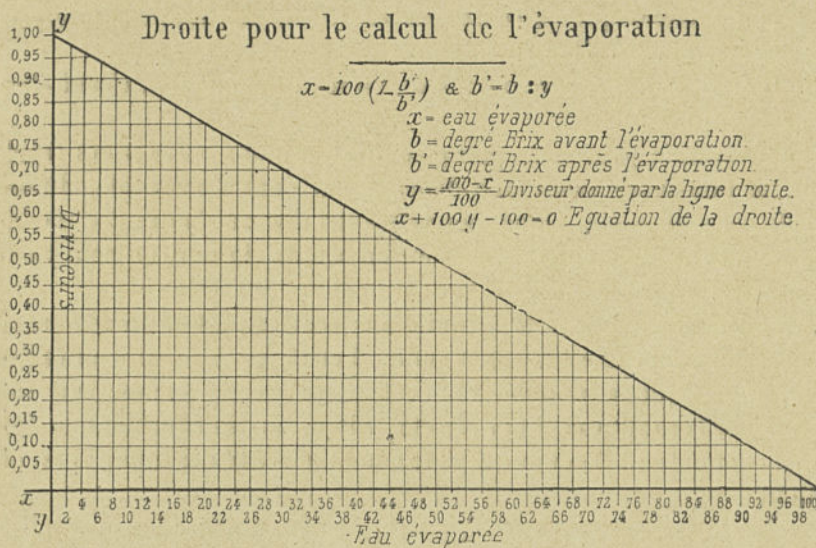
qui est celle d'une ligne droite dont un point sur l'axe des  $y$  est 1 quand  $x=0$  et un autre point sur l'axe des  $x$  est 100 quand  $y=0$ . Cette ligne est donc très facile à construire.

On voit que dans ce cas  $b = b'y$  ou bien  $b' = \frac{b}{y}$ , et que  $y$  est le diviseur par lequel il faut diviser  $b$  pour avoir  $b'$ .

L'usage de cette ligne est le même que celui de la courbe précédente à la différence près qu'on a un diviseur au lieu d'un multipli-







cateur. Mais les résultats donnés dans les deux cas sont naturellement identiques. On choisira l'un des deux tracés suivant l'usage qu'on en veut faire.

Remarquons, au moyen de l'hyperbole, la progression rapide que prend le BRIX d'un sirop quand il arrive à son dernier degré de concentration. Si l'on veut, par exemple, évaporer 80 % de l'eau d'un jus à 10° BRIX, le premier tiers de l'évaporation ne portera le jus qu'à 4° BRIX environ, le deuxième tiers à 22° BRIX, et le troisième à 50° BRIX. On voit donc qu'au commencement de l'évaporation le degré BRIX est très long à monter, mais qu'ensuite il augmente très rapidement jusqu'au point de cuite.

La forme de la courbe explique ce phénomène. On peut ainsi calculer rapidement le degré BRIX des jus dans chaque chaudière d'évaporation d'un appareil à effets multiples quelconques, problème que l'on a souvent à résoudre.

Le problème a été établi différemment par BOIRE, administrateur des sucreries de Bourdon, et il est arrivé à une autre formule donnant les mêmes résultats, et d'une façon peut-être plus pratique, parce que la courbe qu'il donne est une branche d'hyperbole.

Soit D le poids d'un hectolitre de liquide; e la teneur en eau par 100 kilogrammes de liquide; 1,60 la densité du sucre; on a :

$$D = \frac{16000}{100 + 0,6 e}$$

formule qui est exacte pour une solution de sucre pur.

Le lieu géométrique de  $D$  est représenté par une branche d'hyperbole limitée par  $e$  variant de 0 à 100.

Pour  $e = 0$  on a du sucre pur; pour  $e = 100$  on a  $D = 100$ , c'est-à-dire de l'eau pure.

Cette formule peut être appliquée aux solutions sucrées des fabriques, le non-sucre ayant une densité qui, dans l'ensemble, diffère peu de celle du sucre. Donc, connaissant l'une ou l'autre des inconnues, poids de l'hectolitre, ou teneur en eau du liquide, on peut trouver l'autre.

Si l'on veut appliquer la formule aux masses cuites, on remarque que la teneur en eau est comprise entre 5 et 15 % c'est-à-dire entre des limites telles que la branche d'hyperbole qu'elle représente peut être considérée comme une ligne droite. Alors, en transformant la formule, et en faisant  $D = 100 + d$  ( $d$  devenant le degré densimétrique) on obtient :

$$d = 60 - 0,9 e$$

formule beaucoup plus simple et qui se vérifie dans la pratique. Exemple : la teneur en eau de 100 kilogrammes de masse cuite premier jet étant de 6, on aura

$$d = 60 - 0,90 \times 6 = 54,6$$

Toutes ces formules sont établies pour des degrés densimétriques  $d$  correspondant à la densité de l'eau = 100, c'est-à-dire à 4° de température. Il faudra donc dans la pratique corriger  $d$  suivant la température de la masse cuite. Par exemple à 15° la formule devient :

$$d = 59,84 - 0,9 e$$

De même l'hyperbole a, dans ce cas de 15°, la formule :

$$D = \frac{16000}{100 + 0,6 e} - 0,16$$

On remarquera que si au lieu de rapporter les formules au sucre on les établissait en fonction des matières dissoutes non-sucre de densité de 160, elles deviendraient

$$D_4 = \frac{16000}{100 - 0,6 m} \quad D_{15} = \frac{16000}{100 - 0,6 m} - 0,16.$$

$$d_4 = 0,9 m - 30 \quad d_{15} = 0,9 m - 29,84.$$

Ces formules très intéressantes sont employées couramment dans les usines de la Société de Bourdon.

*Remarque IV.* — Les chaleurs spécifiques correspondant aux différentes densités du jus sont les suivantes :

DENSITÉS		CHALEURS SPÉCIFIQUES	
1		1	
1,0685		0,9	
1,1370		0,8	
1,2055		0,7	
1,2740		0,6	
1,3425		0,5	

Ces indications sont suffisantes pour les différents cas où nous nous

CHALEUR SPÉCIFIQUE DES SOLUTIONS SUCRÉES

Degrés BRIX	Chaleurs spécifiques d'après		Degrés BRIX	Chaleurs spécifiques d'après		Degrés BRIX	Chaleurs spécifiques d'après	
	KOPP	MARIGNAC		KOPP	MARIGNAC		KOPP	MARIGNAC
1	0,9934	0,994	34	0,7763	0,803	67	0,5591	0,611
2	0,9868	0,988	35	0,7697	0,797	68	0,5521	0,606
3	0,9803	0,983	36	0,7631	0,791	69	0,5460	0,600
4	0,9737	0,977	37	0,7565	0,785	70	0,5394	0,594
5	0,9671	0,971	38	0,7500	0,780	71	0,5327	0,588
6	0,9605	0,965	39	0,7434	0,773	72	0,5261	0,582
7	0,9539	0,959	40	0,7368	0,768	73	0,5196	0,576
8	0,9474	0,954	41	0,7302	0,762	74	0,5130	0,571
9	0,9408	0,948	42	0,7236	0,756	75	0,5064	0,565
10	0,9342	0,942	43	0,7162	0,750	76	0,4998	0,559
11	0,9276	0,936	44	0,7105	0,745	77	0,4932	0,553
12	0,9210	0,930	45	0,7039	0,739	78	0,4867	0,548
13	0,9145	0,924	46	0,6973	0,733	79	0,4802	0,542
14	0,9079	0,919	47	0,6907	0,727	80	0,4736	0,536
15	0,9013	0,913	48	0,6842	0,722	81	0,4670	0,530
16	0,8947	0,907	49	0,6776	0,716	82	0,4604	0,524
17	0,8881	0,901	50	0,6710	0,710	83	0,4539	0,518
18	0,8816	0,896	51	0,6644	0,704	84	0,4473	0,512
19	0,8750	0,890	52	0,6578	0,698	85	0,4407	0,507
20	0,8684	0,884	53	0,6514	0,693	86	0,4341	0,501
21	0,8618	0,878	54	0,6447	0,687	87	0,4275	0,495
22	0,8552	0,872	55	0,6381	0,681	88	0,4210	0,490
23	0,8487	0,866	56	0,6313	0,675	89	0,4144	0,484
24	0,8421	0,861	57	0,6249	0,669	90	0,4078	0,478
25	0,8355	0,855	58	0,6184	0,663	91	0,4012	0,472
26	0,8289	0,849	59	0,6118	0,658	92	0,3946	0,466
27	0,8228	0,843	60	0,6052	0,652	93	0,3881	0,461
28	0,8158	0,837	61	0,5986	0,646	94	0,3815	0,455
29	0,8092	0,832	62	0,5920	0,640	95	0,3749	0,449
30	0,8026	0,826	63	0,5855	0,635	96	0,3683	0,443
31	0,7960	0,820	64	0,5789	0,629	97	0,3617	0,437
32	0,7894	0,814	65	0,5723	0,623	98	0,3552	0,432
33	0,7829	0,808	66	0,5657	0,617	99	0,3486	0,426

trouverons, d'autant plus que les jus variant de composition suivant les années et les époques de travail dans la même année, on ne peut fixer de limites exactes pour ces nombres. Nous donnons cependant page 57 à titre d'indication un tableau des chaleurs spécifiques des solutions sucrées d'après KOPP et MARIGNAC.

*Remarque V.* — Nous avons fait nos calculs en supposant que l'on avait un poids  $P$  à réchauffer qui devient  $(P - p)$  après l'évaporation dans la première chaudière; ensuite  $(P - p)$  passe dans la deuxième chaudière et devient  $(P - p - p')$  qui passe dans la troisième, etc. Ce n'est pas ainsi en réalité que fonctionne l'appareil. Le jus est animé d'un mouvement continu et le volume reste constant dans chaque chaudière. Mais le phénomène se passe sur des fractions de poids dont la somme est égale à  $P$  et qui sont représentées par le filet de jus qui passe par le robinet d'alimentation dans un temps donné. Mais le raisonnement n'en est pas moins juste; car si l'on a une fraction de  $P$ ,  $\frac{P}{n}$  elle donnera  $\frac{p}{n}$  de vapeur et son volume se réduira finalement à  $\frac{P - p}{n}$  qui ne contiendra plus que  $\frac{(P - p) C\theta}{n}$  calories, etc. Si l'on répète  $n$  fois ce raisonnement, toutes les fois que le robinet débitera un poids de jus égal à  $\frac{P}{n}$  pouvant être aussi petit que l'on veut, on arrivera, en dernier lieu, à formuler le même résultat qu'en considérant d'un bloc la masse tout entière.

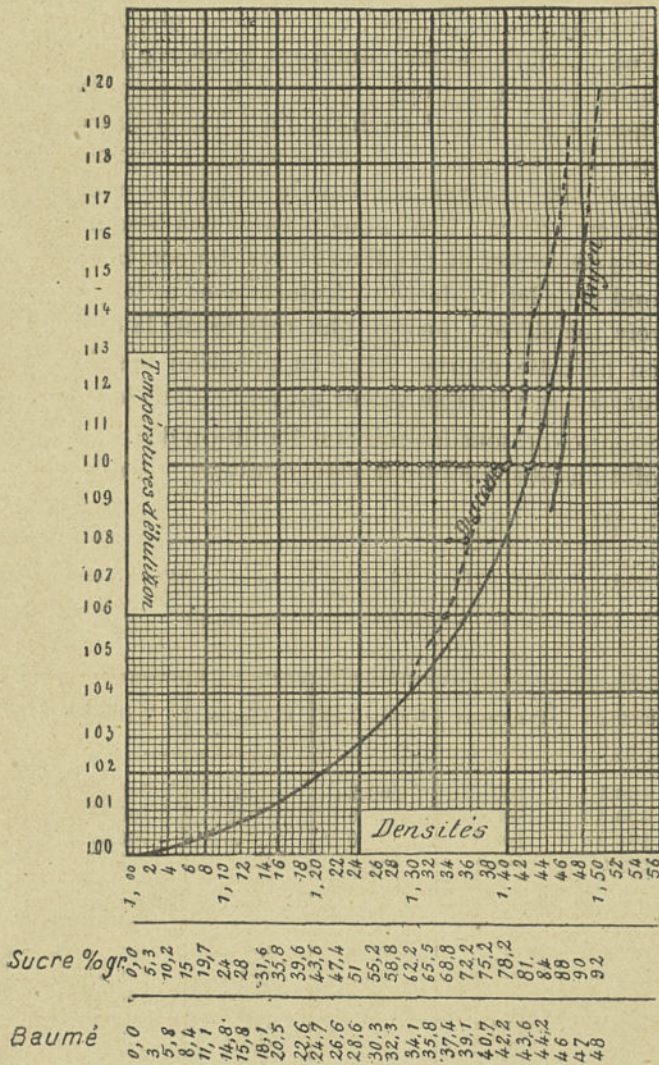
*Remarque VI.* — Lorsque l'on évapore un jus sucré au moyen d'une source de chaleur constante, à mesure que le liquide se concentre on remarque qu'il faut un plus long temps pour produire l'évaporation. Ainsi dans une expérience de laboratoire, nous avons observé que 1 kilogramme de jus, pour passer de 5° à 12° Baumé, correspondant à l'évaporation de 0<sup>k</sup>500 d'eau, a pris 12 minutes.

1 kilogramme de sirop pour passer de 12° à 24°, soit 0<sup>k</sup>500 d'eau évaporée, a pris 14 minutes.

1 kilogramme de sirop, pour passer de 24° à la cuite, soit 0<sup>k</sup>570 d'eau évaporée, a mis 45 minutes et 48 secondes.

Plusieurs raisons concourent à provoquer cette augmentation de temps dans l'évaporation, et entre autres celle-ci : c'est que, à mesure que la concentration des sirops s'accroît, sa température d'ébullition augmente. Ainsi tandis que l'eau bout à 100°, le sirop, à une densité de 1,265, bout à 105° environ et au point de cuite à 114°. Nous

avons construit une courbe donnant pour chaque densité les températures d'ébullition correspondantes. Plusieurs auteurs avaient déjà fourni quelques nombres isolés donnant les températures de la cuite, comme PAYEN et DUTRÔNE, ou celles de l'ébullition des sirops comme FLOURENS. Nous avons recherché la courbe complète jusqu'au point où les aéromètres ne marquent plus. A ce moment, les sirops cristallisent par le refroidissement : c'est le point moyen des températures de cuite indiquées par PAYEN. La figure suivante donne, outre la nôtre, les courbes des températures fournies par DUTRÔNE ET PAYEN. Notre



courbe a été faite avec un jus de betterave provenant de la refonte d'une masse cuite de composition suivante :

Sucre. . . . .	79,75
Glucose. . . . .	0,18
Cendres. . . . .	5,55
Eau . . . . .	5,50
Inconnu . . . . .	9,02
	100,00

Avec des jus chargés de glucose, comme celui qui proviendrait de la refonte d'un sucre de cannes contenant beaucoup de sucre interverti, la courbe se place à droite comme celle de DUTRÔNE, avec un départ brusque de 100 à 102° environ. En effet, la courbe du sucre interverti parallèle dans toute la partie ascendante avec celle du sucre pur, offre de grandes divergences dans la partie moyenne provenant de la nature même de ce sucre ; nous n'avons pas besoin d'entrer ici dans la théorie des causes de ces divergences. La courbe du sucre pur qui se confond dans les hautes températures avec celle que nous donnons, est, vers 102 et 103°, un peu plus rejetée sur la droite.

Au moyen de cette courbe, dans l'application des formules, on pourra donner à  $\theta$  sa véritable valeur moyenne dans tous les cas.

Nous donnons ci-dessous les points d'ébullition de solution de sucre pur et de solution de sucre impur suivant divers auteurs.

POINT D'ÉBULLITION DE SOLUTIONS DE SUCRE PUR  
A LA PRESSION ATMOSPHÉRIQUE

Teneur en sucre de la solution	GERLACH	FLOURENS	HORSIN-DÉON	CLAASSEN	VIVIEN	FOUQUET
10 %	100.4	100.1	100.2	100.1	100.1	100.2
20 —	100.6	100.3	100.6	100.3	100.25	100.5
30 —	101.0	100.6	101.0	100.6	100.42	101.0
40 —	101.5	101.1	101.7	101.1	100.86	101.5
50 —	102.0	101.9	102.7	101.9	101.5	102.3
60 —	103.0	103.1	103.8	103.0	102.66	103.5
70 —	106.5	105.3	105.7	105.3	104.9	105.4
75 —	109.0	107.4	107.2	107.0	107.13	107.0
80 —	112.0	110.4	109.6	109.4	110.49	109.34
85 —	117.5	114.9	112.8	113.0	116.0	113.2
90 —	127.5	122.6		119.6	124.9	121.0
92 —		127.0		124.0	129.6	126.8

POINT D'ÉBULLITION DE SOLUTIONS DE SUCRE IMPUR  
A LA PRESSION ATMOSPHÉRIQUE

Matières sèches P. 100 de sirop	PURETÉ 93		PURETÉ 83		PURETÉ 73		PURETÉ 62	
	CLAASSEN	FOUQUET	CLAASSEN	FOUQUET	CLAASSEN	FOUQUET	CLAASSEN	FOUQUET
10	100.1	100.25	100.1	100.3	100.15	100.3	100.2	100.3
20	100.3	100.6	100.35	100.65	100.40	100.7	100.5	100.8
30	100.65	101.05	100.70	101.15	100.85	101.25	101.1	101.35
40	101.45	101.65	101.35	101.80	101.6	101.95	101.95	102.1
50	102.00	102.45	102.25	102.70	102.7	102.9	103.15	103.2
60	103.3	103.7	103.8	104.0	104.6	104.4	105.0	104.8
70	105.4	105.8	106.2	106.3	107.0	106.85	108.0	107.5
75	107.3	107.4	108.5	108.1	109.2	108.8	110.3	109.6
80	110.0	110.0	111.4	110.8	112.2	111.75	113.6	112.8
85	113.4	114.1	115.9	115.3	116.9	116.65	118.2	118.1
90	(120)	122.4	(122)	124.3	124.7	126.4	128.8	128.8

Remarque VII. — Dans un appareil d'évaporation à effets multiples la température des vapeurs va en diminuant d'une caisse à l'autre. Mais il faut remarquer qu'en même temps les chaleurs latentes augmentent, d'après la formule

$$r = 606,5 - 0,695 t$$

Par conséquent 1 kilogramme de vapeur de chauffage de la première caisse ne peut pas produire 1 kilogramme de vapeur dans la seconde caisse. Si par exemple la chaleur latente de la vapeur du ballon est 527, celle du premier corps 534, il est évident que 1 kilogramme de vapeur chauffant le premier corps ne produira que  $\frac{527}{534} = 0,986$  de vapeur dans le deuxième corps.

Un appareil marchant normalement nous a fourni les nombres suivants :

1 kilogramme de vapeur à 112° de température évapore :

Dans le 1 <sup>er</sup> corps . . . . .	0,986
— 2 <sup>e</sup> — . . . . .	0,969
— 3 <sup>e</sup> — . . . . .	0,939
Total . . . . .	2,894

Donc 1 kilogramme de vapeur de retour n'évapore que 2<sup>k</sup>894 et non 3 kilogrammes comme nous l'avons supposé dans nos calculs généraux. Ces nombres vont nous être utiles dans un instant.

RAPPORT DU SUCRE A L'EAU D'APRÈS LES QUOTIENTS DE PURETÉ  
ET LES TEMPÉRATURES (FRADISS)

QUOTIENTS DE PURETÉ	TEMPÉRATURES												
	95°	90°	85°	80°	75°	70°	65°	60°	55°	50°	45°	40°	35°
100 d'après HERTZFELD	4.48	4.15	3.85	3.62	3.40	3.20	3.03	2.86	2.73	2.60	2.49	2.38	2.28
99	4.48	4.15	3.85	3.62	3.40	3.20	3.03	2.86	2.73	2.60	2.49	2.38	2.28
98	4.49	4.16	3.86	3.63	3.41	3.20	3.03	2.87	2.73	2.60	2.49	2.38	2.29
97	4.49	4.16	3.86	3.63	3.41	3.21	3.05	2.88	2.75	2.61	2.49	2.38	2.29
96	4.50	4.17	3.87	3.64	3.42	3.22	3.06	2.89	2.76	2.62	2.50	2.39	2.30
95	4.51	4.18	3.88	3.65	3.43	3.22	3.07	2.89	2.76	2.63	2.51	2.39	2.31
94	4.53	4.20	3.92	3.67	3.46	3.24	3.08	2.91	2.77	2.63	2.52	2.40	2.31
93	4.55	4.22	3.92	3.68	3.46	3.25	3.09	2.91	2.77	2.64	2.53	2.42	2.33
92	4.57	4.23	3.93	3.70	3.47	3.26	3.09	2.92	2.78	2.65	2.54	2.42	2.33
91	4.59	4.25	3.95	3.71	3.48	3.28	3.10	2.93	2.80	2.66	2.55	2.43	2.34
90	4.61	4.27	3.97	3.73	3.49	3.29	3.12	2.94	2.81	2.68	2.56	2.45	2.34
89	4.63	4.29	3.99	3.75	3.51	3.31	3.15	2.96	2.83	2.70	2.58	2.46	2.36
88	4.68	4.33	4.02	3.78	3.55	3.33	3.16	2.98	2.85	2.71	2.60	2.48	2.38
87	4.71	4.36	4.05	3.80	3.57	3.36	3.18	3.00	2.87	2.73	2.61	2.50	2.39
86	4.75	4.40	4.09	3.83	3.60	3.39	3.21	3.02	2.89	2.75	2.63	2.52	2.41
85	4.77	4.43	4.10	3.85	3.62	3.41	3.22	3.04	2.91	2.77	2.65	2.53	2.43
84	4.81	4.46	4.13	3.89	3.65	3.44	3.25	3.07	2.93	2.79	2.67	2.55	2.45
83	4.85	4.49	4.17	3.92	3.68	3.46	3.28	3.10	2.95	2.81	2.69	2.57	2.47
82	4.89	4.53	4.20	3.95	3.71	3.49	3.31	3.12	2.98	2.84	2.72	2.60	2.49
81	4.92	4.57	4.24	3.99	3.74	3.52	3.34	3.15	3.01	2.86	2.74	2.62	2.51
80	4.97	4.60	4.27	4.01	3.77	3.55	3.36	3.17	3.03	2.88	2.76	2.64	2.53
79	5.01	4.64	4.30	4.05	3.80	3.58	3.39	3.20	3.05	2.90	2.78	2.66	2.55
78	5.06	4.68	4.33	4.09	3.84	3.61	3.42	3.23	3.08	2.92	2.81	2.68	2.57
77	5.15	4.72	4.37	4.13	3.88	3.64	3.45	3.25	3.11	2.95	2.83	2.70	2.59
76	5.19	4.77	4.42	4.16	3.91	3.68	3.48	3.28	3.13	2.98	2.86	2.73	2.62
75	5.19	4.82	4.46	4.20	3.94	3.71	3.51	3.31	3.15	3.01	2.89	2.75	2.64
74	5.24	4.85	4.50	4.23	3.97	3.74	3.54	3.34	3.19	3.04	2.91	2.78	2.66
73	5.29	4.90	4.55	4.28	4.02	3.78	3.58	3.38	3.22	3.07	2.93	2.81	2.69
72	5.34	4.95	4.59	4.32	4.05	3.82	3.61	3.41	3.25	3.10	2.97	2.84	2.72
71	5.39	5.00	4.63	4.36	4.09	3.85	3.63	3.44	3.28	3.13	3.00	2.86	2.74
70	5.44	5.04	4.68	4.40	4.13	3.89	3.68	3.47	3.31	3.16	3.02	2.89	2.77
69	5.49	5.09	4.72	4.44	4.17	3.92	3.71	3.50	3.34	3.19	3.05	2.92	2.79
68	5.55	5.14	4.77	4.48	4.21	3.96	3.75	3.54	3.38	3.22	3.08	2.94	2.82
67	5.60	5.18	4.81	4.52	4.25	4.00	3.78	3.57	3.41	3.25	3.11	2.97	2.85
66	5.65	5.23	4.85	4.56	4.29	4.03	3.82	3.60	3.44	3.28	3.14	3.00	2.87
65	5.70	5.28	4.90	4.60	4.32	4.07	3.85	3.64	3.47	3.30	3.16	3.02	2.90
64	5.74	5.32	4.93	4.64	4.36	4.10	3.88	3.66	3.50	3.33	3.19	3.05	2.92
63	5.79	5.36	4.97	4.68	4.39	4.13	3.91	3.69	3.52	3.36	3.21	3.07	2.94
62	5.84	5.41	5.02	4.72	4.43	4.17	3.95	3.72	3.55	3.39	3.24	3.10	2.97
61	5.89	5.45	5.06	4.76	4.47	4.20	3.98	3.76	3.58	3.41	3.27	3.12	2.99
60	5.94	5.50	5.10	4.80	4.50	4.24	4.01	3.79	3.61	3.44	3.30	3.15	3.02
59	5.98	5.54	5.14	4.83	4.54	4.27	4.05	3.82	3.65	3.47	3.32	3.18	3.04
58	6.03	5.59	5.18	4.87	4.58	4.31	4.08	3.85	3.68	3.50	3.35	3.20	3.07

*Remarque VIII.* — La première chose à faire, pour calculer un appareil, c'est de chercher la chute de température qu'il faudra employer dans chacune des caisses pour les faire bouillir, ces chutes,



comme nous l'avons fait remarquer précédemment, ne pouvant pas être égales entre chaque corps.

Reprenons la formule générale de la condensation :

$$K = \frac{e}{SC} \times \frac{v}{\sqrt{2g(p-p')}}.$$

Cette formule sera la même pour chaque caisse; et si nous supposons un appareil à  $n$  effets multiples à chaudières égales, dans lequel l'évaporation est sensiblement égale dans chacune de ces caisses,  $k$  égal par conséquent dans toutes; si  $P$  est la pression de la vapeur initiale, on aura :

$$\frac{e}{SC} \times \frac{v}{\sqrt{2g(P-p')}} = \frac{e}{SC'} \times \frac{v^1}{\sqrt{2g(p-p')}} = \frac{e}{SC^{(n-1)}} \times \frac{v^{(n-1)}}{\sqrt{2g(p^{(n-2)}-p^{(n-1)})}}$$

on voit que  $(P - p^{(n-1)})$  est la différence de pression disponible.

Nous avons remarqué d'autre part que dans un semblable appareil cette pression disponible doit être divisée en  $n$  parties égales, car ce n'est pas la chute de chaleur mais la différence de pression d'une caisse à l'autre qui devra être égale pour chaque caisse.

Dès lors, considérant les tables de température correspondant à  $(p - p')$  on aura de ce fait la température de la vapeur dans chaque caisse.

Si à ces températures on ajoute les différences indiquées dans la remarque V précédente pour le point d'ébullition des jus aux différentes densités, on aura la température d'ébullition du jus correspondant.

D'ailleurs notre série d'égalités devient, en éliminant les quantités égales,  $e, S, (p - p')$  :

$$\frac{v}{c} = \frac{v'}{c'} = \frac{v^{(n-1)}}{c^{(n-1)}}.$$

Comme nous l'avons déjà reconnu précédemment, les chutes sont proportionnelles aux volumes spécifiques des vapeurs.

Cependant si nous tenons compte de l'observation que l'évaporation n'est pas tout à fait égale dans chaque caisse, calculons ce que deviendront les chutes dans ce cas.

Nous avons vu que, dans le triple-effet pris pour exemple, les évaporations sont respectivement de

0,939

0,969

0,986

faisant un total de 2<sup>k</sup>894 d'eau évaporée dans un triple-effet par kilogramme de vapeur employée dans la première caisse.

D'autre part si l'on met la formule de la condensation sous la forme :

$$e = \frac{S c k \sqrt{2g (p - p')}}{\rho}$$

on voit que  $e$  est proportionnel à  $\sqrt{2p - p'}$  ou  $e^2$  à  $(p - p')$ ; donc la pression de la vapeur dans chaque caisse est proportionnelle au carré de l'évaporation.

Si donc dans notre triple-effet nous avons une pression  $P$  dans les retours égale à une demi-atmosphère, ou 155 kilogrammes par décimètre carré, et une pression  $p'' = 20$  kilogrammes dans la troisième caisse, correspondant à une température de 60° dans le condenseur,  $(P - p'')$  sera partagé proportionnellement au carré de l'évaporation, et on aura dans chaque caisse et dans les retours les pressions correspondantes :

20                      62,6                      108,1                      155

correspondant aux températures :

60                      86,5                      101,25                      112

Volumes spécifiques correspondants :

7900                      2680                      1630                      1200

Les chutes apparentes sont donc :

26,5                      14,75                      10,75

dont nous devons retrancher les différences de températures d'ébullition du jus suivant la remarque V pour obtenir les chutes réelles, qui deviennent dès lors :

23,5                      14,25                      10,50

et les quotients des volumes spécifiques par les chutes réelles sont :

114,3                      114,3                      114,3

vérifiant exactement la loi de la condensation.

*Remarque IX.* — Nous avons donc tous les éléments nécessaires pour calculer un appareil d'évaporation si compliqué qu'il soit. Ce

dernier point, le calcul des chutes, était jusqu'à ce jour tout à fait inconnu. C'est pour établir la valeur de ces chutes que nous avons dû faire tout ce travail sur la condensation et la plupart de ceux qui précèdent.

On voit donc combien on se trouve éloigné maintenant de l'idée primitive, admise généralement par les ingénieurs et donnée par nous-mêmes dans notre première édition, de l'égalité des chutes entre toutes les caisses, erreur funeste qui a retardé longtemps le progrès dans la construction des appareils d'évaporation, et que j'ai été le premier à combattre dès le jour où je n'ai plus accusé les appareils de mal fonctionner, mais moi-même de ne pas comprendre leur marche.

Les appareils doivent être nos éducateurs. Toute perturbation dans leur marche a une cause physique. Si nous voulons les forcer à suivre notre fantaisie, nous sommes dans l'erreur tant que nous ne touchons pas à la cause même de la perturbation constatée.

On a voulu longtemps forcer les appareils à avoir des chutes égales, et l'on a accumulé tuyauterie sur tuyauterie pour y arriver, sans s'apercevoir que ces transformations étaient autant d'hérésies qui n'avaient pour résultat que de perdre de la vapeur et diminuer l'effet utile des appareils.

Aujourd'hui les triple-effets, quadruple-effets, quintuple-effets, sextuple-effets même, sont des appareils fort simples et marchant bien, en dépit du décret des anciennes maisons de construction qui prétendaient qu'un quadruple-effet ne pourrait jamais fonctionner. Et, de fait, jamais ils n'auraient pu fonctionner entre leurs mains; et aujourd'hui même les idées préconçues sont tellement enracinées dans l'esprit de beaucoup de fabricants et constructeurs, que, lorsqu'ils ont un bon appareil entre les mains, ils sont persuadés qu'il ne marche pas bien, parce qu'ils ne retrouvent pas aux manomètres les températures qu'ils désireraient y voir !

Laissons donc de côté toutes ces fantaisies, et allons de l'avant dans l'étude de la construction des appareils pour qu'ils aient le maximum de rendement, avec une marche absolument normale, quelles que soient les oppositions que nous pouvons rencontrer sur notre chemin. Les appareils nous donnent raison, c'est tout ce que nous pouvons désirer.

### § 7. — Résumé

#### FORMULES D'ÉVAPORATION

L'évaporation  $e$  est :

1° Proportionnelle à la chute  $C$  ;

2° Proportionnelle au pouvoir évaporatoire des caisses  $p$  ;

3° Proportionnelle aux surfaces de chauffe  $S$ .

Les *chutes*  $C$  sont :

1° Inversement proportionnelles aux surfaces  $S$  ;

2° Inversement proportionnelles au pouvoir évaporatoire des caisses  $p$  ;

3° Directement proportionnelles à l'évaporation  $e$ .

Calcul de l'évaporation  $e$  :

$$\begin{aligned}
 e : e' : e'' & \dots\dots\dots :: CS_p : C'S'p' : C''S''p'' \dots\dots\dots \\
 S : S' : S'' & \dots\dots\dots :: \frac{e}{C_p} : \frac{e'}{C'p'} : \frac{e''}{C''p''} \dots\dots\dots \\
 C : C' : C'' & \dots\dots\dots :: \frac{e}{S_p} : \frac{e'}{S'p'} : \frac{e''}{S''p''} \dots\dots\dots
 \end{aligned}$$

Calcul des *chutes*  $C$  dans les caisses de l'appareil d'évaporation, et par suite calcul des *températures* et du *vide*.

$C$  = chute de la 1<sup>re</sup> caisse ;

$C'$  = chute de la 2<sup>e</sup> caisse ;

$C''$  = chute de la 3<sup>e</sup> caisse, etc ;

$e$  = évaporation produite, égale dans chaque caisse donc = 1 ;

$S$  = surface de chauffe dans chaque caisse ;

$p$  = pouvoir évaporatoire, qui est le même dans chaque caisse quand elles sont propres ( $p=1$ ) ; quand elles sont encrassées,  $p=2$ ,  $p'=1,3$ ,  $p''=1$ , etc. Pour chaque caisse horizontale, il faut augmenter de 1/3.

Toutes réductions faites, la formule devient si l'on fait :

$$C + C' + C'' + \dots = K \text{ et } \frac{e}{S_p} + \frac{e'}{S'p'} + \frac{e''}{S''p''} + \dots = M$$

$$C = \frac{K}{M} \times \frac{e}{S_p} \text{ ou } \frac{K \frac{e}{S_p}}{M}$$

$$C' = \frac{K}{M} \times \frac{e'}{S'p'} \text{ ou } \frac{K \frac{e'}{S'p'}}{M}$$

$$C'' = \frac{K}{M} \times \frac{e''}{S''p''} \text{ ou } \frac{K \frac{e''}{S''p''}}{M}$$

$$C''' = \dots\dots\dots$$

Si, pour un triple-effet, on suppose la vapeur du ballon à 112°  
 et celle de la troisième caisse à . . . . . 60°  
 on a par différence la *chute apparente* . . . . . 52°

de laquelle il faut retrancher la différence de la température d'ébullition du liquide sur la température de la vapeur qu'il produit.

Cette différence est pour la première caisse . . . . .		0,25
— —	deuxième caisse . . . . .	0,50
— —	troisième caisse . . . . .	3,00
	Total . . . . .	3,75

La chute réelle ou  $C + C' + C'' = 52 - 3,75 = 48^{\circ}25$ .

Avec ces chiffres, on aurait tout calcul fait

$$\begin{aligned} C &= 17,4 \\ C' &= 13,4 \\ C'' &= 17,4 \end{aligned}$$

En supposant l'évaporation égale dans chaque caisse,  $e = e' = e'' = 1$ , les surfaces de chauffe dans le rapport 1, 2, 2, et les caisses encrassées

3 <sup>e</sup> caisse	60°	45	61	24 pouces
	3			
	17,4			
2 <sup>e</sup> caisse	80°,4	36	40	16 pouces
	0,5			
	13,4			
1 <sup>re</sup> caisse	94°,3	62	14	5 pouces $\frac{3}{4}$
	0,25			
	17,4			
Ballon	111°,95			$\frac{1}{2}$ atmosphère

A 60° correspond d'après les tables de REGNAULT une hauteur de mercure de 15 centimètres dont la différence avec 760 est de 61 centimètres, c'est-à-dire la lecture que l'on ferait sur l'indicateur de vide. A 61 centimètres correspondent 24 pouces anglais. A 60° de température dans le vide, on a 15 centimètres de mercure ou 24 pouces anglais. Les indicateurs de vide et pression à mercure de notre construction portent d'ailleurs toutes ces indications.

*Remarque.* — 1 mètre carré de surface de chauffe en triple-effet évapore 0 hect. 255 par degré de chute totale et par heure. L'appareil doit au moins donner ce chiffre.

Calcul du pouvoir évaporatoire des caisses  $p$ .

Valeurs de $p : p' : p'' : . . . . .$				
Double-effet		1,8	:	1
Triple-effet		2	:	1,3 : 1
Quadruple-effet (avec chauffages)		2,8	:	1,7 : 1,3 : 1
—	(suivant les cas)	4,18	:	2,59 : 1,76 : 0,6
—	( — )	3	:	2,5 : 2 : 1
—	( — )	3	:	2 : 1,5 : 1
Quintuple-effet (chauffages)		3,3	:	2,5 : 2 : 1,5 : 1
Sextuple-effet ( — )		3,5	:	3 : 2,5 : 2 : 1,5 : 1

*Evaporation de 1 mètre carré de surface de chauffe.* — Partant de ce fait que le triple-effet évapore 10 hectolitres de jus par mètre carré, prenant une demi-atmosphère de pression au ballon et une chute de 9° dans le premier corps :

pour 1000 hectolitres par 24 heures

ou pour 1 litre 853 par 1 seconde, il faut 100 mètres carrés

Première caisse 0,386 par 1 seconde, il faut 33 mètres carrés.

V = Volume occupé par 1 kilogramme de vapeur = 1200 C = Chute = 9

Donc 1 mètre carré évapore pour C = 1 et V = 1

$$\frac{0,386 \times 1200}{33,33 \times 9} = 1,250$$

Avec une chute C et un volume V, 1 mètre carré évapore

$$\frac{\frac{1,158}{3} \times V}{33,33 \times C}$$

et pour une chute C, un volume V de jus et n effets.

$$\frac{\frac{1,158}{n} \times 1200 \times V}{33,33 \times 9 \times C} = 0,03474 \frac{V}{nC} \text{ de jus.}$$

Pour évaporer 1000 hectolitres de jus par 24 heures, il faut donc :

En simple-effet. . . . .	33 mq 33
double-effet. . . . .	66 — 66
triple-effet . . . . .	100 —
quadruple-effet . . . . .	133 — 33
quintuple-effet . . . . .	166 — 66
sextuple-effet. . . . .	200 —

La surface de la première caisse étant 33 m<sup>2</sup> 33.

On tire de là que par mètre carré, et pour C=1 et V=1, le premier corps d'un simple-effet évapore . . . . .	1,0422
— double-effet . . . . .	1,1568
— triple-effet. . . . .	1,543
— quadruple-effet, etc. . . . .	1,928 pour K = 1

et le travail de la première caisse par seconde est :

$$K = \frac{C}{V} S \text{ en litres}$$

et en 24 heures  $\frac{KCS \times 86400}{V}$  en litres.

Il faut donc calculer que

le simple-effet évapore 30 hectol. par mq = 100 litres d'eau vaporisée à l'heure

double-effet . . . . .	15	—	—	= 100	—	—	—
triple-effet . . . . .	10	—	—	= 100	—	—	—
quadruple-effet . . . . .	7,5	—	—	= 100	—	—	—
quintuple-effet . . . . .	6	—	—	= 100	—	—	—
sextuple-effet . . . . .	5	—	—	= 100	—	—	—

L'eau évaporée par heure, mètre carré et degré de chute est la suivante (pratiquement)

1 <sup>re</sup> caisse . . . . .	5 <sup>k</sup> 51	à	4 <sup>k</sup> 81	} en quadruple-effet avec chauffages par les deux premiers corps.
2 <sup>e</sup> — . . . . .	2 <sup>k</sup> 59	à	3 <sup>k</sup> 30	
3 <sup>e</sup> — . . . . .	1 <sup>k</sup> 71	à	1 <sup>k</sup> 77	
4 <sup>e</sup> — . . . . .	0 <sup>k</sup> 69	à	0 <sup>k</sup> 52	
Total . . . . .	10 <sup>k</sup> 50		10 <sup>k</sup> 40	
Moyenne . . . . .	2 <sup>k</sup> 62		2 <sup>k</sup> 60	
1 <sup>re</sup> caisse . . . . .			3 <sup>k</sup> 03	} en triple-effet avec chauffages par le premier corps.
2 <sup>e</sup> — . . . . .			2 <sup>k</sup> 23	
3 <sup>e</sup> — . . . . .			1 <sup>k</sup> 65	
Total . . . . .			6 <sup>k</sup> 91	
Moyenne . . . . .			2 <sup>k</sup> 30	

Claassen a trouvé les chiffres suivants pour un quadruple-effet avec chauffages par les deux premiers corps et préévaporateur :

Préévaporateur . . . . .	5	
1 <sup>re</sup> caisse . . . . .	5,625	
2 <sup>e</sup> — . . . . .	3,33	
3 <sup>e</sup> — . . . . .	2,00	
4 <sup>e</sup> — . . . . .	0,7	
Total . . . . .	16,655	
Moyenne . . . . .	2,914	sans le préévaporateur.

## CHAPITRE DEUXIÈME

### CALCUL D'UN APPAREIL D'ÉVAPORATION A TRIPLE-EFFET TRAVAILLANT

4.000 HECTOLITRES DE JUS PAR 24 HEURES

#### § 1. — Données générales

Nous allons calculer comme exemple les éléments d'un appareil à triple-effet évaporant 4.000 hectolitres de jus concentrés à 80 %, faisant par conséquent 800 hectolitres de sirop, la différence 3.200 hectolitres étant l'eau évaporée dans les trois caisses. Supposons la vapeur de chauffage à 112° et celle qui va au condenseur à 60°, et la densité du jus initial à 1.041, soit Brix 10°.

Prenons les chutes de températures, les points d'ébullition des liquides tels que nous venons de les déterminer, et à tous ces éléments ajoutons ceux qui ont rapport à la densité moyenne des liquides dans les trois corps, les chaleurs spécifiques correspondantes, les indications manométriques des appareils. Nous aurons le tableau suivant :

N <sup>o</sup> des chaudières	Manomètre en centimètres de mercure	$\pi$ pression de la vapeur en kil. par déc. carré	P Eau évaporée par hectolitre	D Densité moyenne	C Chaleur spécifique	$\theta$ Température des liquides	T Température de la vapeur	V Volume spécifique de la vapeur
3	— 61	20	25,9	1,233	0,60	63	60	7900
2	— 30	62,6	26,8	1,090	0,90	87	86,5	2680
1	+ 3,5	108,1	27,8	1,054	0,95	101,5	101,25	1630
ballon	+ 38	155	—	—	—	—	112	1200

Nous supposerons le jus initial à 80° centigrades, alors on aura pour les trois caisses, en commençant par la troisième, la valeur de  $t$  égale à :

87                      101,5                      80

Donc, dans la première caisse on a  $t < \theta$ .



Introduisons les nombres ci-dessus dans la formule, on a :

$$S = \frac{27,3 [606,5 + (0,305 - 0,950) 101,5] \left[ 112 - \frac{80 + 101,5}{2} \right]}{(112 - 101,5) \left[ \frac{158,5}{1200} 4,43 \sqrt{155 - 108,1} \left( 112 - \frac{80 + 101,5}{2} \right) [606,5 + (0,305 - 1) 112] - 0,266 (101,5 - 80) 1,054 - 0,95 \right]}$$

D'où l'on tire pour la valeur de la surface nécessaire pour le travail de 1 hectolitre par heure :

$$1^{\text{e}} \text{ caisse } S = 0^{\text{m}}2370$$

Dans la deuxième et la troisième caisses on a  $t > \theta$

En appliquant la formule du deuxième cas à ces deux caisses, on trouve :

$$2^{\text{e}} \text{ caisse } S = 0,716$$

$$3^{\text{e}} \text{ caisse } S = 0,708$$

On constate ici une certaine différence entre les surfaces des caisses qui, théoriquement, devraient être égales.

Ces différences tiennent aux chaleurs spécifiques des jus dont nous n'avons pas tenu compte dans nos comparaisons antérieures et qui font que la troisième caisse est plus petite que la deuxième.

Quant à la première il ne faut pas s'étonner qu'elle soit un peu plus petite que les autres, quoi qu'ayant à réchauffer les jus, car la condensation par mètre carré y est beaucoup plus active.

En effet, le terme  $\frac{k}{\nu} \sqrt{2g(\pi - \pi')}$  est égal pour le premier corps à 4, pour le deuxième corps à 2,67 et pour le troisième corps à 1,70. Cette remarque est fort intéressante puisqu'elle montre la différence d'évaporation par unité de degré de chute de chaque corps séparément.

La moyenne de ces trois surfaces est de  $0^{\text{m}}700$  par hectolitre de jus évaporé, ce qui correspond à l'évaporation de 11,5 hectolitres par mètre carré, par 24 heures, en triple-effet. C'est le travail normal d'un triple-effet, qui abaisse cependant son évaporation à 10 hectolitres en moyenne à cause des incrustations.

On voit que nous retombons ici en plein travail pratique, ce qui prouve que les formules donnent des résultats industriels sur lesquels on peut se fier.

Si nous prenons cette moyenne de  $0^{\text{m}}700 \times 3 = 2^{\text{m}}10$  par hectolitre

travaillé, pour  $\frac{4.000}{24} = 166,66$  hectolitres par heure il nous faudra 350 mètres carrés en trois corps égaux. Nous admettrons 400 mètres d'après ce que nous venons de dire.

## § 2. — Calcul des éléments de l'appareil

Dans l'établissement d'un triple-effet, on devra s'inquiéter surtout du meilleur mode de répartition de la vapeur dans la partie tubulaire, et de la régularité dans les évacuations. On devra assurer au mouvement des vapeurs dans la tuyauterie générale le plus d'instantanéité possible. Quand on construit une machine à vapeur, on s'attache à donner à l'admission et à l'évacuation des vapeurs les plus grandes facilités, et l'on fait de larges issues. Dans une chaudière de triple-effet, on doit rechercher à produire la plus grande quantité de vapeur possible dans le même temps, et la condensation la plus rapide de ces vapeurs, laquelle condensation s'effectuera soit dans la partie tubulaire de la caisse suivante, agissant comme condenseur à surface, soit dans le condenseur au bout de l'appareil. Plus rapide sera la condensation sur les condenseurs à surface, plus grande sera la production de vapeur; ces deux termes se tiennent donc. Or pour arriver à produire une condensation rapide des vapeurs, il faut que la tuyauterie d'échappement soit aussi large que possible pour que les frottements mettent le moins de retard possible dans l'acte de la condensation, imitant en cela ce que l'on fait dans les machines à vapeur à basse pression. C'est ce que nous avons recherché dans nos calculs.

Nous prendrons toujours l'exemple d'un triple-effet ordinaire, capable d'évaporer 4.000 hectolitres de jus par vingt-quatre heures.

Nous avons supposé précédemment une évaporation de 80 % du jus, et nous avons trouvé que les chaudières devraient avoir chacune 133<sup>m</sup>33.

Sur 4.000 hectolitres, on aura donc à évaporer 320.000 kilogrammes d'eau par vingt-quatre heures, ou 13.333 kilogrammes d'eau par heure. Chaque chaudière aura à évaporer 4.444 kilogrammes d'eau par heure, ou environ 1,23 par seconde.

La température dans les différentes parties de l'appareil étant de 112° dans le ballon, 101°25 dans la première caisse, 86°5 dans la deuxième, et 60° dans la troisième, sous les pressions correspondantes, 1 kilogramme de vapeur occupera :

Dans le ballon . . .	1.200 litres et 1 <sup>k</sup> 23 occupera environ	1.500 litres.
— la 1 <sup>re</sup> caisse. . .	1.630 — — —	2.000 —
— la 2 <sup>e</sup> — . . .	2.680 — — —	3.300 —
— la 3 <sup>e</sup> — . . .	7.900 — — —	9.700 —

Nous ne chercherons pas à modifier la forme générale de l'appareil. Nous allons seulement calculer les dimensions de la tuyauterie générale. Nous admettons comme vitesse moyenne de la vapeur dans les tuyaux, 30 mètres, et pour celle des liquides 3 mètres par seconde.

*Conduites de vapeur.* — Les conduites de vapeur doivent être calculées de telle sorte que, coudes et frottements compris, la vitesse du fluide soit inférieure à 30 mètres. On devrait calculer même autant que possible sur 20 et 25 mètres pour que les sections soient suffisantes dans le cas où l'on ferait travailler davantage l'appareil.

Connaissant la quantité de vapeur produite dans une chaudière, et la section du tuyau de dégagement de ces vapeurs, on a la vitesse réelle d'écoulement en se servant de la formule :

$$(1) \quad v = \frac{Q}{S \times m}$$

dans laquelle :

Q = volume en litres de la vapeur qui s'échappe par seconde du tuyau.

S = section du tuyau exprimée en décimètres carrés.

v = vitesse réelle d'écoulement exprimée en décimètres.

m = coefficient dont la valeur est ici sensiblement = 0,8.

En traversant les tuyaux, la vapeur éprouve une perte de charge due au frottement, et qui s'exprime par la formule :

$$(2) \quad P - p = p \frac{KL}{D},$$

$$\text{d'où } \frac{p}{P} = \frac{1}{1 + \frac{KL}{D}}, \quad \text{or } \frac{p}{P} = \frac{v^2}{V^2}, \quad \text{donc } \frac{v^2}{V^2} = \frac{1}{1 + \frac{KL}{D}},$$

$$(3) \quad \text{donc } v = V \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{KL}{D}}}$$

Dans ces formules :

P = excès de pression de la chaudière sur la pression de la chaudière suivante, ou sur la pression atmosphérique dans la dernière caisse. Elle se compte en retranchant de 76 centimètres le nombre que marque l'indicateur du vide. Elle est exprimée en centimètres.

$p$  = charge qui correspondrait à la *vitesse réelle* d'écoulement  $v$ , s'il n'y avait pas de frottement (en centimètres). En retranchant  $p$  de 76 on a le vide qu'indiquerait le manomètre s'il n'y avait pas de frottement.

$v$  = vitesse réelle d'écoulement, comme dans la formule (1) mais exprimée en mètres.

$V$  = vitesse théorique.

$L$  et  $D$  = longueur et diamètre de la conduite.

$K = 0,024$  (constante) coefficient de frottement.

$P - p$  = perte de charge.

La formule (1) peut s'écrire :

$$Q = m \times S \times v.$$

Or  $v$  est exprimé par la formule  $v = \sqrt{2gh \frac{\delta}{\delta'}}$  dans laquelle la pression  $\left(h \times \frac{\delta}{\delta'}\right)$  est exprimée en une colonne de vapeur équivalente à la colonne de mercure indiquée par le manomètre,  $\delta$  étant la densité du mercure 13,6 et  $\delta'$  la densité de la vapeur par rapport à l'eau.

On a donc :

$$(4) \quad Q = m S \sqrt{2gh \frac{\delta}{\delta'}}.$$

Dans l'application de ces formules, comme on connaît la valeur de  $Q$ , on en déduira la section  $S$  du tuyau en exprimant que la vitesse d'écoulement doit être égale à 25 mètres, par exemple. Dans la formule (1) on posera  $v = 25$  et dans la formule (3) ce sera  $V$  qui sera égal à 25. De là résulte que la valeur de  $S$  tirée de la première formule se trouve erronée,  $S$  est alors trop petit.

Il faudrait dès lors poser l'équation suivante en donnant à  $S$  sa valeur  $\frac{\pi D^2}{4}$  et remplaçant dans la formule (1)  $v$  par sa valeur de la formule (3).

$$v = \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{KL}{D}}} = \frac{Q}{\frac{\pi D^2}{4} m}$$

$$(5) \quad \text{d'où} \quad Q = \frac{\pi m}{4} \sqrt{\frac{\rho^2 D^5}{D + KL}}$$

$$(6) \quad \text{et} \quad D = \sqrt[5]{\frac{16 Q^2 (D + KL)}{\pi^2 m^5 \rho^2}}$$

Ces équations étant très complexes, on pourra les résoudre ainsi : poser  $v = 25$  dans la formule (1), en tirer la valeur de  $S$  et de  $D$ , substituer cette valeur de  $D$  dans l'équation (3) dans laquelle  $V$  sera égal à 25. On en tirera une nouvelle valeur de  $v$  que l'on emploiera dans la formule (1) et qui permettra de trouver pour  $S$  une valeur suffisamment approchée.

Si l'on veut directement se servir de l'équation (6) on fera de même. On supposera  $D = 1$  sous le radical, et on trouvera une valeur approchée de  $D$  que l'on mettra alors sous le radical. La nouvelle valeur de  $D$  sera suffisamment approchée pour nos calculs.

Si la conduite présente des coudes, la formule (3) devient :

$$(7) \quad v = V \sqrt{\frac{1}{1 + A + \frac{KL}{D} + n \sin^2 i}}$$

$A$  est un coefficient de perte de charge dû à la contraction de la veine à l'origine du tuyau. Dans le cas qui nous occupe où nous considérons le mouvement dans un tuyau indéfini,  $A$  peut être considéré comme nul.

$n$  est le nombre de coudes,  $i$  leur angle.

Si l'on suppose les angles droits  $\sin^2 i = 1$  et l'on a :

$$(8) \quad v = V \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{KL}{D} + n}}$$

Si l'angle est très aigu, on a reconnu que la résistance est le double de celle que présente un angle droit. On aura dans ce cas :

$$(9) \quad v = V \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{KL}{D} + 2n}}$$

La résistance d'un coude droit arrondi est égale à la moitié de la

résistance d'un coude à angle droit non arrondi. De même un coude en demi-cercle donne une résistance égale à la moitié de deux coudes droits le remplaçant.

Admettons que le triple-effet qui nous occupe ait les dimensions de l'appareil ordinaire de 4.000 hectolitres, soit :

	mètres
Distance : Des axes des chaudières . . . . .	2,50
De la troisième chaudière à l'axe de son vase de sûreté . . . .	2,60
De l'axe des deux autres chaudières à leur vase de sûreté . . .	1,80
De l'axe des tuyaux de dégagement au plancher . . . . .	2,85
Du plancher à l'axe de la pompe . . . . .	2,50

Calculons le tuyau de communication du ballon à la première chaudière.

On peut admettre que le tuyau qui relie le ballon à la première chaudière aura 1 mètre avec deux coudes arrondis en comptant la valve comme coude arrondi si elle est bien construite.

D'après la formule (1) on aura comme section du tuyau, sachant le volume de la vapeur égal à 1.500 litres, et la vitesse de la vapeur égale à 25 mètres (ou 250 décimètres) :

$$250 = \frac{1500}{S \times 0,8} \quad S = \frac{1500}{250 \times 0,8} = 7,50$$

d'où l'on tire  $D = 0,310$ .

Mais dans ce tuyau nous avons deux angles arrondis; on a donc en introduisant cette valeur de D dans la formule (8) :

$$v = 25 \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{0,024 \times 1}{0,310} + \frac{2}{2}}} = 17,5$$

En substituant cette valeur de 17,5 dans la première formule, on a en dernier ressort pour diamètre de la conduite :

$$175 = \frac{1500}{S \times 0,8} \quad S = \frac{1500}{175 \times 0,8} = 0,1071$$

$$D = 0^m370$$

Si l'on avait pris  $v = 20$  on aurait trouvé  $D = 0,412$ .

Ce nombre étant plus grand que celui que l'on adopte ordinairement, nous avons cherché dans les machines à vapeur quelques parties similaires avec lesquelles on pourrait trouver une analogie. Or dans les machines à vapeur à basse pression de la marine, dans les grandes machines à simple-effet, l'échappement des vapeurs, qui se trouvent à une pression analogue à celle que contient le ballon du triple-effet, se fait par des tuyaux généralement très courts et dont la section pour la même quantité de vapeur est de 0,12 et 0,13, soit environ de 40 centimètres de diamètre. Nos calculs concordent donc avec ce qu'une longue pratique a enseigné d'adopter dans les machines marines. Nous sommes donc fondés à penser que nous sommes dans le vrai, et que les constructeurs français de triple-effet ont tous fait le tuyau d'introduction de vapeur du ballon trop étroit.

Si maintenant nous calculons le diamètre du tuyau qui relie la première à la seconde caisse nous trouverons :

$$250 = \frac{2000}{S \times 0,8} \quad S = \frac{2000}{250 \times 0,8} = 10 \quad D = 0,357$$

$$V = 25 \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{0,024 \times 4,50}{0,357} + 1}} = 11,12$$

Nous avons appliqué la même formule que pour le précédent tuyau parce que nous avons un angle arrondi au départ de la chaudière, un angle droit pouvant être assimilé à un angle arrondi au bas du vase de sûreté; quant à l'entrée dans le vase de sûreté, si ce vase est de grandes dimensions, on peut ne pas en tenir compte à la rigueur.

Si donc nous substituons la valeur  $v = 11,12$  dans la première formule nous avons :

$$111,2 = \frac{2000}{S \times 0,8} \quad S = \frac{2000}{111,2 \times 0,8} = 0,2248$$

Ici il y a une correction à faire. En effet, si le calcul du tuyau de vapeur de retour est bon, nous devons le prendre comme type pour les autres tuyauteries et point de départ de nos calculs.

Or les expériences qui ont été faites autrefois sur les différents gaz prouvent que la vitesse d'écoulement des gaz est en raison inverse de la racine carrée de la densité des gaz employés.

Done, si nous adoptons une vitesse de 25 mètres pour la vapeur de retour, la vitesse dans les autres tuyaux devra être dans le rapport de

$\sqrt{d'}$  à  $\sqrt{d}$ ,  $d'$  et  $d$  étant les densités de la vapeur considérée et de la vapeur de retour.

Or dans le cas qui nous occupe  $\frac{\sqrt{d'}}{\sqrt{d}} = 0,93$ , donc la section 0,2267 devra être corrigée du coefficient 0,93 et deviendra égale à 0,2089 donnant un diamètre de  $D = 0,515$ . La vitesse initiale était donc de  $\frac{25}{0,93} = 26^m8$ .

En raisonnant de même pour le deuxième corps on trouverait une vitesse initiale de la vapeur égale à 32 mètres; et dans le troisième, allant au condenseur, 50 mètres.

Avec ces vitesses les pertes de charge dues au frottement sont les mêmes partout.

D'ailleurs quelques expériences que nous avons faites sur un triple-effet dont les tuyaux d'écoulement de vapeur étaient assez faibles et égaux entre eux pour les trois caisses, nous avaient montré que les pertes de charge qu'éprouvait la vapeur dans son passage par ces tuyaux étaient sensiblement les mêmes partout malgré l'accroissement de volume dû à la moindre pression barométrique dans chaque caisse, et par conséquent l'accroissement de vitesse proportionnel dans les tuyaux.

En appliquant ces données aux calculs des tuyaux de la deuxième et de la troisième caisses on leur trouve des diamètres de 560 millimètres et 800 millimètres.

On voit l'importance de cette tuyauterie de vapeur, et combien il est intéressant de la simplifier pour éviter les coudes dont nous avons tenu compte ici. En effet si nous ne tenions pas compte des coudes, le tuyau allant au condenseur aurait seulement un diamètre de 700 environ, ce qui est une grande différence en section.

Les ralentisseurs, dont nous nous occuperons plus loin, permettent d'obtenir des sections réduites.

Il y a encore un cas à étudier, c'est celui où l'on serait obligé de chauffer un triple-effet avec de la vapeur directe. Le tuyau de vapeur directe calculé comme précédemment aurait pour section et diamètre

$$S = 0,0260 \text{ et } D = 0^m18$$

Ce nombre est le même que celui adopté pour fournir le même poids de vapeur aux locomotives, ce qui prouve une fois de plus l'exactitude de nos formules.



## CALCUL DE LA POMPE A AIR ET DU CONDENSEUR

La pompe à air devra enlever du triple-effet :

- 1° La vapeur condensée dans la troisième chaudière.
- 2° L'eau d'injection.
- 3° La vapeur de détente des retours de la deuxième et de la troisième chaudières quand il n'y a pas de pompe spéciale.
- 4° L'air contenu dans l'eau d'injection soit 1/20 de cette eau.
- 5° — le jus à évaporer, 1/20 de ce jus.
- 6° — la partie vide des trois chaudières et du condenseur.

L'eau d'injection nécessaire pour condenser la vapeur produite dans les appareils à triple-effet, se calcule au moyen de la formule suivante (MORIN) :

$$P = \frac{p (550 + T - T')}{T' - T''}$$

Dans laquelle P représente le poids d'eau nécessaire à la condensation.

- |    |     |    |    |  |
|----|-----|----|----|--|
| -- | p   | -- | -- | de vapeur à condenser.                   |
| -- | T   | -- | -- | la température de la vapeur à condenser. |
| -- | T'  | -- | -- | de l'eau dans le condenseur.             |
| -- | T'' | -- | -- | de l'eau injectée.                       |

Dans l'appareil de 4.000 hectolitres.

$$\begin{aligned}
 p &= 1^{\text{k}}23. \\
 T &= 60^{\circ}. \\
 T' &= 55^{\circ} \quad (4 \text{ ou } 5 \text{ degrés de moins que la vapeur}). \\
 T'' &= 10^{\circ} \quad (\text{le plus souvent l'eau est au-dessous de} \\
 &\quad \text{cette température}).
 \end{aligned}$$

$$P = \frac{1,23 (550 + 60 - 55)}{55 - 10} = 15,17.$$

Cette quantité est un minimum. De plus comme les vapeurs de l'appareil ne sont pas pures, qu'elles contiennent des gaz incondensables, de l'air, de l'acide carbonique, etc., elles présentent une certaine difficulté à la condensation; on devra donc pouvoir injecter au moins le double de cette eau, supposons 30 kilogrammes par seconde.

Les jus perdent 0,0112 d'azote par les matières protéiques et 0,0062 par les sels ammoniacaux pendant l'évaporation soit 0,023 d'ammoniaque pour 100 kilogrammes de jus.

Cette ammoniacque se rend entièrement au condenseur.

4<sup>k</sup>8 de jus que nous évaporons par seconde perdent donc 1 gr. 104 d'ammoniacque; ce poids d'ammoniacque forme dans le condenseur un volume d'environ 10 litres, volume que nous doublerons pour le cas où l'on se trouve en présence de mauvaises betteraves, et pour calculer largement, soit 20 litres.

L'air qui rentre par les fuites est abondant. Autour des glaces, par les robinets, par la pompe d'alimentation de jus, il s'en introduit une grande quantité que les moins pessimistes évaluent à 1/4 pour cent du volume des vapeurs à condenser soit  $\frac{0,25}{100}$  de 9.700 = 24,25, mettons 25.

La pompe devra donc enlever :

1° Vapeur à l'état d'eau condensée dans la 3 <sup>e</sup> chaudière . . . . .	1,23	litre
2° Eau d'injection . . . . .	30,00	—
3° Air de l'eau d'injection 1/20 à la pression et à la température du condenseur (voir plus loin) . . . . .	15,00	—
4° L'air du jus total, 1/20 de 46,3. . . . .	2,30	—
5° Les vapeurs ammoniacales . . . . .	20	--
6° L'air provenant des rentrées par les fentes. . . . .	25	—
Total. . . . .	93,53	litres

Cependant une pompe qui ne développerait que ce volume ne pourrait aider que très imparfaitement à l'obtention d'un bon vide; l'expérience l'a démontré maintes fois et la cause en est au mauvais rendement des pompes à air humides en général. Recherchons donc encore dans les machines à vapeur quelle est la dimension que l'on adopte le plus ordinairement.

Il est une règle que l'on admet parfois, c'est que la pompe à air doit avoir un cylindre dont le volume actif soit huit fois celui de l'eau injectée. Si nous adoptions ce chiffre, on aurait comme volume développé par la pompe 260 litres par seconde. Si la pompe fait quarante tours, c'est un volume de 340 litres qu'elle doit avoir. C'est déjà plus grand que ce que l'on emploie généralement dans les triple-effets français. On ne va guère au-delà de 300 litres, avec des pompes de 700 de diamètre et 800 de course.

Pour vérifier la règle précédente nous nous sommes reportés aux machines à vapeur les plus modernes. En étudiant ces machines, on trouve que le cylindre des pompes à air à double-effet a un volume moyen de 0,136 du cylindre à vapeur, et les pompes à simple-effet 0,201 de ce même cylindre. Il est assez difficile à comprendre pourquoi

les pompes à simple-effet n'ont pas un volume actif double de celui des pompes à double-effet, ce qui prouve que le tâtonnement a toujours guidé dans ces sortes de choses. D'ailleurs nous remarquerons que les constructeurs trouvent les pompes à simple-effet plus efficaces que les autres, ce qui explique peut-être leurs plus faibles dimensions relatives.

Si nous prenons pour nos pompes à double-effet le rapport 0,136, et que nous comparions aux appareils à évaporation, nous remarquons que 1<sup>k</sup>23 de vapeur qui sort de la dernière caisse occupe, à 105° environ, 1.800 litres. Dans une machine à vapeur dont le cylindre enverrait au condenseur, par seconde, 1.800 litres de vapeur à 105°, le cylindre de la pompe à air aurait 244 lit. 8. Si la pompe fait 40 tours par minute, c'est 368 lit. 2 que son cylindre devrait avoir comme volume actif, c'est-à-dire un nombre un peu plus fort mais analogue à celui que nous avons trouvé plus haut.

La moins grande dimension que nous ayons observée parmi ces machines à vapeur donnerait 271 litres, et la plus grande, 448 litres, pour une machine autrichienne.

C'est donc, pour les triple-effets, 11 à 14 fois le volume de l'eau injectée par seconde qui doit être celui de la pompe; c'est probablement parce que les pompes sont près de moitié trop petites que l'on obtient si peu de vide dans les triple-effets. Prenons donc pour un appareil de 4.000 hectolitres, une pompe dont le cylindre ait environ 400 litres, ou au moins qui marche assez vite pour développer un volume analogue. On voit donc que la pompe à air n'a guère que 25 % de rendement.

Le *condenseur* est un réservoir dans lequel la vapeur arrive pour se mettre en contact direct avec l'eau. Il faudra donc que son volume soit assez grand pour que la gerbe d'eau puisse se développer, que la vapeur en y arrivant éprouve un certain ralentissement dans son mouvement et permette à l'eau de déployer toute son efficacité. Le diamètre du condenseur devra donc être plus grand que celui du tuyau d'arrivée de la vapeur. Quant à son volume il est difficile à évaluer. Dans les machines à vapeur on donne aux condenseurs le quart du volume du cylindre moteur. Si nous raisonnons comme plus haut nous donnerons donc au condenseur le quart du volume de la vapeur à condenser.

Dans la troisième caisse on a 9.700 litres de vapeur à condenser par seconde. Si la pompe fait 40 tours seulement, elle enlèvera donc l'eau condensée de 19.000 litres de vapeur dont le quart est 4,75 mètres cubes environ; c'est beaucoup. Si nous calculons sur 1.500 litres, vo-

lume de la même vapeur à la pression du ballon, on trouve pour le volume du condenseur 640 litres, ce n'est pas assez.

D'autre part si nous nous rapportons au rapport de la pompe à air au condenseur dans les machines à vapeur; nous voyons que le condenseur doit être sensiblement double du volume de la pompe à air. En faisant de même ici nous obtiendrons 800 litres. Nous préférons, et l'on s'en trouve bien dans les applications, un condenseur de 1.000 à 1.200 litres, soit trois fois le volume de la pompe à air. C'est ce rapport que nous adopterons.

Si l'on prend 1 mètre pour diamètre d'un appareil condenseur cylindrique, sa hauteur sera de  $1^m273$  pour 1 mètre cube de capacité. C'est dans cette chambre que s'étalera la gerbe des 30 litres d'eau d'injection.

Nous remarquerons une cause déterminante pour l'emploi de grands condenseurs. En effet, l'eau d'injection contient toujours environ  $1/20$  d'air dissous; de plus si elle est calcaire, elle contient une certaine quantité d'acide carbonique qui se dégage sous l'effet du vide et de la chaleur. Mais si nous ne tenons compte que de l'air, 30 litres d'eau contiendront 1 litre  $1/2$  d'air à la pression atmosphérique, ou, sous la pression de  $1/8,6$  d'atmosphère :  $1,5 \times 8,6 = 12$  lit. 90.

La force élastique de cet air est égale à celle de la vapeur et s'y ajoute. Ce volume devient 15 litres environ en tenant compte de la température, soit moitié de celui d'où il provient.

De plus dans tous les appareils on laisse échapper dans le condenseur les vapeurs ammoniacales qui occupent une dizaine de litres, plus l'air provenant du jus lui-même, ce qui fait en totalité 30 litres de vapeurs non condensables répandues dans le condenseur, par seconde.

Or on donne généralement au condenseur un volume de 300 litres dans lesquels l'eau et les vapeurs non condensables occupent un volume de 60 litres, soit  $1/5$  du volume total ! Si le volume du condenseur était de 1.000 litres, les vapeurs non condensables seraient réparties dans un espace trois fois plus grand, et leur influence pernicieuse sur la condensation serait trois fois moindre. C'est pourquoi l'on doit employer de grands condenseurs.

On voit quelle difficulté il y a à déterminer le volume des condenseurs. Nous admettrons donc qu'on doit le rendre aussi grand que possible et au moins trois fois égal au volume engendré par la pompe à air.

Le tuyau qui amènera l'eau d'injection dans le condenseur devra être d'un diamètre tel que l'eau afflue à l'injecteur avec une vitesse suffisante pour former la gerbe jusqu'en haut du condenseur. On lui

laissera prendre alors toute sa vitesse dans la partie qui constituera l'injecteur proprement dit.

Pour faire ce calcul, on emploiera la formule :

$$Q = KSv = \frac{\pi D^2}{4} K v.$$

dans laquelle :

- Q est la dépense effective par l'orifice du tuyau,
- S — la section du tuyau,
- D — le diamètre en décimètres,
- v — la vitesse moyenne du liquide,
- K — un coefficient de dépense.

Ce coefficient K dépend de la charge du liquide et du diamètre de la conduite. En consultant les tableaux construits à cet effet, on trouvera cette valeur de K. Si nous commençons par chercher la section de l'ajutage ne connaissant pas la vitesse du liquide, nous ne donnerons pas d'abord de valeur à K, quitte à la remplacer ultérieurement dans la formule. On aura donc :

$$30 = \frac{\pi D^2}{4} \times K \times v.$$

or  $v = \sqrt{2gh\frac{\delta}{\delta'}}$  et  $h$  est égal à 10 mètres, hauteur de la colonne barométrique, diminuée de la distance du condenseur à la surface de l'eau dans les puits. Si cette hauteur est de 5 mètres  $h$  est également de 5 mètres et l'on a, puisque  $\delta' = 1$  :

$$v = 36,5$$

donc en remplaçant K par 0,60, on aura :

$$30 = \frac{\pi D^2}{4} \times 0,60 \times 36,5,$$

d'où :

$$\begin{aligned} D &= 0,453, \\ S &= 0,018285. \end{aligned}$$

Dans les machines à vapeur, on trouve pour condenser 1<sup>k</sup>3 de vapeur  $S=0,013090$ , nombre concordant.

Quant à la section des orifices de sortie du liquide de ce tuyau, que cette sortie s'exécute par un cône, une pomme d'arrosoir ou un tuyau perforé de trous, cette section sera sensiblement la même que celle du tuyau proprement dit à cause de la contraction de la veine à la sortie qui affecte le volume de liquide écoulé Q d'un coefficient analogue à K.

On devra donner au tuyau qui amène l'eau au point d'injection une section sensiblement plus grande, pour diminuer les pertes de charge dues au frottement dans les coudes et robinets, afin que l'eau afflue sans difficulté à ce point d'injection.

*Calcul du tuyau d'alimentation de jus du triple-effet.* — Dans ce tuyau, le liquide devra se mouvoir lentement, avec une vitesse de 3 mètres par exemple au maximum. Tout le jus devant passer par là, on aura donc une quantité de liquide de 4 lit. 63 par seconde. On tirera donc son diamètre de la formule :

$$Q = \frac{\pi D^2}{4} K v.$$

Dans laquelle K est sensiblement égal à 0,6, et qui devient :

$$4,63 = \frac{\pi D^2}{4} \times 0,6 \times 3,$$

donnant

$$S = 0,0257 \text{ et } D = 0^m180$$

Ici il n'y aura aucun danger à mettre ce tuyau trop gros, puisque l'entrée du jus dans l'appareil est réglée par une pompe ou un robinet.

Pour les autres tuyaux, on peut prendre des dimensions moindres ou adopter le même diamètre.

*Tuyaux divers.* — On calculera de la même manière tous les tuyaux d'écoulement d'eau de condensation, de vapeurs ammoniacales, etc.; nous n'avons pas besoin de nous appesantir sur ces calculs davantage. Seulement nous ferons remarquer, pour tout ce qui est vapeur, que de même que dans les machines à vapeur bien construites on a adopté des conduites de grand diamètre pour que les frottements soient sans influence et qu'une partie de la force motrice ne soit pas absorbée par des rétrécissements, de même, dans les appareils de sucrerie, on devra employer de grandes issues pour la vapeur, en particulier pour le triple-effet qui est l'engin le plus compliqué de toutes les usines.

En résumé, les sections de tuyauteries pour 1.000 hectolitres par vingt-quatre heures, soit 1 litre 158 par seconde seraient les suivantes :

Triple-effet :	V = 30 mètres	V = 20 mètres
Ballon au 1 <sup>er</sup> corps. . . . .	0,0135	0,02025
1 <sup>er</sup> corps au 2 <sup>e</sup> . . . . .	0,0152	0,02280
2 <sup>e</sup> — 3 <sup>e</sup> . . . . .	0,0190	0,02850
3 <sup>e</sup> — au condenseur. . . . .	0,0306	0,04530
3 <sup>e</sup> — pour grand vide. . . . .	0,0364	

Quadruple-effet sans chauffage :

Ballon au 1 <sup>er</sup> corps . . . . .	0,0112
1 <sup>er</sup> corps au 2 <sup>e</sup> . . . . .	0,0120
2 <sup>e</sup> — au 3 <sup>e</sup> . . . . .	0,0137
3 <sup>e</sup> — au 4 <sup>e</sup> . . . . .	0,0174
4 <sup>e</sup> — au condenseur . . . . .	0,0240
4 <sup>e</sup> — pour grand vide . . . . .	0,0280

Les diaphragmes pour ce quadruple-effet auraient :

1 <sup>er</sup> corps . . . . .	0,00001122
2 <sup>e</sup> — . . . . .	0,00002475
3 <sup>e</sup> — . . . . .	0,00004150
4 <sup>e</sup> — . . . . .	0,000065

Quadruple-effet avec chauffages :

	1 <sup>er</sup> corps	2 <sup>e</sup> corps	3 <sup>e</sup> corps	4 <sup>e</sup> corps
Chauffages . . . . .	0,138	0,064		
Évaporation . . . . .	0,185	0,185	0,185	0,185
Total . . . . .	0,323	0,249	0,185	0,185 = 0,942

Volume de vapeur correspondant :

	1200	1400	1800	2500	4600	6000
		193,2	115			
		259	334			
V =	387,6	452,2	449	462	850	1100
$\delta =$	0,0008	0,0007	0,0005	0,0003	0,0002	
$\sqrt{\delta} =$	0,028	0,026	0,022	0,017	0,014	
$\frac{\sqrt{\delta}}{\sqrt{\delta'}} =$	1	0,93	0,78	0,60	0,50	
$\frac{V}{300} = S =$	1,292	0,644	0,383			
		0,863	1,113			
$S \times \frac{\sqrt{\delta}}{\sqrt{\delta'}} =$		1,507	1,496	1,540	2,833	3,7
		0,600	0,300			
		0,800	0,860			
	1,292	1,400	1,160	0,924	1,416	1,850

Ces nombres donnent la tuyauterie pour chaque service.

Si la vapeur d'évaporation et de chauffage empruntent le même tuyau on a :

Ballon . . . . .	12,05	1 <sup>er</sup> corps : chauffage . . . . .	12,05	2 <sup>e</sup> corps : chauffage . . . . .	5,55 etc.
	16	1 <sup>er</sup> au 2 <sup>e</sup> corps . . . . .	21,55	2 <sup>e</sup> au 3 <sup>e</sup> corps . . . . .	16
	28,05				

Tuyauterie.	1,298	Chauffage.	0,600	Chauffage.	0,300
		2 <sup>e</sup> corps .	1,078	3 <sup>e</sup> corps .	0,860
			1,678		1,160

*Remarque.* — Le triple-effet employant seulement les retours des machines a besoin de 27 kilogrammes de vapeur.

Le quadruple-effet emploiera donc :

$$\begin{array}{r} \text{Admettons :} \\ 27 \text{ retours} + 6 \text{ vapeur directe} = 33. \\ 25 \quad - \quad + 8 \quad - \quad = 33. \end{array}$$

$$\begin{array}{r} \text{Donc :} \\ \text{Tuyauterie retour : } 0,98275. \\ \quad \quad \quad \text{— directe : } 0,31320. \end{array}$$

Mais la tuyauterie de vapeur directe doit être dans le rapport de  $\frac{400}{1.200} = \frac{1}{3}$ , donc direct = 0,1044.

Eau condensée par seconde dans le quadruple-effet avec chauffages :

1 <sup>er</sup> corps	0 litre 324	d'où section pour 1.000 hectol.	1.000 à 1.500
2 <sup>e</sup> —	0 — 249	—	660 à 1.000
3 <sup>e</sup> —	0 — 185	—	450 à 670
4 <sup>e</sup> —	0 — 185	—	450 à 670
Réchauffeurs 1 <sup>er</sup> corps	0 — 139	—	670
— 2 <sup>e</sup> —	0 — 066	—	420

La formule pour calculer la tuyauterie d'eau condensée est la suivante :

$$\frac{\text{Diamètre du tuyau de vapeur}}{4,5}, \text{ d'où } d = \frac{D}{4,5};$$

l'on fait passer 1/20 de la vapeur soit 5 %.

Pour les diaphragmes on a  $d = \frac{D}{20}$ , D étant le diamètre du tuyau de vapeur.

Tous ces calculs sont basés sur le tableau suivant de la consommation de vapeur pour 100 de jus à l'appareil.



	Consom- mation de vapeur	1 <sup>er</sup> corps	2 <sup>e</sup> corps	3 <sup>e</sup> corps	4 <sup>e</sup> corps
Diffusion. . . . .	4,4	}			
Chauffage de 20° à 40° . . . . .	3,5				
1 <sup>re</sup> carbonatation 40° à 80° . . . . .	7,1	}	5,55	5,55	
Eau de chaux 15° à 80° . . . . .	0,7				
Avant filtration 60° à 95° . . . . .	6,1	}	5,70		
2 <sup>e</sup> carbonatation 80° à 100° . . . . .	3,4				
Eau de chaux 15° à 100° . . . . .	0,2	}			
Avant filtration . . . . .	1,7				
Petites eaux 10° à 100° . . . . .	0,4				
			27,5		
Dans l'appareil 78° à 100° . . . . .	3,5		3,5		
			31,0		
Evaporation $\frac{88,55}{n \text{ caisses}}$ . . . . .					
Sirop . . . . .	0,8		0,80		
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .	6,0	}			
Cuite 2 <sup>e</sup> jet . . . . .	1,7				
Pertes et turbinage . . . . .	9,7		17,4		
			12,05	5,55	
			16,00	16,00	16,00
		48,4	28,05	21,55	16,00

## CHAPITRE TROISIÈME

---

### APPAREILS A EFFETS MULTIPLES

---

#### § 1. — Comparaison entre les caisses d'évaporation verticales et horizontales. — Calcul des quantités de vapeur dans les différentes caisses d'un appareil d'évaporation.

On a beaucoup discuté sur la valeur relative des caisses verticales et des caisses horizontales dans la construction des appareils d'évaporation.

Sans vouloir déprécier les uns aux dépens des autres, nous dirons de suite, qu'à notre avis, les uns valent les autres, et cela en nous appuyant aussi bien sur la théorie que sur la pratique.

En pratique nous n'avons, en effet, jamais trouvé de différence dans le pouvoir évaporatoire des caisses verticales et horizontales, et si les dernières nous ont paru un instant à nous-même évaporer plus que les caisses verticales, cela tient à des circonstances spéciales ayant trait à l'histoire même de l'introduction du quadruple-effet en sucrerie.

En effet, ce fut en Autriche, et plus tard en Russie, que l'on construisit les premiers quadruple-effet et quintuple-effet ayant fonctionné réellement comme tels, et cela d'après les indications et les conseils de RILLIEUX.

Or le premier appareil sur lequel aient été faites des constatations d'évaporation, celui d'Ouval, était formé d'une première et d'une seconde caisses horizontales, le troisième et le quatrième corps étant constitués par des caisses verticales. On constata sur ce quadruple-effet que le premier et le deuxième corps avaient un pouvoir évaporatoire plus grand que le troisième et le quatrième.

Les constructeurs, et nous-même, en conclurent que les appareils horizontaux évaporaient plus que les appareils verticaux, quoique, par une anomalie que nous ne nous expliquons pas, nous eussions remarqué que le second corps évaporait un peu moins que le premier, étant horizontal et de même construction.

On sait que, pour calculer le pouvoir évaporatoire des différents corps d'un appareil, on divise la quantité d'eau évaporée dans ce corps pendant l'unité de temps, par la surface de chauffe et par la différence de température ou chute de chaleur qui fait bouillir le liquide. Comme dans l'appareil d'Ouval les chutes de chaleur étaient beaucoup plus petites dans le premier et le deuxième corps que dans les autres pour la même évaporation par mètre carré, on en concluait que dans ces corps l'évaporation était plus active que dans les autres.

L'année suivante la maison BREITFELD-DANEK de Prague, construisit à l'usine de Wchetul un quadruple-effet dont les quatre caisses étaient horizontales, et nous ne fûmes pas peu surpris de voir que les chutes de température étaient, comme à Ouval, plus faibles dans le premier et le deuxième corps que dans le troisième et le quatrième.

Plus tard j'eus l'occasion en Russie de faire fonctionner un quadruple-effet dont le premier et le deuxième corps étaient verticaux, le troisième et le quatrième horizontaux, à l'usine de Skomorochky. Mêmes différences qu'à Ouval et Wchetul; les premiers corps, quoiqu'ils fussent verticaux, évaporaient davantage que les troisième et quatrième qui étaient horizontaux.

Enfin en Allemagne, et depuis en France et en Belgique, je fis la même remarque sur un grand nombre d'appareils à quadruple-effet dont les caisses étaient tantôt entièrement verticales, et tantôt horizontales, et toujours, quelle que soit la forme des caisses, la première évaporait plus que la seconde (par mètre carré, par unité de temps et par degré de chute), la deuxième plus que la troisième, et celle-ci plus que la quatrième, et dans des rapports à peu près constants.

C'est à la suite de ces observations et de longues recherches que j'émis ma théorie de la condensation qui établissait que la vapeur se condense d'autant plus vite que son volume spécifique est plus petit, ce qui explique tous les phénomènes, quels qu'ils soient. D'ailleurs j'insiste sur ce fait que cette théorie a été vérifiée sur des appareils évaporant de l'eau pure, afin d'écartier l'objection de la densité des liquides.

Il découlait donc de là que les caisses verticales évaporent tout autant que les caisses horizontales, qu'il n'y a pas de différence dans leur travail, car, à surfaces égales, deux appareils, l'un horizontal et l'autre vertical, produisent exactement le même travail lorsqu'ils sont bien construits tous deux, et lorsque les caisses sont les unes horizontales, les autres verticales, dans quelque ordre qu'elles se trouvent, les chutes de température entre chacune d'elles dans les mêmes conditions de travail sont les mêmes.

Restait donc à prouver théoriquement que les caisses verticales ne le cèdent en rien aux caisses horizontales.

On ne se rend généralement pas compte de ce qui se passe dans une caisse tubulaire verticale pendant l'évaporation. On remarque sur la plaque tubulaire supérieure un remous intense. On s'aperçoit aussi que, quand une caisse est en pleine ébullition, si l'on arrête subitement la vapeur, le niveau du jus descend de suite très bas, presque toujours même au-dessous du niveau de la plaque tubulaire supérieure, mais on ne va pas plus loin, parce que l'appareil n'étant pas en verre on ne voit pas ce qui se passe dedans. Nous allons chercher à nous en rendre compte.

Supposons pour cela un appareil à triple-effet en grande marche, évaporant 10 hectolitres de jus par mètre carré de surface de chauffe totale, toutes les caisses bouillant bien par conséquent. Voyons ce qui va se passer dans la seconde caisse, par exemple, qui nous donnera une sorte de moyenne de travail des autres. Supposons que les tubes aient 1<sup>m</sup>200 de longueur, 0<sup>m</sup>050 de diamètre inférieur, formant un volume intérieur de 2,3568 litres avec une surface intérieure du tube de 18,852 décimètres carrés. Le vide dans cette caisse est en moyenne 360 millimètres, et, à 10 hectolitres par mètre carré, l'évaporation est par seconde sur la surface du tube de 0 kil. 015 d'eau.

Le volume de 1 kilogramme de vapeur étant d'environ 2.400 litres dans le vide où nous opérons, nous produisons donc dans chaque tube et par seconde  $0,0015 \times 2.400 = 3,60$  litres de vapeur, en supposant que le tube vaporise sur toute sa hauteur.

Or le volume intérieur du tube étant de 2,3568 litres il se produit donc par seconde un volume de vapeur plus grand que la capacité même du tube, ce qui tend à le vider continuellement en chassant le jus qu'il pourrait contenir.

Il semble donc à première vue que les tubes doivent être vides de jus, puisqu'il s'y forme plus de vapeur que leur capacité même. Comment cela se passe-t-il donc en réalité ?

L'expérience de chaque jour dans les laboratoires va nous donner de précieux renseignements sur ce point.

En effet lorsque dans un tube en verre étroit bouché par un bout on chauffe un liquide sur le bec de gaz, que se passe-t-il ? Le tube étant chauffé sur le côté et non sur le fond, comme cela se fait toujours *pour éviter les projections*, au moment où commence l'ébullition on voit les bulles de vapeur se détacher des parois et monter à la surface en soulevant fortement le liquide, et, si l'on n'y prend garde, quoiqu'il y ait très peu de liquide dans le tube, lorsque l'ébullition devient

tumultueuse, le tube s'emplit jusqu'au bord et parfois le liquide est projeté violemment dehors par la vapeur occupant momentanément toute la capacité.

La même chose se passe dans les tubes des appareils, et c'est facile à observer, surtout quand le jus ne couvre pas la plaque tubulaire supérieure comme cela arrive généralement. Au moment où l'ébullition commence, le liquide monte d'abord au-dessus de la plaque tubulaire; puis, bientôt on voit jaillir de chaque tube des projections de liquide d'autant plus élevées que l'ébullition est plus vive. Si l'appareil a un gros tube central tout le liquide projeté se précipite dans ce tube central et de tous les autres tubes jaillit le jus en faisant un remous intense dans la caisse, depuis le pourtour jusqu'au tube central.

Donc le jus revient sans cesse du bas en haut dans chaque élément tubulaire et en est rejeté par l'ébullition, mouillant les parois sur son parcours d'une quantité de liquide suffisante pour provoquer la formation des vapeurs.

Si l'on se reporte encore au chauffage dans le tube de verre, on voit que les bulles de vapeur, au moment où elles soulèvent le liquide, font avec ce liquide une succession de couches, vapeur et liquide alternativement, ce dernier formant comme un bouchon qui est projeté par la vapeur qui fait pression dessous. De même dans les tubes des appareils les projections sont alternatives et non continues, et l'on peut remarquer dans ces conditions combien va vite l'évaporation.

Tel est donc le mécanisme du mouvement du jus dans les parties tubulaires d'une caisse verticale.

Quel est maintenant le rapport réel qui existe entre la quantité de jus et la quantité de vapeur qui remplissent les tubes ? Le jus contenu dans le tube central tend à monter dans les petits tubes avec une vitesse égale à

$$v = K \sqrt{2gh},$$

$K$  étant le coefficient de frottement, et  $h$  la hauteur du jus dans le tube central, en supposant les petits tubes complètement vides. S'il y a déjà du jus dans les petits tubes sur une hauteur  $h'$ ,

$$v = K \sqrt{2g(h-h')}.$$

Nous supposons ici la plaque tubulaire découverte. Donc le temps nécessaire pour que le tube soit entièrement plein est égal à :

$$t = \frac{h}{K \sqrt{2g(h-h')}}.$$

D'autre part la quantité de vapeur formée dans le même temps sur toute la surface du tube est 3 litres 60 ou  $0,0015 \times V$ , en appelant  $V$  le volume de l'unité de vapeur, multiplié par  $t$ . Mais comme nous avons vu qu'il y a toujours une certaine quantité de jus faisant bouchon au-dessus de la vapeur, si nous supposons  $h'' < h'$  cette hauteur de jus, en appelant  $f$  la force élastique de la vapeur, son volume devra être multiplié par

$$\frac{f}{f + h''},$$

et le volume de la vapeur formée devient :

$$0,0015 \times V \times \frac{f}{f + h''} \times \frac{h}{K \sqrt{2g(h - h')}}.$$

Cette quantité de vapeur divisée par la section du tube  $\frac{\pi D^2}{4}$  donne la hauteur de vapeur dans le tube, hauteur qui est elle-même égale à  $(h - h')$ .

Donc on a, toutes corrections faites, en supposant la densité du liquide égale à  $d$ , car nous avons raisonné jusqu'ici comme si le liquide était de l'eau,

$$\sqrt[3]{\left(\frac{0,0015 \times V \times \frac{f}{f + h''d} \times \frac{h}{K \sqrt{2gd}}}{\frac{\pi D^2}{4}}\right)^2} = (h - h').$$

Telle est la formule qui donne la hauteur  $h'$  du liquide dans les tubes, lorsque la plaque tubulaire supérieure est découverte.

Le coefficient  $K$  aurait besoin d'être déterminé pour les différentes densités de solutions sucrées, étant d'autant plus petit que le sirop est plus dense. Pour l'eau  $K=0,6$ . Si nous prenons ce même coefficient pour le jus faible, nous voyons, en appliquant la formule à la deuxième caisse que

$$h' = 0,35.$$

Par conséquent les deux tiers du tube sont occupés par la vapeur, et un tiers seulement soit exactement  $1,20 \times 0,35 = 0,42$  centimètres, sont occupés par le jus, sectionné en fractions que séparent des bulles de vapeur. Nous avons supposé dans le calcul  $h'' = h'$ , ce qui n'est pas

exact puisque si l'on faisait la sommation des termes d'une série dans laquelle le volume de vapeur croîtrait du bas en haut du tube, on trouverait pour  $h''$  une valeur bien inférieure à  $h'$ . Donc ce chiffre 0,35 est un maximum.

Si dans la même formule nous faisons  $d = 1,23$ , densité du sirop de la troisième caisse, on trouve pour  $h'$  une valeur de 0,41. Mais dans ce cas le coefficient  $K$ , au lieu de 0,6 devrait être plus petit encore, et il suffirait qu'il fût égal à 0,54 pour que  $h'$  ait encore la valeur 0,35. Ce faible écart entre 0,60 et 0,54 n'est pas réel. Le coefficient de frottement du sirop est beaucoup plus différent que cela de celui de l'eau. De plus, dans la troisième caisse, le volume  $V$  de la vapeur au lieu d'être 2.400 est au moins 6.000, et l'on trouve alors que les tubes sont entièrement vides de sirop, quand bien même l'évaporation serait réduite au travail des appareils à marche lente, soit 6 à 7 hectolitres d'évaporation par mètre carré.

Nous verrons plus loin quelle conclusion à tirer de là.

Passons maintenant au cas général où il y a une couche de liquide  $h''$  au-dessus de la plaque tubulaire.

Dans ce cas, la hauteur de liquide agissant dans le tuyau central est  $(h + h''')$ , la hauteur de jus à soulever par la vapeur est  $(h'' + h''')$  et la hauteur de liquide réelle agissant sur chaque tube est  $(h' + h''')$ . Substituant ces valeurs à  $h$ ,  $h'$ ,  $h''$  on trouve, toutes réductions faites :

$$\sqrt[3]{\left(\frac{0,0015 \times V \times \frac{f}{f + (h'' + h''') d} \times \frac{h}{K \sqrt{2gd}}}{\frac{\pi D^2}{4}}\right)^2} = (h - h')$$

On voit que la hauteur de jus placée au-dessus de la plaque tubulaire influe sur le volume de la vapeur contenue dans le tube par le seul fait de la compression que cette hauteur de jus exerce sur la vapeur.

Si nous supposons  $h''' = 0^m200$ , hauteur ordinaire du jus au-dessus des plaques tubulaires, on trouve en appliquant la formule avec le coefficient  $K = 0,6$  et  $d = 1$  :

$$h' = 0,375$$

au lieu de 0,35 trouvé précédemment, et avec  $d = 1,23$

$$h' = 0,390.$$

On voit qu'en marche normale il y a très peu de différence dans le volume théorique de la vapeur lorsque la hauteur du jus sur la

plaque est faible, d'autant plus qu'il faut tenir compte du mouvement continu du liquide et de la vapeur qui change un peu ces conditions et favorise l'échappement de la vapeur.

Nous avons en tout cas ici  $h' + h'' = 0,575$ .

Supposons maintenant une marche défectueuse, soit 80 centimètres de jus au-dessus de la plaque  $h'' = 0,80$ .

On trouve pour  $h = 1$   $h' = 0,375$ .

$h = 1,23$   $h' = 0,420$ .

Soit  $h' + h'' = 1^m 175$  et  $1^m 220$ . Cas tout à fait défavorable.

En effet si l'on compare le volume spécifique  $V$  de la vapeur aux différentes phases de ce travail, on trouve que, de 2.400,  $V$  se réduit à 21044 quand il y a 80 centimètres de liquide sur les tubes, et la température de la vapeur sous ce volume monte de 90 à 94°5. On perd donc 4°5 dans la chute de température qui fait bouillir le liquide, et comme cette chute est de  $102 - 90 = 12^\circ$  par exemple, dans le second corps elle tombe à 7°5, d'où une diminution  $\frac{4,5}{12}$  ou 37,5 % dans le pouvoir évaporatoire de la caisse.

On voit donc quel immense intérêt il y a à n'avoir qu'une faible hauteur de jus au-dessus de la plaque tubulaire. Ces chiffres se passent de commentaires. Nous dirons seulement qu'aussitôt qu'une caisse s'emplit comme nous venons de le supposer, le régime entier de l'appareil change puisque la caisse en question ne peut plus évaporer autant que les autres. Par conséquent les chiffres ci-dessus ne sont vrais qu'en cas d'une modification brusque du travail qui arrêterait immédiatement l'évaporation si elle se produisait, et devraient être modifiés pour un travail régulier de l'appareil marchant soit avec peu de jus, soit avec beaucoup de jus sur les plaques.

Néanmoins, il est facile de remarquer combien l'ébullition est lourde lorsqu'il y a beaucoup de jus sur les plaques, tandis qu'elle devient éminemment active quand la plaque tubulaire est découverte. D'où il ressort que l'appareil capable de faire le plus de travail avec le moins de surface serait celui dans lequel on pourrait injecter le jus sur des surfaces chauffantes découvertes.

Des essais ont été tentés souvent dans ce sens, mais on n'est arrivé jusqu'ici qu'à faire des appareils volumineux pour une surface de chauffe restreinte. Tel est l'appareil CHENAILLER.

L'appareil LILLIE et l'appareil YARYAN se rapprochent plus de la théorie, mais il leur manque certains côtés pratiques pour la sucrerie. Restent les appareils KESTNER et PRACHE et BOUILLON.

Quant aux appareils horizontaux, certains ont une hauteur de jus



très faible, soit 50 centimètres environ. Mais les tubes sont échelonnés sur toute cette hauteur, en sorte que ceux du bas ont réellement 50 centimètres de jus au-dessus d'eux, tandis que ceux du haut n'en ont que 5 à 10 centimètres. En sorte que les tubes du haut sont dans des conditions excellentes d'évaporation tandis que, 35 centimètres au-dessous du niveau du liquide, les tubes inférieurs sont dans des conditions de moins en moins favorables à l'évaporation, et moindres en tout cas que celles où se trouvent les tubes des appareils verticaux.

Mais il faut remarquer que dans les appareils verticaux dont les tubes ont 1<sup>m</sup>20, si nous avons 40 ou 50 centimètres couverts par le jus, il en reste 70 à 80 centimètres qui sont dans des conditions tout à fait parfaites d'évaporation, tandis que dans les appareils horizontaux les deux ou trois premières rangées de tubes partagent seules ces avantages.

Aussi lorsqu'on regarde bouillir les appareils horizontaux, on voit que la surface bout admirablement, tandis que le fond est pour ainsi dire sans mouvement. Les tubes du bas semblent n'être que les réchauffeurs destinés à préparer l'ébullition des tubes supérieurs comme le fait remarquer GREINER. Il en résulte que les allemands ont imaginé un nouveau terme dans la définition de leurs appareils. Ils appellent en effet *surface de chauffe* la surface totale des tubes, et *surface d'évaporation* la surface du liquide bouillant. Aussi cherchent-ils dans leurs appareils à donner un grand développement à la surface dite d'évaporation, diminuant autant que possible le nombre des tubes inférieurs. En cela les appareils cylindriques de la maison BREITFELD-DANEK de Prague semblent les mieux agencés sous ce rapport.

Mais cette distinction n'est pas logique. Le jus bout selon nous tout aussi bien en bas qu'à la surface dans les caisses horizontales, seulement les bulles de vapeur formées ont un volume moindre  $V \left( \frac{f}{f + h'} \right)$  quand  $h'$  est grand et ce volume augmente en arrivant à la surface quand  $h'$  devient nul. D'ailleurs le jus à partir du second corps arrive toujours dans les caisses à une température supérieure à celle à laquelle il va bouillir, par conséquent les tubes inférieurs ne réchauffent rien, ils évaporent, mais d'une façon moins efficace que les tubes supérieurs.

On a fait remarquer aussi que les tubes horizontaux perdraient une partie de leur efficacité à cause de la couche d'eau condensée qui coule à la partie inférieure pour s'évacuer dans les boîtes à vapeur aux extrémités, et les incrustations en effet sont bien plus épaisses à la partie

supérieure externe des tubes qu'à la partie inférieure où elles sont parfois nulles, ce qui prouve une plus grande activité dans l'évaporation à la partie supérieure.

Il est donc extrêmement difficile de se rendre compte exactement de la qualité évaporatoire comparée des appareils verticaux et horizontaux, et la pratique nous ayant démontré que leur travail était le même dans les deux cas, nous devons nous en tenir là provisoirement.

Nous voulions seulement montrer dans ce travail comment il se fait que les appareils verticaux qui semblent à première vue dans de moins bonnes conditions que les appareils horizontaux pour l'évaporation à cause de la grandeur des tubes, travaillent aussi bien que les appareils horizontaux à faible épaisseur de liquide. La raison en est que, contrairement à ce qu'avancent les défenseurs des appareils horizontaux, les tubes verticaux contiennent très peu de liquide pendant l'évaporation, et que la surface chauffante s'y trouve dans des conditions au moins aussi favorables que dans les appareils horizontaux.

Tous deux ont des défauts, car on n'est pas encore arrivé à construire l'appareil type correspondant à la théorie du chauffage par surface, mais l'un vaut l'autre, et les fabricants peuvent choisir indifféremment dans les deux types celui qui conviendra le mieux à leur installation, aussi bien comme premier que comme dernier corps de leur appareil d'évaporation.

Il y a encore un point à étudier dans la comparaison entre les appareils verticaux et horizontaux.

Si l'on examine ce qui se passe lorsqu'une bulle d'air traverse une couche d'eau, on voit cette bulle, sphérique au départ, s'aplatir ensuite comme une lentille, et s'élever doucement, oscillant de droite et de gauche, godillant pour ainsi dire dans l'eau d'un mouvement isochronique pour monter jusqu'à la surface, non en ligne droite, mais en suivant un chemin sinueux.

Si une bulle gazeuse, une bulle de vapeur par exemple dans l'eau bouillante, de volume  $V$  se détache de la paroi où elle se forme et s'élève jusqu'à la surface d'un liquide de hauteur  $h$ , sa force ascensionnelle est  $V(d - d')$ . Ici  $d'$  est très petit par rapport à  $d$ , la force ascensionnelle est sensiblement  $Vd$ , et si l'on admet pour simplifier encore que  $d$  est l'unité, cette force est égale à  $V$ . On verra plus loin que ces approximations suffisent amplement au raisonnement pour les conclusions que nous allons en tirer.

La bulle est sollicitée à monter du fond à la surface avec une vitesse

$$v = \sqrt{2gh}.$$

Supposons la bulle sphérique au départ, ayant un rayon  $R$ .

$$\text{On a :} \quad V = \frac{3}{4} \pi R^3 \quad \text{et son cercle } S = \pi R^2.$$

La résistance que la sphère éprouverait de la part du liquide pour monter à la surface est fonction de  $S$ . Mais comme la sphère s'aplatit et prend la forme lenticulaire, nous ne nous tromperons pas de beaucoup en prenant  $S$  comme surface effective de l'effort de résistance, quitte à faire ultérieurement un calcul plus rigoureux qui nous entraînerait ici beaucoup trop loin.

En se déplaçant, la bulle gazeuse est obligée de fendre le liquide. Si nous adoptons la méthode de NEWTON pour calculer la résistance qui en résulte, nous dirons :

Le volume d'eau déplacé en une seconde est :

$$Sv = S \sqrt{2gh}.$$

$$\text{La masse mécanique de cette eau est : } M = \frac{Sv}{g}$$

D'où la résistance donnée par le liquide égalant le produit de la masse par la vitesse, on a :

$$Mv = \frac{Sv}{g} v = \frac{Sv^2}{g} = 2Sh = 2\pi R^2 h.$$

Donc si la force ascensionnelle  $V$  ou  $\frac{4}{3} \pi R^3$  est égale à la résistance  $2\pi R^2 h$ , la bulle reste en place; elle ne peut s'élever.

$$\text{Soit donc le moment d'inertie } \frac{4}{3} \pi R^3 = 2\pi R^2 h$$

$$\text{ou} \quad R = \frac{3}{2} h \quad \text{ou } h = \frac{2}{3} R.$$

Donc si la hauteur du liquide qui se trouve au-dessus d'une bulle gazeuse sphérique est égale aux deux tiers du rayon de cette sphère ou au tiers du diamètre, la bulle reste en place.

Or comme la bulle de vapeur est poussée sans cesse par une autre qui se forme au-dessous pendant l'ébullition, elle se détache de la paroi, s'aplatit sous l'influence combinée de la force ascensionnelle et de la résistance de l'eau, et c'est à ce moment que, en équilibre

instable, elle s'incline à droite ou à gauche pour chercher son chemin à travers l'obstacle.

Dans ce cas, la résistance de l'eau devient

$$S \sin^2 i \frac{v^2}{g}$$

La bulle reste en place pour  $\frac{2}{3} R = h \sin^2 i$ ,

d'où

$$h = \frac{2 R}{3 \sin^2 i}$$

Il suffit donc de la moindre inclinaison, de la moindre augmentation de  $\sin i$  pour que l'équilibre soit rompu. Ainsi, dans une expérience que j'ai faite, j'avais  $h = 200$  millimètres, et  $R$  sensiblement 2 millimètres, pour une bulle d'air dégagée au bout d'un tube dans de l'eau. La bulle mettait environ 2 secondes pour gagner la surface : d'où  $v = 0,1$ , tandis que  $\sqrt{2 gh} = 1,9668$ . La vitesse ascensionnelle réelle était donc à peu près vingt fois moindre que ne l'indique la formule mécanique. Et si l'on recherche la valeur de  $i$  pour rompre l'équilibre on trouve, d'après la formule précédente :

$$i = 4^\circ 39' 35''.$$

C'est donc sous un angle très faible que se produit le balancement suffisant pour permettre à la bulle de monter, balancement qui cause l'isochronisme du mouvement ascensionnel en le régularisant.

Car si l'on remarque que  $v^2 = 2 gh$  est la formule d'une parabole sollicitant une plus grande vitesse au départ qu'à l'arrivée à la surface, que de plus  $V$  est proportionnel à  $h$ , puisque le volume de la bulle augmente au fur et à mesure qu'elle s'élève, ces deux éléments du calcul étant de signes contraires expliquent le mouvement ascensionnel à peu près régulier de la bulle que le balancement régularise encore davantage.

Quelle conclusion peut-on tirer de là au point de vue des appareils ?

C'est qu'aussitôt qu'une bulle de vapeur est formée, si elle rencontre une épaisseur d'eau au-dessus d'elle, si petite qu'elle soit, mais plus grande que les deux tiers de son rayon, elle ne peut s'échapper librement. Elle éprouve à se détacher de la surface de chauffe un retard considérable, aussi bien qu'à gagner la surface du liquide.

Donc, dans tous les appareils, horizontaux ou autres, dont l'épaisseur de liquide est très grande par rapport à celle de la couche de vapeur qui se forme pendant l'ébullition, celle-ci éprouve une résistance immédiate à se produire qui diminue le rendement évaporatoire dans une grande proportion.

Donc, aussi, l'appareil à ruissellement, dans lequel la couche liquide est fort mince et comparable à  $\frac{2}{3} R$ , est infiniment supérieur à tous les autres.

De plus l'épaisseur du liquide agit dans le rendement des appareils non pas pour sa valeur, mais pour la racine carrée de sa valeur, ce qui diminue dans une large mesure l'influence que l'on attribue généralement à cette épaisseur, puisque la vitesse avec laquelle la bulle monterait avec cette résistance est  $\sqrt{2 gh}$ .

Donc le rapport de la vitesse ascensionnelle de la bulle de vapeur à la hauteur du liquide qui l'entrave est fonction de la racine carrée de cette hauteur.

De tout cela résulte que ce n'est pas tant sur l'épaisseur de la couche liquide que sur la facilité de dégagement de la vapeur formée qu'il faut porter l'attention dans la construction des chaudières évaporatoires. C'est ce qui explique pourquoi les chaudières verticales qui travaillent d'une manière mixte entre les appareils horizontaux et les appareils à ruissellement, ont le même rendement que les chaudières dites à faible épaisseur de liquide, cette faible épaisseur étant encore infiniment trop grande pour entrer en ligne de compte dans les rendements. C'est pourquoi aussi, dans les appareils de toutes formes et de toutes dimensions qui m'ont passé par les mains, horizontaux, de toutes constructions, JELINEK, SÉMIRENKO ou autres, verticaux, à tubes de 60 centimètres ou de 1<sup>m</sup>50 et 2 mètres, je n'ai jamais découvert de différence dans la production effective de la vapeur.

## § 2. — Appareils à ruissellement

Nous venons de parler des appareils à ruissellement avant de définir leur nature.

Le mot *ruissellement* n'est pas tout à fait le terme propre qu'il faudrait employer. Il faudrait dire plutôt : appareils évaporant les liquides en *mince épaisseur*. Comme on arrive effectivement à ce résultat en faisant ruisseler le liquide sur la surface de chauffe, tous ces

appareils ont reçu le nom générique d'*appareils à ruissellement*, et c'est ainsi que nous les désignerons par la suite.

L'évaporation des liquides en mince épaisseur est beaucoup plus rapide qu'en couches épaisses pour les raisons que nous venons d'expliquer, et qui consistent en ce que la résistance qu'éprouve la vapeur à traverser une certaine épaisseur de liquide est considérable. Si donc on supprime la couche liquide qui entrave l'échappement de la vapeur de la paroi aussitôt que la bulle est formée, on active de ce seul fait l'évaporation.

Nous avons expliqué aussi précédemment comment le renouvellement rapide du liquide sur la surface chauffante accélère l'évaporation. Le ruissellement donnant ce résultat, c'est une seconde cause pour laquelle les appareils qui profitent de cette propriété évaporent davantage.

Or tous les essais faits sur les appareils à ruissellement ont augmenté de *trente pour cent* le pouvoir évaporatoire des triple-effets. Essayons d'en rechercher la cause.

Nous avons vu précédemment que lorsqu'une bulle de vapeur se forme, elle se détache aussitôt que l'on a :  $\frac{D}{3} > h$ .

Comme ce détachement se fait pour une valeur de  $(\sin^2 i)$  très petite, comme les parois inclinées des chaudières favorisent considérablement les mouvements des bulles, notre raisonnement ne s'appliquera donc qu'à des surfaces horizontales. Cependant quand on regarde bouillir de l'eau dans un ballon de verre, on voit les bulles se détacher avec force des parois inclinées et s'élancer dans la masse d'eau presque normalement à la paroi; par conséquent, même dans le cas des parois inclinées, notre théorie peut trouver en partie son application.

Quelle est la limite supérieure de  $D$ , c'est-à-dire du diamètre de la bulle gazeuse ?

Si l'on tire la valeur de  $D = 3h$ , il semblerait que  $D$  croisse indéfiniment avec  $h$ . Mais il n'en est pas ainsi à cause des phénomènes de capillarité qui donnent la cohésion à la bulle gazeuse et l'attachent à la paroi. Quand le diamètre de la bulle est tel que l'action capillaire ne l'emporte plus sur la force ascensionnelle, la bulle s'élève ou se divise.

Donc  $D$  croît avec  $h$  jusqu'à une certaine limite après laquelle l'accroissement provoque le détachement de la bulle gazeuse.

L'ascension des liquides dans les tubes capillaires et la loi de JURIN nous donnent approximativement la limite de grosseur de la bulle. Nous considérons le liquide à la température d'ébullition de l'eau.

A 100° l'eau monte de 12,5 millimètres dans un tube de 1 millimètre de diamètre. On a donc dans un tube quelconque, en appelant H la hauteur d'ascension et D le diamètre du tube :

$$HD = 12,5.$$

Pour avoir la limite de D il faut remarquer que la limite de H est celle de la hauteur naturelle du ménisque, soit 2 millimètres environ, alors on trouve pour D la valeur

$$D = 6,25.$$

Donc dans ces conditions il n'y a plus d'ascension de liquide quand le diamètre des tubes dépasse 6,25 millimètres, diamètre qui va en augmentant lorsque la température du liquide diminue.

Or, nous pouvons comparer ce mouvement des bulles gazeuses à l'ascension du liquide dans les tubes capillaires, car la loi est la même, la bulle étant retenue à la paroi par les mêmes forces et dans les mêmes conditions. En effet, l'ascension dans les tubes capillaires ne se fait que grâce au liquide qui les mouille. Ici nous sommes en plein liquide; mais le phénomène est de signe contraire puisque c'est la bulle qui en se formant repousse le liquide ambiant et élargit sa base de contact, et il est égal puisque ce sont les mêmes forces qui agissent. Donc la valeur 6,25 trouvée pour les tubes peut s'appliquer également aux bulles gazeuses formées sur les parois.

Si donc la bulle de vapeur se détache pour un diamètre de 6,25 millimètres, si nous reprenons notre formule  $h = \frac{D}{3}$ , l'épaisseur de liquide sous laquelle le phénomène se passera comme nous venons de l'indiquer sera  $h = \frac{6,25}{3} = 2,08$  millimètres.

Donc le ruissellement doit se faire à 100° sous une épaisseur de liquide sur les tubes inférieurs à 2,08 millimètres, après quoi on perd le bénéfice de la petite valeur de  $h$ .

Nous avons fait remarquer que l'angle  $i$  sous lequel les bulles se détachent d'une surface plane lorsqu'elles oscillent, était de 4° 1/2 environ dans les conditions où nous nous sommes placés.

Comme les surfaces de chauffe sont toutes cylindriques les bulles formées sur les points inclinés de plus de 4° 1/2 se détachent plus facilement.

Or, sur un cylindre horizontal il n'y a que 5 % de la surface environ qui réponde à une inclinaison moindre que 4° 1/2. Seulement toute

la partie du haut est stagnante sous un angle de  $54^\circ$  environ par l'attraction moléculaire. Par conséquent l'application du ruissellement à une partie cylindrique doit donner une augmentation de travail au moins de 32 %, puisque le détachement lent de la bulle sur ces parties est remplacé par un départ pour ainsi dire instantané. C'est ce qui explique pourquoi le YARYAN le nouveau LILLIE et le KESTNER font effectivement plus de travail, évalué à 30 %, dans la pratique.

Sur un tube vertical on remarque, en employant toujours un appareil en verre, que la bulle glisse le long de la paroi chauffante, de bas en haut, jusqu'à ce qu'elle s'en détache. Elle forme une demi-sphère d'abord qui grossit et tend à devenir sphérique jusqu'à ce que l'angle de contact avec la paroi permette à la pression de l'eau de faire équilibre à la pression capillaire. C'est le même angle que plus haut. Or le phénomène n'a lieu que sur la partie de la sphère touchant la paroi; mais comme le cylindre vertical qui constitue le tube agit sur toute sa surface supérieure, le ruissellement a encore pour effet d'augmenter de 30 % l'effet utile de l'évaporation.

Par conséquent, que l'appareil d'évaporation soit vertical ou horizontal, la substitution du ruissellement au travail ordinaire donne une augmentation d'évaporation de 30 % au moins et même davantage, parce que dans le raisonnement nous ne tenons pas compte de toutes les données du problème, résistances, mouvements des liquides et des vapeurs, etc.

Le ruissellement est donc un progrès réel dans la méthode d'évaporation, qui permet avec une surface donnée de faire au moins 30 % de plus de travail qu'avec la méthode ordinaire.

### § 3. — Appareils à effets multiples dans le vide conjugués avec les chauffages à effets multiples

Si l'on considère la marche d'un triple-effet ordinaire, on remarque que si 1 kilogramme de vapeur fourni à la première caisse évapore théoriquement 3 kilogrammes d'eau dans tout l'appareil, la dernière caisse abandonne au condenseur tout le calorique latent apporté par le kilogramme de vapeur primitif; c'est une perte sèche de calories que l'on jette au ruisseau et qu'il serait très intéressant de récupérer.

Or cette quantité de calories perdues provient en grande partie de l'échappement des machines, mélangé à la vapeur directe ajoutée pour subvenir aux besoins de l'évaporation. Les vapeurs de retour évaporent donc pour ainsi dire gratuitement trois fois leur poids



d'eau du jus, mais il n'en est pas moins vrai que la totalité des calories dégagées par ces vapeurs est complètement perdue dans le condenseur.

Les quadruple-effets qui se sont généralisés en sucrerie sont en cela préférables aux triple-effets puisque la quantité de vapeur qu'ils envoient au condenseur est moindre; mais cela ne suffit pas encore.

Se préoccupant de cette perte, on a cherché à utiliser une partie des vapeurs sortant du dernier corps en la faisant passer à travers un condenseur à surface chargé de réchauffer du jus ou de l'eau pour la diffusion. Mais, à bien considérer, il faudrait pour condenser toute cette vapeur un condenseur qui ait au moins quatre fois la surface d'une caisse de triple-effet, comme nous l'avons vu à propos du calcul des condenseurs à surface, et dans lequel on fasse circuler des quantités de liquide considérables. Or l'usine ne dispose pas de jus ou d'eau à chauffer en quantité suffisante pour arriver à faire cette condensation. Il faut donc chercher un autre moyen.

Les chauffages intermédiaires à effets multiples portent un remède très important à cet état de choses, et, combinés avec le condenseur à surface, ils donnent des résultats très remarquables au point de vue économique.

Nous allons donc étudier cette question des chauffages à effets multiples qui s'est répandue dans une très grande quantité d'usines, très rapidement à cause des profits qu'y ont trouvés les fabricants.

Nous avons vu que dans le triple-effet type dont nous avons fait tous les calculs, la vapeur sort du premier corps à  $101^{\circ}25$  pour aller chauffer le deuxième corps.

Si l'on considère que ce premier corps est en réalité un générateur de vapeur à  $101^{\circ}25$ , il est évident que l'on peut utiliser cette vapeur à tous les usages, c'est-à-dire soit à évaporer le jus du deuxième corps, soit à chauffer les liquides de l'usine dans des réchauffeurs, soit aussi aux deux à la fois. Mais dans ce dernier cas il est évident que si l'on distrait une partie de la vapeur à faire des chauffages, il n'y en aura plus assez pour évaporer le jus dans le corps suivant, à moins de changer le régime de l'appareil, ou de donner au premier corps une surface plus grande et telle qu'elle puisse fournir la quantité de vapeur nécessaire au travail qu'on lui demande.

En effet si l'on donne une surface de chauffe plus grande à ce premier corps qu'au second et au troisième, la somme totale de surface de chauffe des trois corps restant la même, qu'arrivera-t-il ?

Comme chaque mètre carré évapore toujours ses 10 hectolitres de jus, selon ce que nous avons dit antérieurement, il arrivera que le pre-

mier corps fournira plus de vapeur qu'il n'en faut pour le deuxième corps plus petit que lui, et qu'alors l'excédent pourra être utilisé à des chauffages, sans que l'équilibre de l'appareil soit rompu, c'est-à-dire la température du premier corps restant à  $101^{\circ}25$  et l'appareil entier évaporerait néanmoins la même quantité de jus que celle qu'il traitait primitivement. Et en effet, raisonnons sur notre triple-effet de 400 mètres concentrant 4.000 hectolitres de jus par 24 heures, ce qui correspond à 3.200 hectolitres d'eau évaporée.

L'appareil ordinaire aurait pour chaque caisse une surface égale, soit de  $\frac{400}{3} = 133^{\text{m}}33$ .

Donnons à cet appareil la forme suivante : premier corps : 200 mètres, deuxième corps : 100 mètres, troisième corps : 100 mètres.

Pour que l'équilibre dans les températures ne soit pas changé, il faut que le premier corps concentre 2.000 hectolitres de jus, le deuxième 1.000 et le troisième 1.000, en tout 4.000.

Mais si le premier corps évapore 2.000 hectolitres, comme le deuxième n'évapore que 1.000 hectolitres, il y aura donc la vapeur de 1.000 hectolitres qui restera disponible pour faire les chauffages.

C'est sur cette donnée que sont construits les appareils à chauffages à effets multiples, ainsi nommés parce que la vapeur prise sur le premier corps, par exemple, fait du chauffage à double-effet aussi bien qu'elle fait de l'évaporation à double-effet dans le deuxième corps. De la vapeur prise sur le deuxième corps ferait du chauffage et de l'évaporation à triple-effet, et ainsi de suite.

Notre premier corps étant à  $101^{\circ}25$ , en donnant aux réchauffeurs une surface suffisante, on pourra facilement chauffer les jus à  $90^{\circ}$ , laissant  $10^{\circ}$  d'écart entre la vapeur chauffante et le jus chauffé.

Le second corps ne produit la vapeur qu'à  $86^{\circ}5$ . On ne pourrait donc obtenir dans les réchauffeurs que  $76^{\circ}$ . A la rigueur on pourrait se contenter de cette température pour chauffer le jus à la première carbonatation.

On voit donc que le triple-effet en marche normale pourrait fournir des vapeurs à des températures suffisantes pour le travail de l'usine. Mais ce chauffage n'offre aucune élasticité, attendu qu'il faut prévoir dans un montage le cas de ralentissement momentané de l'appareil, et d'abaissement de température de la vapeur chauffante qui en est la conséquence. Par conséquent avec un triple-effet on ne peut songer à faire des chauffages à plus du double-effet, c'est-à-dire avec la vapeur du premier corps seul.

Avec le quadruple-effet au contraire on se trouve dans de bonnes conditions pour faire des chauffages à triple-effet.

Les températures des vapeurs dans les retours et les quatre caisses d'un quadruple-effet sont :

112	105,5	96	84,5	67
-----	-------	----	------	----

On peut donc avec la vapeur à 96° de la deuxième caisse chauffer les jus à plus de 75°, même si l'appareil ralentit sa marche.

Dans le quintuple-effet la troisième caisse est à 90° environ, on peut donc faire des chauffages à quadruple-effet avec la vapeur de cette troisième caisse, et ainsi de suite.

Par conséquent l'ingénieur est toujours maître de faire tel ou tel travail qui lui convient en modifiant le nombre des effets successifs d'un appareil d'évaporation, et choisissant parmi les corps de l'appareil celui qui lui fournira la vapeur à la température la plus convenable pour obtenir le chauffage désiré.

Mais il est évident que plus on multipliera le nombre des effets, moins il restera de vapeur à condenser à la sortie du dernier corps; qu'ensuite, plus on empruntera de vapeur aux corps intermédiaires, plus petit aura besoin d'être le corps extrême, et plus grande alors sera l'économie du système, puisque l'on enverra ainsi moins de vapeur au condenseur et de là dans le ruisseau.

Par conséquent on peut calculer l'économie que rapportera l'établissement d'un système combiné d'évaporation et de chauffage par l'économie des calories qui ne se perdent plus après le dernier corps d'évaporation.

En général on fait le calcul de l'économie qui résulte des chauffages à effets multiples en comparant le tableau des dépenses de vapeur de l'usine dans l'un et l'autre cas. Or on remarque qu'en calculant ainsi ou bien en recherchant la différence de perte au condenseur de l'appareil d'évaporation, le résultat est le même.

Nous allons, pour en donner une idée, faire le double calcul.

Pour ne pas compliquer les chiffres, nous allons considérer les quantités de vapeurs condensées pour le travail d'un hectolitre de jus.

Les chiffres suivants sont pris sur le contrôle d'une des usines que nous avons installées.

## On y employait par hectolitre :

Pour la diffusion . . . . .	4,4	kil. de vapeur
— la 1 <sup>re</sup> carbonatation. . . . .	8,0	—
— la 2 <sup>e</sup> — . . . . .	7,5	—
— réchauffer le jus avant l'évaporation . . . . .	3,5	—
— l'évaporation à triple-effet (soit 1/3 de 80 d'eau évaporée). . . . .	26,7	—
— le chauffage du sirop . . . . .	1,0	—
— la cuite 1 <sup>er</sup> jet. . . . .	8,0	—
— la cuite des autres jets . . . . .	1,7	—
— turbinage et radiations . . . . .	10,0	—
Total . . . . .	70,8	kil. de vapeur

On voit qu'avec la marche à triple-effet on perd 26<sup>k</sup>7 de vapeur dans le condenseur. Il n'y avait pas de réchauffeur à la suite du triple-effet.

Avant de passer à la modification complète de cette usine, supposons que nous arrangions notre triple-effet comme nous l'avons indiqué précédemment en donnant au premier corps une surface double de celle du deuxième et du troisième corps.

Sur 80 kilogrammes d'eau à évaporer sur le jus, notre premier corps pourra déjà en vaporiser 40 kilogrammes. Il ne restera plus que 20 kilogrammes pour le deuxième corps et 20 kilogrammes pour le troisième corps.

Le premier corps devant fournir 20 kilogrammes de vapeur au deuxième corps, il restera 20 kilogrammes de vapeur disponibles pour les chauffages.

Or nous avons ici la première et la deuxième carbonatations, le chauffage avant l'appareil et le sirop qui demandent ensemble 20 kilogrammes de vapeur. Le premier corps pourra donc faire ces chauffages.

Comme notre premier corps demande 40 kilogrammes de vapeur pour être chauffé lui-même, en supposant la disposition de l'usine telle que les retours fussent pour la marche ordinaire en triple-effet, il faudra fournir aux vapeurs de retour le complément à 26,7 pour faire 40, soit 13<sup>k</sup>3 de vapeur vierge.

Le travail de l'usine devient dans ces conditions :

Diffusion . . . . .	4,4
1 <sup>er</sup> corps du triple-effet . . . . .	40,0
Cuite 1 <sup>er</sup> jet. . . . .	8
Cuites 2 <sup>e</sup> et 3 <sup>e</sup> jets . . . . .	1,7
Turbines et pertes . . . . .	10,0
Total. . . . .	64,1

Les termes qui manquent sont ceux des postes chauffés au moyen des 20 kilogrammes de vapeur disponibles du premier corps du triple-effet.

L'économie de vapeur de ce montage sur celui à triple-effet ordinaire est  $70,8 - 64,1 = 6^k7$  de vapeur.

De même, comme le dernier corps n'envoie plus que 20 kilogrammes de vapeur au condenseur au lieu de 26,7, l'économie de ce chef est  $26,7 - 20 = 6^k7$ , chiffre identique au précédent.

Supposons maintenant que, sans faire de chauffages on transforme simplement le triple-effet en quadruple-effet à quatre caisses égales de 100 mètres. Il faudra envoyer dans le premier corps  $\frac{80}{4} = 20$  kilogrammes de vapeur pour le chauffage.

On perdra au condenseur 20 kilogrammes de vapeur, et l'économie sera de  $26,7 - 20 = 6^k7$ , soit exactement la même qu'en faisant du chauffage conjointement avec l'évaporation à triple-effet.

Malheureusement, dans ce cas, comme on dispose de  $26^k7$  de vapeur de retour, on perdra sur le toit  $26,7 - 20 = 6^k7$  de vapeur, et il n'y aura pas d'économie du tout.

D'ailleurs ce fut primitivement là l'écueil des appareils à plus de trois effets en sucrerie de betterave, parce que on disposait toujours de trop de vapeur de retour, et l'on en perdait sur le toit; alors on ne retrouvait pas d'économie !

Maintenant appliquons les mêmes chauffages que précédemment avec le quadruple-effet, en chauffant les jus de première carbonatation avec la vapeur du deuxième corps, et les autres stations avec le premier corps.

Le travail de l'usine devient alors :

Diffusion . . . . .	4,4
1 <sup>er</sup> corps du quadruple-effet. . . . .	33
Cuite 1 <sup>er</sup> jet. . . . .	8
Cuites de 2 <sup>e</sup> et 3 <sup>e</sup> jets . . . . .	1,7
Turbines et pertes . . . . .	10
Total. . . . .	<u>57,1</u>

L'économie sur le triple-effet est de  $70,8 - 57,1 = 13^k7$  de vapeur, ou bien, sachant que le quatrième corps ne laisse plus s'échapper que 13 kilogrammes de vapeur au condenseur, on a  $26,7 - 13 = 13,7$ , chiffre identique.

Enfin comme nous pouvons chauffer également la diffusion et les

cuites au moyen du premier corps et du deuxième corps le tableau précédent se réduit à deux termes :

1 <sup>er</sup> corps du quadruple-effet . . . . .	42,48
Turbines et pertes . . . . .	10
Total . . . . .	<u>52,48</u>

donnant une économie de  $70,80 - 52,48 = 18,32$  de vapeur par hectolitre de jus comparé au triple-effet, soit 25,9 %.

On peut calculer de même cette économie en comparant la quantité de vapeur sortant du troisième corps du triple-effet 26,7 à celle sortant du quatrième corps du quadruple-effet avec chauffage qui n'est plus que de 8,38, et on trouve  $26,70 - 8,38 = 18,32$  nombre identique.

Avec un quintuple-effet l'économie serait bien plus grande encore. Il est même probable que les usines qui voudront faire les chauffages les plus multipliés trouveront un grand avantage au quintuple-effet, car le quatrième et le cinquième corps sont si petits et la pompe à air si réduite, qu'un quintuple-effet avec chauffage ne coûtera pas davantage qu'un quadruple-effet.

En effet, on peut, avec le quintuple-effet, faire tous les chauffages au moyen du deuxième et du troisième corps, ou à peu près.

Les températures des différents corps, y compris celle des retours, sont dans les appareils à quintuple-effets à corps égaux.

Retours	1	2	3	4	5
<u>112</u>	<u>106</u>	<u>99,5</u>	<u>91</u>	<u>79</u>	<u>60</u>

En proportionnant les caisses de manière à conserver ces mêmes températures, tout en faisant les chauffages, on voit que l'on peut chauffer la diffusion au moyen du troisième corps, ainsi que la première carbonatation, la deuxième carbonatation avec la vapeur du deuxième corps et un appoint du premier, de même pour les sirops. La cuite recevra la vapeur du premier et du deuxième corps par moitié.

En opérant ainsi, le tableau devient :

1 <sup>er</sup> corps du quintuple-effet . . . . .	36,7
Turbines et pertes . . . . .	10
Total . . . . .	<u>46,7</u>

Le quatrième et le cinquième corps n'ont plus alors qu'à évaporer  $2^{k}12$  chacun, et l'économie devient  $70,8 - 46,7 = 24,1$  ou 34 % !

On voit que dans ce cas les surfaces de chauffe du quatrième et du cinquième corps deviennent très peu de chose.

On arrive ainsi presque à la limite de l'économie possible qui est de 37,8 % sur le triple-effet, correspondant à l'emploi total de la vapeur du troisième corps. La quantité de vapeur  $2^{k12}$  par hectolitre est même tellement faible que le moindre condenseur à surface suffirait pour la condenser au profit d'un travail quelconque de l'usine, et l'on arriverait ainsi à l'économie maximum de vapeur sans difficulté.

Cette économie maximum correspond, disons-nous, à l'emploi total de toutes les calories contenues dans les vapeurs de l'usine se transformant en eau condensée dans l'appareil d'évaporation et les réchauffeurs.

Il y aurait cependant encore une économie à réaliser, et alors on arriverait à la perfection. En effet les eaux condensées dans les corps du quintuple-effet et dans les réchauffeurs sont chaudes, il faudrait les utiliser.

On arrive bien à alimenter les générateurs avec les eaux condensées du premier corps et un appoint du second pour remplacer les 10 kilogrammes de perte, on arrive bien aussi à employer une partie des eaux chaudes en excès à la diffusion, mais le reste des calories est perdu dans le ruisseau.

Nous avons vu dans une usine russe une disposition permettant de récupérer quelques-unes de ces calories, les eaux chaudes circulant dans des serpentins entourés de jus à réchauffer, mais le résultat était bien minime.

Si l'on calcule que le travail d'un hectolitre de jus demande environ 25.000 calories de chaleur latente de la vapeur employée avec notre système de quintuple-effet, que toutes les eaux condensées contiennent encore 11.500 calories dont on ne récupère guère que 6.500 dans les eaux d'alimentation, on voit que l'on perd encore 5.000 calories, soit  $1/5$  de la quantité totale produite dans les générateurs.

Jusqu'à ce qu'un procédé quelconque de fabrication nous donne l'emploi de ces calories, nous devons donc les perdre, heureux si nous arrivons au maximum que nous venons d'indiquer pour l'économie de combustible, chiffre auquel bien peu de fabricants sont encore parvenus.

Et cependant il est des usines en Autriche qui y arrivent, puisqu'elles ne dépensent que 60 kilogrammes de charbon par tonne de betteraves. Il suffit donc de le vouloir pour obtenir ces bons résultats.

En résumé, le maximum d'économie que l'on puisse réaliser sur l'emploi du triple-effet normal est de 37,8 % de la vapeur totale de l'usine.

Au moyen du quintuple-effet et des chauffages à effets multiples on peut arriver à économiser 34 % de cette vapeur.

L'économie serait plus grande encore si l'on pouvait récupérer les calories de toutes les eaux chaudes de condensation.

On ne peut pas aller plus loin dans ce sens avec nos ressources actuelles, à moins de disposer d'une force mécanique gratuite, comme les chutes d'eau qu'emploient PICCARD pour l'évaporation des eaux des salines, auquel cas le travail devient entièrement gratuit, comme nous le verrons plus loin.

Si le quintuple-effet paraît être l'appareil limite pour la sucrerie de betterave, il peut arriver des cas où l'on ait avantage à pousser encore plus loin l'économie en employant le *sextuple-effet*.

C'est ce qui s'est présenté pour la sucrerie d'Egypte de Nag-Hamadi, appartenant à la Société SAY et C<sup>o</sup>.

Placée très loin d'Alexandrie, le charbon y revient à un prix excessivement élevé; employant la diffusion il y a une quantité de jus à évaporer plus considérable qu'avec les moulins. Le problème était donc de n'employer que la bagasse exclusivement pour le chauffage des générateurs.

Dans ces conditions nous avons construit un sextuple-effet qui répondait parfaitement aux données du problème.

Ajoutons que l'une des autres sucreries existantes et appartenant à la même compagnie ayant doublé son travail, nous avons établi un second sextuple-effet pour doubler le quintuple-effet existant déjà. Ces deux sextuple-effets sont les seuls qui existent au monde, et ils ont été établis dans des conditions excellentes qui en font des instruments parfaits.

Dans un septuple-effet les températures sont les suivantes :

Retours	1	2	3	4	5	6
112	107,6	102,5	95,9	87,5	75,8	58

on peut donc faire les chauffages avec les trois premiers corps sans difficultés et même commencer certains chauffages avec le quatrième corps et rabaisser encore la consommation de vapeur de 46,7 du quintuple-effet à 36,7 et l'économie devient  $70,8 - 36,7 = 34,1$  ou 48,7 % sur la consommation du triple-effet.

Seulement les cinquième et sixième caisses sont dans ce cas 35 fois plus petites que la première. Si cela est parfaitement indifférent au point de vue de la construction et de la marche générale quand l'appareil fonctionne en plein, il n'en est pas moins vrai que dans une usine il faut compter avec les marches anormales qui peuvent se présenter;



et en cas de marche anormale, d'absence de chauffage, d'avaries à la diffusion, à la cuite ou ailleurs, un semblable appareil pourrait être fort gênant.

D'ailleurs dans le cas particulier où nous avons appliqué le sextuple-effet, les chauffages ne se portant pas sur des chiffres aussi élevés qu'en sucrerie de betterave, le rapport des caisses était très acceptable et nous avons obtenu un appareil de marche absolument parfaite et d'une régularité remarquable.

Nous allons résumer sous forme de tableaux les différentes économies de vapeur que procurent les multiple-effets en allant du triple-effet au sextuple-effet, et les différents modes de répartition des chauffages à effets multiples.

Le travail envisagé est celui d'une usine tirant 110 litres de jus à la diffusion et ayant 130 litres à l'évaporation.

*Remarque.* — La consommation des générateurs peut s'établir ainsi :

Calorique utilisé. . . . .	70
Calorique pour tirage à 200°. . . . .	12
Calorique rayonné. . . . .	18
	100

Il y a donc 18 % du calorique d'un générateur rayonné ; mais pour une batterie ce chiffre est trop fort.

Si nous admettons 10 comme pertes d'une usine avec triple-effet, chiffre qui est peut être un peu faible, si nous admettons 5 pour les tuyauteries, si nous admettons 5 pour les générateurs, le second chiffre 5 diminuera proportionnellement à l'importance de la batterie qui elle augmentera avec l'importance de l'usine. C'est pourquoi dans les tableaux suivants le chiffre des pertes ira en diminuant avec la multiplication du nombre des effets de l'appareil d'évaporation, qui est en général fonction de l'importance de l'usine.

1° TRIPLE-EFFET

Tous les chauffages sont faits par échappement ou vapeur vive :

Diffusion . . . . .	110 litres	7 <sup>k</sup> 9			
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .	120 —	8 <sup>k</sup>			
2 <sup>e</sup> — . . . . .	130 —	5 <sup>k</sup>			
Jus avant évaporation . . . . .	130 —	5 <sup>k</sup> 5			
Evaporation. . . . .	100 —	33 <sup>k</sup> 4	33 <sup>k</sup> 4	33 <sup>k</sup> 4	33 <sup>k</sup> 4
Sirup . . . . .		1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .		8 <sup>k</sup>			
Cuite 2 <sup>e</sup> jet. . . . .		1 <sup>k</sup> 7			
Pertes . . . . .		12 <sup>k</sup>			
Total. . . . .		83 kgs			

## 2° QUADRUPLE-EFFET

La diffusion et les cuites chauffées par échappement ou vapeur vive.  
La deuxième carbonatation, le jus avant évaporation, le sirop par le premier corps.

La première carbonatation (jus brut) par le deuxième corps.

Diffusion . . . . .	7 <sup>k</sup> 9				
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8	8		
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation. . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Évaporation . . . . .	38 <sup>k</sup>	18	18	18	
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .	8				
Cuite 2 <sup>e</sup> jet. . . . .	1 <sup>k</sup> 7				
Pertes . . . . .	10 <sup>k</sup> 5				
Total. . . . .	66 <sup>k</sup> 1	38 <sup>k</sup>	26	18 <sup>k</sup>	18 <sup>k</sup>
Rapport de l'évaporation par caisse (1).		2 <sup>k</sup> 41	1 <sup>k</sup> 44	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

## 3° QUADRUPLE-EFFET

La cuite deuxième jet et la diffusion sont chauffées par vapeur vive.

Le jus de deuxième carbonatation, jus avant évaporation, sirop et la moitié des cuites premier jet par le premier corps.

Le jus de première carbonatation (jus brut) et la moitié des cuites premier jet par le deuxième corps.

Diffusion . . . . .	7 <sup>k</sup> 9				
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>		
2 <sup>e</sup> — . . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation. . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Évaporation. . . . .	43 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .		8 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>		
Cuite 2 <sup>e</sup> jet. . . . .	1 <sup>k</sup> 7				
Pertes . . . . .	10 <sup>k</sup> 2				
Total. . . . .	62 <sup>k</sup> 8	43 <sup>k</sup>	27 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup>
Rapport de l'évaporation par caisse. . . . .		2 <sup>k</sup> 86	1 <sup>k</sup> 8	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

## 4° QUADRUPLE-EFFET

La cuite deuxième jet est faite seule à vapeur vive.

(1) L'évaporation de la dernière caisse étant prise pour unité.

La diffusion, le jus de deuxième carbonatation, le jus avant évaporation, le sirop, la moitié des cuites premier jet, par le premier corps.

Le jus de première carbonatation (jus brut) et la moitié des cuites premier jet par le deuxième corps.

Diffusion . . . . .		7 <sup>k</sup> 9			
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>		
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation. . . . .		5 <sup>k</sup> 5			
Évaporation. . . . .	49 <sup>k</sup>	13 <sup>k</sup> 1	13 <sup>k</sup>	13 <sup>k</sup>	13 <sup>k</sup>
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .		8 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>		
Cuite 2 <sup>e</sup> jet . . . . .	1 <sup>k</sup> 7				
Pertes . . . . .	10 <sup>k</sup> 2				
Total. . . . .	60 <sup>k</sup> 9	49 <sup>k</sup>	25 <sup>k</sup>	13 <sup>k</sup>	13 <sup>k</sup>
Rapport de l'évaporation par caisse. . . . .		3 <sup>k</sup> 77	1 <sup>k</sup> 9	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

5° QUINTUPLE-EFFET

La diffusion et la cuite deuxième jet sont chauffées par vapeur vive.

Le jus avant évaporation et la moitié des cuites premier jet par le premier corps.

Le jus de deuxième carbonatation, le sirop et la moitié des cuites premier jet par le deuxième corps.

Le jus de première carbonatation (jus brut) par le troisième corps.

Diffusion . . . . .	7 <sup>k</sup> 9					
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>		
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5	5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation. . . . .		5 <sup>k</sup> 5				
Évaporation . . . . .	37 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet. . . . .		8 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>			
Cuite 2 <sup>e</sup> jet. . . . .	1 <sup>k</sup> 7					
Pertes . . . . .	9 <sup>k</sup> 6					
Total. . . . .	56 <sup>k</sup> 3	37 <sup>k</sup> 1	27 <sup>k</sup> 6	17 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1	9 <sup>k</sup> 1
Rapport de l'évaporation par caisse. . . . .		4 <sup>k</sup> 07	3 <sup>k</sup> 03	1 <sup>k</sup> 88	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

6° QUINTUPLE-EFFET

La cuite deuxième jet est seule faite à vapeur vive.

La diffusion, le jus avant évaporation et la moitié des cuites par le premier corps.

Le jus de deuxième carbonatation, le sirop et la moitié des cuites par le deuxième corps.

Le jus brut par le troisième corps.

Diffusion . . . . .		7 <sup>k</sup> 9				
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>		
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5	5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5				
Évaporation . . . . .	43 <sup>k</sup> 4	7 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .		8 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>			
Cuite 2 <sup>e</sup> jet . . . . .	1 <sup>k</sup> 7					
Pertes . . . . .	9 <sup>k</sup> 5					
Total . . . . .	54 <sup>k</sup> 6	43 <sup>k</sup> 4	26 <sup>k</sup>	15 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5	7 <sup>k</sup> 5
Rapport de l'évaporation par caisse . . . . .		5 <sup>k</sup> 8	3 <sup>k</sup> 47	2 <sup>k</sup> 07	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

## 7° SEXTUPLE-EFFET

La cuite deuxième jet par vapeur vive.

Le jus avant évaporation et la moitié des cuites premier jet par le premier corps.

Le jus brut, le jus de deuxième carbonatation et la moitié des cuites par le deuxième corps.

La diffusion par le troisième corps.

Diffusion . . . . .		7 <sup>k</sup> 9	7 <sup>k</sup> 9	7 <sup>k</sup> 9		
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .		8 <sup>k</sup>	8 <sup>k</sup>			
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5	5 <sup>k</sup> 5			
Jus avant évaporation . . . . .		5 <sup>k</sup> 5				
Évaporation . . . . .	40 <sup>k</sup> 87	4 <sup>k</sup> 97	4 <sup>k</sup> 97	4 <sup>k</sup> 97	4 <sup>k</sup> 97	4 <sup>k</sup> 97
Sirop . . . . .		1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>			
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .		8 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>			
Cuite 2 <sup>e</sup> jet . . . . .	1 <sup>k</sup> 7					
Pertes . . . . .	9 <sup>k</sup> 2					
Total . . . . .	51 <sup>k</sup> 77	40 <sup>k</sup> 87	31 <sup>k</sup> 37	12 <sup>k</sup> 87	4 <sup>k</sup> 97	4 <sup>k</sup> 97
Rapport de l'évaporation par caisse . . . . .		8 <sup>k</sup> 22	6 <sup>k</sup> 3	2 <sup>k</sup> 59	1 <sup>k</sup>	1 <sup>k</sup>

Si nous faisons le réchauffage du jus brut par le troisième corps, nous descendons à une consommation de 50<sup>k</sup>33 de vapeur, si nous faisons la cuite deuxième jet par le premier corps, la consommation descendrait à 50 kilogrammes.

Si maintenant en gardant les mêmes chiffres, nous établissons la

dépense de vapeur avec l'évaporation sous pression à triple-effet, sans condenseur barométrique, nous aurions le tableau suivant :

## 8° TRIPLE-EFFET SOUS PRESSION

Le premier corps chauffe la moitié du jus avant évaporation.

Le deuxième corps la moitié du jus avant évaporation, la moitié des cuites de premier jet.

Le troisième corps, la diffusion, le jus brut, le jus de deuxième carbonatation, le sirop, la moitié des cuites premier jet et la cuite deuxième jet.

Diffusion . . . . .				7 <sup>k</sup> 9
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .				8 <sup>k</sup> 0
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .				5 <sup>k</sup> 5
Jus avant évaporation . . . . .		2 <sup>k</sup> 75	2 <sup>k</sup> 75	
Évaporation . . . . .	37 <sup>k</sup> 6	34 <sup>k</sup> 85	28 <sup>k</sup> 1	
Sirop . . . . .				1 <sup>k</sup> 0
Cuite 1 <sup>er</sup> jet . . . . .			4 <sup>k</sup>	4 <sup>k</sup>
Cuite 2 <sup>e</sup> jet . . . . .				1 <sup>k</sup> 7
Pertes . . . . .	9 <sup>k</sup> 0			
Total . . . . .	46 <sup>k</sup> 6	37 <sup>k</sup> 6	34 <sup>k</sup> 85	28 <sup>k</sup> 1

Nous remarquerons que dans le triple-effet sous pression, où toute la vapeur produite par le dernier corps est utilisée pour des réchauffages, la consommation de vapeur se trouve réduite au minimum de 46<sup>k</sup>6.

En possession de ces tableaux, le fabricant peut disposer ses réchauffages de la façon la plus méthodique qu'il désire ; il peut y introduire le réchauffage du jus brut par la vapeur se rendant au condenseur, peut faire bouillir ses jus par le premier corps, peut diviser encore ses chauffages qu'il peut faire successifs.

S'il n'obtient pas dans son installation les chiffres de ses calculs, il n'aura le plus souvent qu'à s'en prendre à ses réchauffeurs eux-mêmes dont la construction ou la surface ne répondent pas au travail qu'il désire leur demander.

Nous terminerons ces tableaux par le tableau des températures des différents corps des multiples-effets qui nous ont servi à établir nos calculs.

TEMPÉRATURES  $\frac{e}{S} = I$ 

Simple-effet	Double-effet	Triple-effet	Quadruple-effet	Quintuple-effet	Sextuple-effet
59	58,5	58,25	57,25	56,50	58,00
3	3	3	3	3	3
50	32,3	22	20,75	17,24	14,76
112	93,8	83,25	81,00	76,74	75,76
K = 50	0,25	0,50	1	1	2
	17,95	17	12,50	11,48	9,74
	112,00	100,75	94,50	89,22	87,50
	K = 50	0,25	0,50	0,75	1
		11	9,45	8,62	7,38
		112,00	104,45	98,59	95,88
		K = 50	0,25	0,50	0,50
			7,30	6,92	6,05
			112,00	106,01	102,43
			K = 50	0,25	0,25
				5,74	4,85
				112,00	107,53
				K = 50	0,10
					4,13
					111,76
					K = 46,93

Le D<sup>r</sup> CLAASSEN, dans la 3<sup>e</sup> édition de son traité de fabrication du sucre, répartit ainsi la consommation de vapeur de l'usine et les différents chauffages d'un quadruple-effet, pour 115 de jus à la diffusion, 125 de jus à l'évaporation, et 100 d'eau évaporée.

Diffusion . . . . .	8 <sup>k</sup> 5
Jus brut de 35 à 50° . . . . .	2 <sup>k</sup> 9
— de 50 à 85° . . . . .	6 <sup>k</sup> 7
Jus de 2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .	6 <sup>k</sup> 7
Bouillissage et jus avant évaporation . . . . .	4 <sup>k</sup> 1
Sirop . . . . .	0 <sup>k</sup> 8
Cuites 1 <sup>er</sup> et 2 <sup>e</sup> jet . . . . .	11 <sup>k</sup> 5
Jus avant évaporation dans le préévaporateur . . . . .	2 <sup>k</sup>
Pertes en vapeur vive . . . . .	2 <sup>k</sup>
Pertes par refroidissement. — Conduites 3 kgs. Appareils 3 kgs. . . . .	6 <sup>k</sup>
Pertes indéterminées . . . . .	3 <sup>k</sup>
	11 <sup>k</sup>

## QUADRUPLE-EFFET

Le préévaporateur chauffe son jus et la moitié des cuites.

Le premier corps, la diffusion, la carbonatation, le jus clair, le sirop et la moitié des cuites.

Le deuxième corps, le jus brut.

Le quatrième corps, le jus brut.

Les chauffages ainsi répartis, la consommation de vapeur est de  $61^{\text{k}5}$  pour 100 kilogrammes de betteraves, chiffre sensiblement égal à celui que nous avons trouvé, et qui est encore inférieur, si nous tenons compte de l'évaporation dans le préévaporateur.

#### § 4. — Préévaporateurs et évaporation sous pression

Nous avons vu (page 106) que si l'on veut faire des chauffages à effets multiples, la quantité de vapeur d'échappement qui primitivement était suffisante et au delà pour le triple-effet sans chauffages, ceux-ci étant faits en partie avec l'excès de vapeur d'échappement et le restant avec de la vapeur vive, devient insuffisante, et l'on est obligé de détendre dans le premier corps du triple-effet la quantité de vapeur vive supplémentaire.

D'autre part, dans une usine possédant un appareil d'évaporation quelconque, au lieu de transformer l'appareil comme il convient pour faire les chauffages, on met auprès de lui une nouvelle caisse à jus chauffée à vapeur directe, et dont on emploie la vapeur à faire les différents chauffages de l'usine, qui sont alors tous à double-effet.

Si nous prenons le travail d'une usine montée à triple-effet, comme en général avec le préévaporateur on ne chauffe que les jus de carbonatation et les sirops, divisons le travail comme suit :

Diffusion cuites et pertes. . . . .	27,6	kg. de vapeur par hectol. de jus
Evaporation (triple-effet). . . . .	33,4	— —
Chauffages des jus et sirops. . . . .	20	— —
Total . . . . .	81,0	kg. de vapeur par hectol. de jus

Avec le préévaporateur on aura :

Diffusion cuites et pertes. . . . .	27,6	kg. de vapeur par hectol. de jus
Evaporation et préévaporateur . . . . .	46,66	— —
Total . . . . .	74,26	kil. de vapeur par hectol. de jus

on gagne donc  $81 - 74,26 = 6,74$  kilogrammes de vapeur par hectolitre de jus, c'est-à-dire que l'on fait une économie de 8,3 %. Un semblable montage ne peut être envisagé que quand on doit augmenter le travail de l'usine, et qu'il faut absolument augmenter la station d'évaporation.

Il n'en serait pas de même avec le préévaporateur à multiple-effet, chacun des préévaporateurs pouvant faire un chauffage, entre autres

celui des appareils à cuire, principalement dans le cas d'augmentation de travail d'une usine où l'on n'a pas augmenté la surface des appareils à cuire. Le premier préévaporateur peut ainsi donner de la vapeur plus chaude qui travaille encore à double-effet en allant aux appareils à cuire.

Anciennement la quantité de vapeur d'échappement produite par les machines suffisait généralement à effectuer l'évaporation en triple-effet, même avec un soutirage considérable à la diffusion. Mais peu à peu les conditions ont changé; on a monté des machines très économiques, dont la consommation de vapeur est très minime, et qui, dans bien des cas, est devenue moins de la moitié de ce qu'elle était il y a vingt ans; on a réduit le nombre des moteurs en se servant de l'électricité, on a même marché avec un moteur unique. D'autre part, le travail journalier moyen des sucreries augmente continuellement, et dans chaque usine on tend à faire travailler les machines à leur maximum de puissance. Toutes ces considérations montrent que la quantité de vapeur d'échappement disponible par 100 kilogrammes de betteraves diminue de plus en plus.

Anciennement l'évaporation se faisait simplement à triple ou quadruple-effet, c'est-à-dire que l'évaporation dans la première caisse, à part un léger réchauffage pouvait être considérée comme représentant approximativement le tiers ou le quart de la quantité totale d'eau à évaporer. Mais actuellement, avec les multiples prélèvements pour chauffages effectués sur le premier corps, on est arrivé à faire la moitié et plus de l'évaporation dans le premier corps. Il s'ensuit que la quantité de vapeur à fournir au premier corps a augmenté dans les mêmes proportions, si bien que peu à peu, il faut ajouter des quantités toujours croissantes de vapeur vive pour combler le déficit, d'autant plus que la quantité de vapeur d'échappement tendra à diminuer. On a fini par ne plus faire qu'une grande partie de l'évaporation à simple-effet, tout en ayant une économie évidemment puisque les chauffages et réchauffages se trouvaient faits à double-effet. Néanmoins le bénéfice de faire le chauffage avec prélèvements se trouve en partie annihilé par l'obligation de ne plus faire toute l'évaporation à multiple-effet. Puisque de plus en plus on a une quantité croissante de vapeur vive à ajouter dans le premier corps du multiple-effet, travaillant dans le vide, il est tout naturel de faire travailler cette vapeur à simple, double ou triple-effet pour évaporer du jus avant de l'envoyer dans le premier corps de l'appareil à vide. On arrive ainsi à diviser l'appareil en deux : une première partie, double ou triple-effet marchant sous pression, et à la suite l'ancien appareil



à triple ou quadruple-effet marchant dans le vide; le premier appareil sous pression travaillant le jus le plus léger, qui est moins altérable, produisant toute la vapeur de chauffage, et le deuxième appareil finissant l'évaporation à basse température du sirop plus altérable par la chaleur. De plus en faisant cette évaporation sous pression, non plus à simple-effet, mais à double ou triple-effet, il y aura une réelle amélioration du rendement, car on pourra marcher avec des chutes de température plus faibles dans chaque caisse, et se trouver ainsi dans les mêmes conditions de marche que le restant de l'appareil dans le vide.

*Evaporation sous pression* <sup>(1)</sup>. — Il est hors de doute que l'organisation de l'évaporation dans la sucrerie de betteraves subit une évolution qui conduit très rapidement vers la suppression complète de la condensation.

On peut dire que la première étape de cette évolution, celle qui s'adresse à l'évaporation des jus est déjà franchie virtuellement, car dans presque toutes les sucreries quelque peu modernisées, la proportion de vapeur qui va au condenseur, est extrêmement faible et l'on supprimerait complètement le condenseur dans ces sucreries que l'équilibre en serait à peine affecté.

Si l'on examine les schémas de presque toutes les sucreries de betteraves nouvelles, construites ces dernières années, on voit que la proportion de vapeur allant au condenseur est descendue progressivement. Il y a quelques années, dans les sucreries déjà pourvues de pré-évaporateurs, elle était encore de 10 kilogrammes pour 100 kilogrammes de betteraves; actuellement nous connaissons plusieurs sucreries dans lesquelles elle est descendue à 4 kilogrammes et même en dessous.

La consommation de vapeur de ces sucreries a subi une diminution qui suit la même progression et tous les schémas de répartition de la vapeur aboutissent toujours à cette conclusion, que plus on se rapproche de la suppression complète de la condensation et moins on consomme de vapeur.

Karl Abraham, dans son *Traité* paru en 1904 <sup>(2)</sup>, a présenté sous une forme très claire et concise les schémas qui font bien ressortir ce fait que le maximum d'économie est obtenu par la suppression complète du condenseur, c'est-à-dire par la marche entièrement sous pression.

Ce qui a longtemps arrêté cette évolution et la gêne d'ailleurs encore

(1) Association des Chimistes de sucrerie — Juin 1911 — P. Kestner.

(2) *Die Dampfwirtschaft in der Zuckerfabrik* (Schallehn et Vollbrück) Magdebourg.

aujourd'hui, c'est la crainte de l'action des hautes températures sur le jus. Pour appliquer le principe de la concentration à effet multiple dont on ne peut pas se passer et sortir du dernier corps des vapeurs pouvant être utilisées aux chauffages et aux réchauffages, il faut nécessairement dans les premières caisses des pressions élevées et des températures élevées correspondantes.

D'un autre côté la tendance générale, en France tout au moins, est de faire du sucre blanc.

Dans les appareils qui marchent avec faible pression initiale, c'est-à-dire avec la vapeur d'échappement, on colore déjà sensiblement les jus, à plus forte raison, lorsque ces appareils marchent sous pression, la coloration étant fonction de la température.

Quoique la destruction du sucre ne suive pas nécessairement directement la coloration, elle aussi est un élément des craintes qui ont agi dans un sens défavorable à l'évolution vers la marche sous pression.

Les résultats ont démontré avec toute évidence qu'une concentration faite dans des appareils à volume de liquide minimum entre 127 et 128° produit une coloration non appréciable, alors que la concentration faite entre 115 et 60°, mais dans des appareils à grand volume de liquide, donne une forte coloration.

La condition à imposer aux appareils sera donc : marche en un passage aussi rapide que possible, sans reprise autre que celle qui peut être nécessaire pour assurer le mouillage parfait des surfaces d'évaporation, mais l'appareil qui pourra éviter toute reprise qui augmente le volume en rendement, devra toujours avoir la préférence.

L'appareil qui conviendra le mieux pour la marche sous pression est celui dans lequel le jus séjournera le moins longtemps possible. Plus on voudra élever la température, moins longtemps il faudra séjourner, c'est-à-dire plus faible devra être le volume de liquide en roulement.

Considérons la répartition de la vapeur telle qu'elle se présenterait dans des sucreries moyennes traitant par exemple 5.600 tonnes de betteraves par jour. Tous les chiffres ont été ramenés, comme généralement à 100 kilogrammes de betteraves.

Nous envisagerons deux cas principaux :

1° Celui d'une usine moderne ayant une machine unique (ou à peu près) consommant peu de vapeur vive et capable de fournir de la vapeur d'échappement à une haute contre-pression mais ne dépassant pas 1<sup>k</sup>3 ;

2° Celui d'une usine ordinaire ayant plusieurs moteurs consom-

mant une quantité plus forte de vapeur vive et ne pouvant fournir de la vapeur au-dessus de 0<sup>k</sup>8 environ de contre-pression.

*Premier cas.* — Le calcul des quantités de vapeur nécessaires aux différents prélèvements montre que la solution la plus économique est un triple-effet.

*Diffusion.* — Nous avons admis un soutirage de 115 kilogrammes (c'est-à-dire, environ 110 litres). La quantité de vapeur nécessaire est de 8<sup>k</sup>3 en prenant comme base les chiffres suivants :

Quantités de cossettes épuisées	100 kilogr.	t = 20° ch.sp.	0.9
Petites eaux. . . . .	90 —	t = 20° ch.sp.	1
Betteraves . . . . .		t = 10° ch.sp.	0.9
Eau de fusion . . . . .		t = 10° ch.sp.	1
Jus soutiré . . . . .		t = 35° ch.sp.	0.9

Le chauffage de la diffusion se ferait par calorisateur en employant les vapeurs à 102°, c'est-à-dire vapeur du troisième corps.

Cette dépense pourrait encore être diminuée en prenant des eaux chaudes pour la diffusion.

*Réchauffage du jus brut.* — Le réchauffage du jus brut s'effectuera en deux parties :

1° De 35 à 55° par les vapeurs des appareils à cuire allant au condenseur. La quantité de vapeur nécessaire est de 3<sup>k</sup>8 ;

2° De 55 à 85° par les vapeurs à 102° provenant du dernier corps. Quantité de vapeur nécessaire : 5<sup>k</sup>8.

Le réchauffage du jus brut doit se faire de 35° jusque 85°.

La quantité de vapeur ainsi nécessaire est de 9<sup>k</sup>6 à effectuer par les vapeurs à 102° provenant du troisième corps.

*Jus avant deuxième carbonatation.* — Nous supposons que pendant la carbonatation, le passage aux filtres-presses, et par suite de l'addition d'eau de lavage, la température s'abaisse à 70°. On doit donc réchauffer pour la deuxième carbonatation de 70 à 95°.

La quantité nécessaire de vapeur à 102° est de 5<sup>k</sup>2 à prendre encore sur le dernier corps.

*Bouillisseur.* — Par suite de la deuxième filtration, le jus sera refroidi à 85°. Il aura été généralement sulfité et passera dans le bouillisseur qui sera chauffé par les vapeurs à 112° provenant du deuxième corps. Pour porter le jus à la température d'ébullition 101°5 environ, il sera nécessaire de prélever 3<sup>k</sup>5 de vapeur.

*Jus avant évaporation.* — Nous comptons que les différentes dilutions ont donné 125 kilogrammes de jus pour 100 kilogrammes de betteraves. Le réchauffage serait fait en deux parties :

1° De 95 à 110° par les vapeurs du deuxième corps. Avec une installation bien effectuée le jus sortant du bouillisseur à 101°5 ne devra pas baisser à plus de 95° ;

2° De 110 à 120° par les vapeurs du premier corps.

*Chauffage des cuites.* — Nous abordons ici un point délicat du calcul, car la quantité totale de masse cuite à travailler et la quantité totale d'eau à évaporer pour ce poste diffèrent considérablement. Ces chiffres dépendent de la nature du sucre fabriqué et, pour une même sorte de fabrication, des moyens employés pour arriver au but.

Pour éviter trop de complications, nous avons supposé qu'on fabrique un sucre roux donnant en moyenne 97,5 de polarisation et que le travail est fait en deux jets.

Les cuites premier jet étant faites en rentrant de l'égout à 78 de pureté dans ces cuites (sirop vierge à 95 de pureté) de façon à avoir 89 comme pureté finale de la masse-cuite premier jet.

La masse-cuite deuxième jet étant supposée faite directement avec les égouts premier jet par les procédés ordinaires.

En considérant que le sirop vierge est surchauffé, la dépense totale de vapeur pour les cuites peut être calculée égale à 12 kilogrammes en tenant compte du temps de vidange et de nettoyage des cuites.

Nous avons supposé qu'une faible partie seulement : 2 kilogrammes serait faite par les vapeurs à 102° et que le principal travail serait effectué avec la vapeur à 112° de façon à opérer avec une vapeur par trop froide exigeant une surface considérable et une durée de chauffage trop longue.

*Répartition de l'évaporation.* — En tenant compte que le jus à l'entrée de l'évaporation a 13 Brix et qu'on doit le concentrer à 65 Brix, on a 80 % de l'évaporation à faire, soit 100 kilogrammes d'eau à évaporer pour 100 kilogrammes de betteraves.

Nous savons que déjà un nombre important d'usines n'ont pas cette quantité d'eau à évaporer, mais nous avons tenu, pour montrer que nos calculs ne sont pas seulement de pures spéculations théoriques, à ne prendre que des chiffres absolument pratiques, en ce qui concerne les quantités de produits à traiter.

Dans ces conditions, la répartition de l'évaporation devient :

1 <sup>er</sup> corps . . . . .	40,3 kg.
2 <sup>e</sup> — . . . . .	38,2 —
3 <sup>e</sup> — . . . . .	21,5 —
	<hr/>
	100,0 kg.

On voit que le travail est parfaitement équilibré.

*Quantité de vapeur d'échappement.* — Comme nous le disions plus haut, nous supposons que, dans le cas où la centralisation des machines permet d'avoir une seule machine correspondant à 1,6 cheval-heure par 100 kilogrammes de betteraves (soit 400 chevaux pour une usine de 600 tonnes), la consommation de vapeur vive serait de 18 kilogrammes par heure pour 100 kilogrammes, soit 11<sup>k</sup><sub>2</sub> par cheval donnant environ 16<sup>k</sup><sub>2</sub> de vapeur d'échappement disponible, en admettant une perte de 10 %

La vapeur fournie aux machines devrait ne pas avoir moins de 8 kilogrammes.

La dépense de vapeur vive est pour l'évaporation :

$$40,3 - 16,2 = 24,1 \text{ kg.}$$

et la dépense totale :

$$24,1 \text{ kg.} + 18 = 42,1 \text{ kg.}$$

Etant donné qu'avec cette marche on renvoie aux générateurs des eaux très chaudes, on peut compter avec du charbon à 8.000 calories une vaporisation de 9 kilogrammes par kilogramme de charbon, ce qui conduit à une dépense de charbon de 47 kilogrammes par tonne de betteraves pour une usine de 600 tonnes faisant du sucre roux <sup>(1)</sup>.

Il y a lieu d'ajouter un certain pourcentage variable suivant les usines, pour pertes par condensation, transmission, rayonnement et pour petits réchauffages divers, etc. Mais nous devons faire remarquer que nous avons déjà tenu compte dans nos calculs des pertes de température très importantes qui se produisent pendant les filtrations.

*Cas d'une usine possédant déjà la centralisation de la force motrice, mais ne pouvant faire travailler ses machines à une très haute contre-pression.* — Dans le cas où, pour une raison quelconque, on ne pourrait faire fonctionner la machine avec un échappement à 1<sup>k</sup><sub>3</sub> de contre-pression, on peut alors installer un double-effet sous pression, avec préévaporateur à simple-effet.

(1) Nous avons adopté un type de charbon à 8.000 calories, mais il est facile de modifier le résultat pour l'appliquer à des cas particuliers, connaissant la valeur calorifique du charbon employé.

Nous avons également adopté une vaporisation de 9 kilogr. d'eau par kilo de charbon brûlé. Ce résultat est parfois inférieur, mais souvent supérieur avec un charbon à 8.000 calories et avec la plupart des installations nouvelles de générateurs.

La vapeur d'échappement n'étant qu'à 119-120° au maximum.  
La répartition de l'évaporation devient alors :

Préévaporateur . . . . .	29,5
1 <sup>er</sup> corps . . . . .	43,6
2 <sup>e</sup> corps . . . . .	26,9
	<hr/>
	100,0

La dépense de vapeur est un peu plus forte et monte à 47<sup>k</sup>5 correspondant à 53 kilogrammes de charbon par tonne de betteraves.

Dans ce cas, il reste disponible sur le dernier corps une petite quantité de vapeur. Donc, par exemple, pour la fabrication du sucre blanc, où la dépense de vapeur est un peu plus forte, cette disposition s'appliquerait parfaitement.

*Deuxième cas.* — Nous supposons que l'usine possède un certain nombre de machines donnant 27 kilogrammes de vapeur d'échappement et en dépensant 30<sup>k</sup>6 soit 18 kilogrammes par cheval-heure pour 1,7 cheval de force motrice-heure pour 100 kilogrammes de betteraves.

Nous supposons également que la contre-pression ne peut dépasser 0<sup>k</sup>8 = 117°, ceci naturellement amènera à prévoir les surfaces du double-effet en conséquence.

Pour arriver à une dépense de vapeur la plus économique, il faut monter en tête du double-effet un préévaporateur à double-effet.

La répartition de l'évaporation est :

1 <sup>er</sup> préévaporateur . . . . .	18,1
2 <sup>e</sup> — . . . . .	14,9
1 <sup>er</sup> corps . . . . .	41,9
2 <sup>e</sup> corps . . . . .	25,5
	<hr/>
	100,4

et la dépense de vapeur s'élève à :

Vapeur vive . . . . .	18,1
Vapeur pour les machines . . . . .	30,6
	<hr/>
	48,7

soit 54 kilogrammes de charbon par tonne de betteraves comptée dans les mêmes conditions que précédemment.

Les avantages de la marche sous pression ne sont pas douteux. C'est la marche la plus économique et elle demande des appareils moins

importants. Elle apporte une simplification dans le schéma de la sucrerie. Elle peut utiliser dans une certaine mesure les appareils à évaporer existants, à condition que la température y soit modérée.

Mais l'avantage de cette marche n'apparaît dans toute sa force que du moment que l'on s'affranchit complètement des préoccupations qui naîtront toujours de la crainte de colorer les jus avec les appareils ordinaires.

### § 5. — Compression de la vapeur

Nous ne pouvons pas quitter notre sujet sans parler du système construit par l'ingénieur émérite PICCARD de Genève, pour évaporer les eaux des salines, et de son essai d'application du même système à la sucrerie, en collaboration avec WEIBEL.

Le principe du système PICCARD est celui-ci.

Lorsque dans une chaudière close munie d'une surface de chauffe tubulaire ou autre, comme par exemple une chaudière à cuire ordinaire, on fait de l'évaporation, la vapeur de chauffage arrive à une certaine pression, se condense, et sort à l'état d'eau à une température déterminée.

D'un autre côté le liquide en évaporation se trouve, grâce au vide, à une température plus basse que celle de la vapeur de chauffage, et la différence de température entre la vapeur chauffant et le liquide chauffé représente la chute de chaleur qui fait bouillir ce liquide.

Le liquide évaporé abandonne sa vapeur au condenseur à une température correspondant au vide obtenu dans l'appareil.

Si par exemple nous agissons sur de l'eau pure, en supposant la vapeur de chauffage à  $112^{\circ}$ , l'eau bouillant à  $60^{\circ}$  dans la chaudière, et la vapeur émise également à  $60^{\circ}$ , 1 kilogramme de vapeur de chauffage possédera une quantité de calories que nous avons vu être égal à :

$$\lambda = L + U + A\mu$$

L est la quantité de calories nécessaire pour porter l'eau à l'état de vapeur,  $(U + A\mu)$  est la chaleur latente de la vapeur.

Prenons les nombres simplifiés représentant ces deux valeurs.

Pour évaporer l'eau dans le générateur qui a donné la vapeur à  $112$ , il a fallu d'abord réchauffer cette eau à  $112$ , soit  $L=112$  calories, et lui fournir en chaleur latente 528 calories. La vapeur de chauffage contient donc

$$\lambda = 112 + 528 = 640 \text{ calories.}$$

Cette vapeur se condense. Elle transmet donc au liquide chauffé toutes ses calories latentes, 528, et l'eau condensée restant sous la même pression que la vapeur s'écoule à 112°.

D'autre part l'eau chauffée se vaporise. La vapeur formée à 60° contient

$$\lambda = 60 + 564 = 624 \text{ calories.}$$

En supposant que l'eau arrive chaude dans l'appareil, les 528 calories abandonnées par la vapeur se sont transmises intégralement à l'eau chauffée qui demandait 564 calories pour se transformer en vapeur. 1 kilogramme de vapeur à 112° a donc produit  $\frac{528}{564} = 0^{\text{r}}93$  de nouvelle vapeur à 60°.

D'ailleurs la perte totale de calories dans cette transformation est de  $640 - 624 = 16^{\circ}$ , tandis que la chute de température qui fait bouillir le liquide est de  $112 - 60 = 52^{\circ}$ .

Si l'on pouvait reprendre cette vapeur à 60° contenant 624 calories et lui rendre les 16 calories perdues pour la reporter à 640, cette même vapeur pourrait servir à revaporiser encore  $0^{\text{r}}93$  d'eau dans le même appareil et dans les mêmes conditions, et la chose semble facile étant donné le petit écart de  $16^{\circ}$  entre les chaleurs totales contenues dans ces vapeurs. De la sorte la vapeur à 60° redeviendrait de la vapeur à 112, ou, en atmosphère, la vapeur passerait de 0,2 atmosphère à 1,5, pression primitive.

On voit de suite, d'après ces derniers mots, qu'il suffit de comprimer la vapeur de 0,2 à 1,5 pour arriver à ce résultat. C'est ce qu'a fait PICCARD.

Mais la compression va-t-elle bien rendre ces calories à la vapeur ? La théorie mécanique de la vapeur nous répond affirmativement. Lorsqu'on comprime de la vapeur saturée sans qu'il y ait de refroidissement, la pression augmente en même temps que la température. Il y a même *surchauffe* légère, car la température de la vapeur après compression est plus élevée que celle qui est indiquée par les tables comme correspondant à la pression obtenue.

Donc si l'on prend la vapeur à 60° formée sur l'eau, qu'on la comprime à 112°, on peut la réintégrer dans l'appareil de chauffage pour obtenir une nouvelle quantité de vapeur, et cela indéfiniment.

Remarquons que l'eau condensée est à 112°, que si on la fait passer à travers un appareil refroidisseur, et que si le liquide qui produit le refroidissement est le même qui va être évaporé, ce liquide peut être porté à une température supérieure à 60°, de telle sorte qu'en entrant



dans l'appareil il abandonne à l'état de vapeur toutes les calories qu'il possède en plus de  $60^{\circ}$ . Comme la différence des chaleurs latentes des deux vapeurs est  $564 - 528 = 36$ , il suffit que l'eau ait  $96^{\circ}$  pour parfaire cette différence.

Donc, avec cette disposition, on peut dire que 1 kilogramme de vapeur comprimée peut vaporiser 1 kilogramme d'eau sans perte, la surchauffe de la vapeur au moment de la compression étant suffisante dans un appareil bien construit, pour couvrir le refroidissement par radiations.

Nous voici donc en présence d'un cycle parfait, la vapeur de chauffage abandonnant toutes ses calories pour produire la même quantité de vapeur qui sera comprimée pour redevenir vapeur de chauffage.

Il suffit donc pour obtenir une évaporation indéfinie, *sans source de chaleur extérieure*, c'est-à-dire sans brûler de combustible, de disposer d'une force motrice suffisante pour exécuter la compression de la vapeur. Dans ces conditions on aurait l'évaporation d'une quantité indéfinie de liquide ne coûtant que la force motrice. Et si cette force motrice est naturelle, comme une chute d'eau, l'évaporation est complètement gratuite.

WEIBEL a voulu appliquer la compression aux appareils de sucrerie. et, en collaboration avec PICCARD ils ont imaginé un dispositif, sous le nom de WEIBEL-PICCARD conjugant le triple-effet avec la pompe à compression *mue par la vapeur*.

Les retours de la machine à vapeur étaient employés à faire bouillir le triple-effet, tandis que la pompe reprenait une partie de la vapeur du jus pour faire l'évaporation d'une autre quantité de liquide dans un appareil spécial. Ils ont essayé aussi de prendre la vapeur sur le premier corps pour la comprimer en bas de ce même premier corps afin de faire le complément de vapeur nécessaire à l'évaporation d'une grande quantité de jus.

Ces essais n'ont pas eu de suite, sans doute parce que les inventeurs n'ont pas tenu assez compte de la grande quantité de vapeur dont disposait l'usine pour faire bouillir le triple-effet et que leur pompe de compression donnait un excès de vapeur que l'on perdait sur le toit, en sorte que toute l'économie du système était neutralisée par les conditions du travail en sucrerie.

RILLIEUX a été plus heureux avec la compression. En effet, à la sucrerie de KAHARLIKE en Russie, se trouvait un compresseur sans emploi. LEXA l'a employé à reprendre une partie de la vapeur du deuxième ou du troisième corps du quadruple-effet pour la comprimer et faire le chauffage des jus dans des réchauffeurs pour lesquels on

aurait dû employer la vapeur du premier corps, d'où économie réelle de combustible. Mais dans ce cas la quantité de vapeur comprimée était assez faible pour que l'échappement de la machine ne soit pas en excès sur la vapeur nécessaire au chauffage de l'appareil. Enfin on disposait du compresseur, on n'a pas dû l'acheter; sans quoi le prix d'une telle machine n'aurait pas couvert l'économie qu'elle a rapportée.

Nous avons parlé du système PICCARD, parce qu'il est plein d'enseignements pour le cas où se présenterait la construction d'une usine au bord d'une chute d'eau considérable.

Il est évident en effet, qu'avec une force motrice gratuite, une sucrerie doit pouvoir se passer d'une grande partie de ses générateurs. Il suffirait pour cela d'établir des compresseurs qui mettraient sous pression la vapeur qui se perd dans les condenseurs, et qui est actuellement absolument perdue. Une usine arrangée dans ces conditions brûlerait 45 kilogrammes de charbon au lieu de 80 et 100 que consomment nos bonnes usines actuelles, soit 20 à 25 % de moins qu'avec le sextuple-effet le mieux agencé !

Quelle force motrice faudra-t-il pour une sucrerie de 4.000 hectolitres, ou 300.000 kilogrammes de betteraves ? Cela variera complètement avec le montage adopté.

A Salins-du-Salat on emploie 100 chevaux pour comprimer 25.000 kilogrammes de vapeur par 24 heures. Donc dans notre usine on aurait besoin de 700 chevaux, encore que ce chiffre nous paraisse élevé, car le calcul thermo-dynamique nous donne beaucoup moins. Nous pourrions d'ailleurs en modifiant le montage descendre à 500 chevaux. On voit que le problème n'est pas irréalisable et donnerait de sérieux bénéfices.

*Chaleur dégagée par la compression ou absorbée par la détente des fluides gazeux.* — D'après la loi de MARIOTTE, on a :

$$p v = p_0 v_0, \quad (1)$$

$p_0$  et  $v_0$  étant le poids et le volume du gaz comprimé primitif. Si l'on introduit dans la formule le coefficient de dilatation du gaz  $\alpha = \frac{1}{a}$   $a$  étant variable suivant que l'on s'occupe d'un gaz proprement dit ou d'une vapeur, on en tire l'équation fondamentale

$$p v = \frac{p_0 v_0}{a} (a + t). \quad (2)$$

$\frac{P_0 v_0}{a}$  est une constante spécifique pour chaque gaz et s'exprime généralement par la lettre R, et l'on a  $R = \frac{P_0 v_0}{a}$ .

Pour les gaz proprement dits  $a = 273$  et  $R = 29,27$ .

Pour la vapeur d'eau  $a = 250$  et  $R = 46,6$ .

Cette formule permet de calculer le travail de la détente et de la compression du gaz et de la vapeur d'eau surchauffée qui reste gazeuse dans ces différentes opérations.

Pour le gaz, si l'on fait dans la formule  $t = -273$ ,  $p$  étant une valeur finie, on trouve  $v = 0$ .

La température  $-273$  est le zéro absolu, température à laquelle le volume des gaz est égal lui-même à zéro, si la loi de dilatation peut s'appliquer jusqu'à cette limite.

On tire de ces formules que la quantité de chaleur relative à la détente et à la compression des gaz est :

$$Q = A p_0 v_0 \log. \text{hyp.} \frac{v}{v_0} \quad (3)$$

et que le travail nécessité dans ce cas est :

$$T = p_0 v_0 \log. \text{hyp.} \frac{v}{v_0} \quad (4)$$

Lorsque la détente ou la compression se font sans soustraction ni addition de chaleur par influences extérieures, ce que l'on appelle suivant une *ligne adiabatique*, la loi s'exprime par l'équation :

$$p v^k = p_0 v_0^k \quad (5)$$

Pour les gaz  $k = 1,410$  (pour simplifier on prend seulement 1,4)

Pour les vapeurs d'après ZEUNER  $k = 1,333 = \frac{4}{3}$ , nombre qui est commode à appliquer dans la pratique, comme on le verra plus loin.

De ces équations (2 et 5) on déduit :

$$\frac{p v}{p_0 v_0} = \left(\frac{v_0}{v}\right)^{k-1} \frac{a+t}{a+t_0} = \left(\frac{v_0}{v}\right)^{k-1} \frac{a+t}{a+t_0} = \left(\frac{p}{p_0}\right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (6)$$

dans laquelle  $p v = R (a+t)$  (2)

équations qui permettent de résoudre tous les problèmes de détente et de compression des gaz, et de calculer les températures obtenues par détente et compression.

Pour l'air, la capacité calorifique en poids à volume constant étant  $c = 0,16847$ , le travail s'exprime par l'équation simple de ZEUNER :

$$T = \frac{C}{A} (t_0 - t) \text{ ou } T = \frac{C(a+t_0)}{A} \left( 1 + \frac{a+t}{a+t_0} \right). \quad (7)$$

Cette formule est plus facile à appliquer que l'équation (4).

La quantité de chaleur employée pour ce travail est donc  $AT$ , remplaçant avantageusement la formule (3).

Pour la vapeur, en prenant  $K = \frac{4}{3}$ , on tire de l'équation (5) :

$$p = p_0 \left( \frac{v_0}{v} \right)^{\frac{4}{3}} v = v_0 \left( \frac{p_0}{p} \right)^{\frac{3}{4}} \frac{v}{v_0} = \left( \frac{t_0}{t} \right)^3 \frac{p}{p_0} = \left( \frac{t}{t_0} \right)^4. \quad (8)$$

Des deux dernières, on tire enfin :

$$t = t_0 \left( \frac{p}{p_0} \right)^{\frac{1}{4}} t = t_0 \left( \frac{v_0}{v} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (9)$$

Ces deux équations (9) permettent de calculer la température obtenue par la compression ou la détente de la vapeur surchauffée, en fonction de sa pression et de son volume.

$p$  est exprimé en kilogrammes par mètre carré :

$$(p \text{ à } 1 \text{ atm.} = 10,333 \text{ kil.}).$$

$v$  est exprimé en mètres cubes (d'après les tables de ZEUNER pour la vapeur).

Le travail développé pour la détente ou la compression de la vapeur surchauffée devient :

$$T = 3 (pv - p_0 v_0). \quad (10)$$

$pv$  se calculant au moyen de l'équation (3) qui est pour la vapeur

$$pv = 46,6 (250 + t).$$

Les équations (6) (7) (8) (9) (10) très simples permettent donc de résoudre tous les problèmes de détente et de compression des gaz et des vapeurs surchauffées jusqu'à leur point de saturation. Si l'on dépasse par la détente le point de saturation, il se précipite de l'eau, et l'on rentre dans le cas de la détente ordinaire qui s'exprime pour la vapeur d'eau par la formule de POCHE :

$$x = 0,50 + \frac{(x_0 - 0,50)}{(147 + t_0)} (147 + t). \quad (11)$$

$x_0$ ,  $t_0$ ,  $t$  sont donnés par les tables de ZEUNER,  $x_0$  est le poids de vapeur primitif à la température  $t_0$  pour 1 kilogramme de mélange et  $x$  le poids de vapeur finale à la température  $t$ . La différence  $(x_0-x)$  est l'eau condensée.

Si l'on comprime la vapeur en présence d'une certaine quantité d'eau, l'élévation de température due à la compression vaporise cette eau totalement ou partiellement suivant son importance. Pour savoir la quantité d'eau vaporisée pendant la compression, on se sert de la même formule (11) dans laquelle on fait  $x_0$  la quantité de vapeur finale à la température  $t_0$ , et  $x$  la quantité de vapeur initiale.

Si l'on applique la formule (11) en faisant  $x_0 = 100$  par exemple,  $(100-x)$  est la quantité d'eau vaporisée pendant la compression.

Le travail effectué par la détente ou nécessité par la compression est égal au produit de la différence des chaleurs internes initiales et finales par  $E = 424$ . Il est donné par la formule suivante en employant la notation des tables de ZEUNER :

$$x = 424 (q_0 - q) + (\rho_0 x_0 - \rho x). \quad (12)$$

Dans cette formule on prendra  $q_0$ ,  $x_0$  et  $\rho_0$  pour la vapeur primitive si on l'applique à la détente, et pour la valeur finale si l'on a affaire à la compression, car dans le travail de détente  $x_0$  est  $> x$  puisqu'il y a condensation et dans la compression  $x_0$  est  $< x$  puisqu'il y a vaporisation.

Pendant la compression de la vapeur en présence de l'eau, la température est celle de la vapeur saturée tant qu'il y a de l'eau en présence. Mais aussitôt que toute l'eau est vaporisée, la température est celle découlant de la loi de MARIOTTE. En appliquant les formules ci-dessus, on calcule facilement la quantité d'eau que doit contenir une vapeur pour que, dans les limites du travail, la vapeur finale soit toujours saturée et non surchauffée, les températures au commencement et à la fin de l'opération  $t_0$  et  $t$  étant déterminées d'avance.

On peut ainsi, connaissant l'état hygrométrique de la vapeur  $(x-x_0)$  déterminer la température maximum de compression pour arriver à l'état de saturation.

Ces déterminations sont nécessaires pour savoir à quel moment du travail on devra appliquer la loi des vapeurs saturées ou la loi de MARIOTTE.

### § 6. — Etude sur les compresseurs de vapeur

La vapeur qui sort des générateurs de vapeur, quels qu'ils soient, chaudières à vapeur ou appareils d'évaporation est toujours de la

vapeur saturée humide. La compression de ces vapeurs ne peut donc pas être assimilée à celle de la vapeur sèche.

Quand on comprime de la vapeur sèche, aussitôt que la compression commence, la vapeur se surchauffe. On peut donc être en droit, dans ce cas, de l'assimiler à un gaz, et de suivre, pour son étude, la loi de la compression des gaz parfaits, c'est-à-dire la loi de MARIOTTE. Mais avec de la vapeur humide, il en est autrement. L'eau en suspension dans la vapeur se vaporise partiellement aussitôt que la compression commence, et cette vaporisation s'étend jusqu'à disparition complète de l'humidité de la vapeur. A ce moment seulement la surchauffe commence, et la loi de MARIOTTE est applicable. Dans le calcul de la compression, on doit donc traiter les vapeurs humides suivant les formules inverses de celles de la détente, puis appliquer la loi de MARIOTTE aussitôt que l'humidité a disparu. Il faut donc d'abord connaître le degré hygrométrique de la vapeur. Nous verrons par la suite comment on peut envisager la chose dans la pratique usuelle.

*Vapeur sèche.* — Reprenons, pour mieux nous expliquer, nos formules précédentes. La loi de MARIOTTE est définie par la formule

$$pv = p_0 v_0 \quad (1)$$

(toutes les valeurs  $p_0$ ,  $v_0$ ,  $x_0$ , etc. représentent l'état de la vapeur initiale, tandis que  $p$ ,  $v$ ,  $x$  etc., se rapportent aux vapeurs à la fin de l'opération).

On écrit encore la formule (1) ainsi :

$$pv = R (a + t). \quad (2)$$

$p$  et  $v$  étant la pression et le volume de la vapeur considérée à la température  $t$ ,  $a$  est l'inverse du coefficient de dilatation et  $R$  un coefficient spécial à chaque gaz considéré, et égal à  $\frac{P_0 v_0}{a}$ ,  $p_0$  et  $v_0$  étant les pressions et volumes à  $0^\circ$ . De sorte que la loi de MARIOTTE s'applique sur les vapeurs surchauffées en se servant de la formule

$$pv = 46,6 (250 + t). \quad (3)$$

Lorsqu'un gaz ou une vapeur surchauffée est comprimé ou se détend sans addition ni soustraction de chaleur, la loi des pressions et volumes s'exprime par

$$pv^k = p_0 v_0^k, \quad (4)$$

dans laquelle  $k$  est constante et égale à 1,41 pour les gaz.

Pour la vapeur surchauffée  $k = 1,333$  (ZEUNER) ou  $1,294$  (POCHET). La différence est faible entre ces deux chiffres. Le chiffre de ZEUNER a l'avantage de pouvoir s'écrire sous la forme d'une fraction ordinaire car

$$1,333 = \frac{4}{3} \left( k = \frac{4}{3}, k - 1 = \frac{1}{3}, \frac{k-1}{k} = \frac{1}{4}, \frac{k}{k-1} = 1, \frac{1}{k} = \frac{3}{4} \frac{1}{k-1} = 3 \right).$$

Nous prendrons donc de préférence  $k = \frac{4}{3}$  pour la facilité des calculs.

De (4) on tire :

$$p = p_0 \left( \frac{v_0}{v} \right)^{\frac{4}{3}}, \quad (5)$$

qui nous permettra de calculer  $p$  connaissant  $v$ . On en tire aussi l'égalité suivante permettant de calculer  $v$  en fonction de  $v_0$  :

$$v = v_0 \left( \frac{p_0}{p} \right)^{\frac{3}{4}}. \quad (6)$$

De la même équation combinée avec l'équation (2), on tire :

$$\frac{v}{v_0} = \left( \frac{t_0}{t} \right)^3, \quad (7)$$

qui permet de calculer  $v$  en fonction de la température et

$$\frac{p}{p_0} = \left( \frac{t}{t_0} \right)^4, \quad (8)$$

qui donne de même la valeur de  $P$ .

Reste à évaluer la chaleur interne qui joue un grand rôle dans les calculs. ZEUNER dit que la *chaleur de la vapeur*, indiquant la quantité de chaleur que 1 kilogramme de vapeur contient de plus que 1 kilogramme d'eau prise à  $0^\circ$ , cette chaleur  $I$  peut s'écrire :

$$I = I_0 + \frac{1}{k-1} A p v.$$

$I_0$  n'est autre que la chaleur spécifique de l'eau à  $0^\circ = 476,11$ . Donc

$$I = 476,11 + \frac{3}{424} p v. \quad (9)$$

Connaissant  $I$ , on calcule le travail obtenu en passant par compression de  $v_1$  à  $v_2$  en faisant la différence entre

$$I_1 = 476,11 + \frac{3}{424} p_1 v_1,$$

et

$$I_2 = 476,11 + \frac{3}{424} p_2 v_2,$$

différence qui donne les calories obtenues pendant la compression.

En multipliant cette différence par 424 on a en kilogrammètres le travail dû à la compression :

$$T = (I_2 - I_1) \times 424. \quad (10)$$

En faisant la différence T et en simplifiant, on trouve

$$T = 3 (p_2 v_2 - p_1 v_1). \quad (11)$$

Il faut ajouter à cela le travail dû à la contre-pression du piston qui d'un côté refoule, et de l'autre côté aspire (en effet quand le piston a produit la pression  $p^2$  entre sa face et celle du fond, il doit continuer sa course à fond, soulever le clapet et refouler la vapeur dans le ballon, sous la pression  $p^2$  diminuée de la pression  $p^1$  qui est sur l'autre face) et qui donne encore un travail de la forme  $T = p^2 v^2 - p^1 v^1$ .

Si on ajoute le travail contraire du piston, on a en définitive :

$$T = 4 (p_2 v_2 - p_1 v_1). \quad (12)$$

Ce sont toutes ces formules qui permettent de calculer toutes les phases du travail de la vapeur surchauffée.

Ajoutons que lorsqu'on connaît le volume spécifique d'une vapeur surchauffée, on en a le poids spécifique en prenant l'inverse de ce volume

$$\gamma = \frac{1}{v}. \quad (13)$$

Les tables donnant les volumes spécifiques aux diverses températures, on a donc immédiatement le poids spécifique de cette vapeur qui permettra de calculer plus tard les poids des différents volumes de vapeur que l'on aura à comprimer.

*Vapeur humide.* — Lorsque l'on comprime une vapeur humide, ou que cette vapeur se détend, c'est suivant une loi exprimée par la formule

$$mx + n = m_0 x_0 + n_0, \quad (14)$$

dans laquelle  $m = \frac{r}{t}$ ,  $r$  étant la chaleur de vaporisation, ou  $(\rho + \text{Apu})$



ou chaleur latente de REGNAULT, et  $n$  l'intégrale de 0 à  $t$  de  $\frac{ldt}{T}$  dont la valeur est :

$$n = 1.05616 \log \text{nep } T - 0,0002057 t + 0,00000045 t'.$$

POCHET a mis cette équation sous une forme qui permet les calculs faciles, et l'équation (14) devient pour la détente

$$x = 0,50 + \frac{(x_0 - 0,50)}{147 + t_0} (147 + t) \quad (15)$$

et la quantité d'eau condensée  $x_0 - x$ .

Dans cette formule  $x_0$  est le poids de vapeur pour 1 kilogramme de mélange initial et  $x$  le poids de vapeur pour 1 kilogramme de mélange final. Dans la détente  $x_0$  est  $> x$  puisqu'il y a condensation, et dans la compression  $x_0$  est  $< x$  puisqu'il y a vaporisation. Par conséquent pour la compression la formule devient

$$x_0 = 0,50 + \frac{(x - 0,50)}{(147 + t)} (147 + t_0). \quad (15 \text{ bis})$$

D'ailleurs on voit que si l'on applique la formule (15) à une vapeur qui se détend, et que l'on substitue les chiffres obtenus dans la formule (15 bis), le calcul redonne les chiffres initiaux. Cette formule est donc bien réversible et convient à tous les cas. Pour la compression, l'eau vaporisée est donc  $x_0 - x$ .

En appliquant la formule à la compression, on voit facilement quelle est la quantité d'eau que doit contenir une vapeur pour que dans les limites du travail la vapeur finale soit toujours saturée et non surchauffée, les températures au commencement et à la fin de l'opération,  $t_0$  et  $t$  étant déterminées d'avance

On peut ainsi, connaissant l'état hygrométrique de la vapeur,  $x - x_0$ , déterminer la température maximum de compression pour arriver à l'état de saturation.

Si l'on continue la compression au delà de ce point, la surchauffe commence, et à partir de ce moment, on doit appliquer les lois de MARIOTTE.

Il est donc indispensable, pour résoudre le problème de la compression, de connaître l'eau contenue dans la vapeur.

Le calcul du travail afférent à la détente ou à la compression se fait comme précédemment en faisant la différence des chaleurs internes et la multipliant par 424.

Dans la détente, la chaleur interne finale ( $I_0 - I$ ) produit donc du travail. Dans la compression, c'est le contraire, et ( $I - I_0$ ) consomme du travail. On aura donc dans les deux cas l'expression du travail fourni ou dépensé.

Pour la détente  $T = 424 (I_0 - I)$ .

Pour la compression  $T = 424 (I - I_0)$ .

Pour la vapeur humide  $I = L + (r - Apu)$  que ZEUNER écrit  $(q + \rho x)$ .

Cette valeur correspond à 1 kilogramme de vapeur humide, ( $1 - x$ ) étant le poids de liquide contenu dans la vapeur.

Dès lors la formule du travail pour la détente devient

$$T = 424 [(q_0 - q) + (\rho_0 x_0 - \rho x)]$$

ou

$$T = 424 [(L_0 - L) + (r_0 - Ap_0 u_0) x_0 - (r - Apu)x] \quad (16)$$

tandis que pour la compression, on a

$$T = 424 [(q - q_0) + (\rho x - \rho_0 x_0)]$$

ou

$$T = 424 [(L - L_0) + (r - Apu)x - (r_0 - Ap_0 u_0)x_0] \quad (16^{bis})$$

*Applications des formules précédentes.* — Nous voulons comprimer la vapeur du dernier corps d'évaporation et la renvoyer dans le ballon. Il est nécessaire que la pression sous laquelle on comprime la vapeur soit celle du ballon, soit une demi-atmosphère effective ou 1,5 absolu.

Si la vapeur contient une grande quantité d'eau suffisante, sa température à 1,5 sera de 112° comme dans le ballon. Si cette vapeur est sèche, elle se surchauffera, et sa température sera beaucoup plus élevée, ce qu'il faut éviter, car la vapeur surchauffée ne convient pas aux appareils d'évaporation, nous l'avons démontré à ce chapitre.

Calculons d'abord la quantité d'eau que doit contenir la vapeur pour que, comprimée, elle n'ait pas de surchauffe. Si  $x$  est la quantité de vapeur finale, et que nous l'égalions à 100, quelle sera la quantité  $x_0$  au début,  $x$  étant à 112° et  $x_0$  à 66°5?

Appliquant l'équation (15 bis), on a

$$x_0 = 0,50 + \frac{100 - 0,5}{147 + 112} (147 + 66,5) = 81,48.$$

Donc le poids final étant 100, la quantité d'eau contenue dans la vapeur initiale est

$$100 - 81,48 = 18,52.$$

Ainsi dans ce cas, toutes les fois que la vapeur contiendra 18,52 d'eau au moins, il n'y aura pas surchauffe. D'ailleurs cette quantité de 18 à 20 % d'eau entraînée par l'évaporation se rencontre généralement, et par conséquent il est probable que l'application de la compression à cette vapeur ne donnera presque jamais de surchauffe.

La vapeur comprimée à 112° est une vapeur sèche (formule 9)

$$I = 476,11 + \frac{3}{424} p v \quad p v = 46,6 (250 + 112).$$

$$I = 476,11 + \frac{3 \times 46,6}{424} (250 + 112) = 595,39.$$

La vapeur à 66° est une vapeur humide

$$I = q + p x = 66 + 524,7 \times 0,8148 = 493,63.$$

$$T = (595,39 - 493,63) 424 = 101,76 \times 424 = 43,146 \text{ kgm.}$$

$$\frac{43,146}{75} = 575,2 \text{ chevaux.}$$

A 75 % de rendement il faut 767 chevaux et à 90 % de rendement il faut 640 chevaux.

$$t_1 = 66^{\circ}5 \quad T_1 = 66,5 + 273 = 339^{\circ}5.$$

$$P_1 = 2719,23 \text{ kilog. par mètre carré.}$$

$$V_1 = 5,8481 \text{ mètres cubes, d'après la table (ce volume peut aussi se calculer par la formule } P_1 V_1 = B T_1 - C P \frac{1}{4} \text{ B} = 50933 \text{ et } C = 192,50 = \text{constantes).}$$

$$t_2 = x \quad T_2 = x + 273.$$

$$P_2 = 10,333 \times 1,5 = 15499,5.$$

$$V_2 = V_1 \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{3}{4}} \text{ (d'après la formule 6) } = 1,585298 \text{ mètres cubes.}$$

On a donc :

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{4}} \text{ ou } = T_1 \left( \frac{V_1}{V_2} \right)^{\frac{1}{3}} \text{ (d'après formules 7 et 8) } = 524,595$$

$$\text{et } t_2 = 524,595 - 273 = 251^{\circ}59.$$

Ainsi, dans ces conditions, la vapeur serait surchauffée à 251°. Elle arriverait donc à 251° dans le ballon où la température n'est que

112°, soit une différence de 251 — 112 = 139°. Ces 139° seront employés à vaporiser une certaine quantité de l'eau du ballon  $\frac{138}{528} = 0,263$ . Il y aurait donc vaporisation de 0,263 d'eau du ballon par kilogramme de vapeur surchauffée envoyée à ce ballon. Les calories ainsi produites ne seraient pas en pure perte et pourraient être utilisées autrement.

Le travail nécessité par cette compression est donné par l'équation (12) dans laquelle on prend pour  $p_1v_1$  et  $p_2v_2$  les valeurs données par l'équation (3) et l'on trouve

$$T = 4 (p_2v_2 - p_1v_1). \quad (12)$$

$$p_1v_1 = 46,6 (250 + 66,5) \quad p_2v_2 = 46,6 (250 + 251).$$

$T = 4 \times 46,6 (251 - 66,5) = 34390,8$  kilogrammètres soit 458,3 chevaux,  
ou avec 75 0/0 de rendement à la machine 610 chevaux,  
et avec 90 0/0 de rendement à la machine 509 chevaux 5.

Il vaut donc mieux surchauffer la vapeur en la comprimant et utiliser l'excès des calories puisque l'on a moins de dépense de force.

Voyons quelle serait l'économie pratique de la compression, et prenons comme exemple un quadruple-effet avec chauffages travaillant les jus d'une fabrique écrasant 400.000 kilogrammes de betteraves par vingt-quatre heures, soit 6.000 hectolitres de jus ou 7 litres par seconde.

La consommation de vapeur se répartit comme suit :

	Vapeur vive	1 <sup>er</sup> corps	2 <sup>e</sup> corps	3 <sup>e</sup> corps	4 <sup>e</sup> corps
Diffusion. . . . .	—	7,9	7,9	—	—
1 <sup>re</sup> carbonatation . . . . .	—	8,1	8,1	—	—
2 <sup>e</sup> carbonatation . . . . .	—	5,5	—	—	—
Appareils . . . . .	—	5,5	—	—	—
Evaporation . . . . .	42	—	—	—	—
Sirop . . . . .	—	1	—	—	—
Cuite . . . . .	9,7	28	16	—	—
Turbinage et pertes par radiation, etc . . . . .	10	14	14	—	—
Soit par hect. de jus de diffusion.	61,7	42	30	14	14

En quadruple-effet, la vapeur dépensée par une seconde est donc :

Evaporation et cuites. . . . .	$50 \times 0,07 = 3,50$
Divers. . . . .	$10 \times 0,07 = 0,70$
	<u>4,20</u>

Dernier corps . . . . .	13 × 0,07 = 0,91
Cuites . . . . .	9,7 × 0,07 = 0,68
	<u>1,59</u>

Or, la quantité de vapeur pour l'évaporation est la suivante :

Evaporation . . . . .	42 × 0,07 = 2,94
Dernier corps . . . . .	14 × 0,07 = 0,98
	<u>1,96</u>

et la vapeur pour le compresseur  $(0,98 + 0,68) \times 0,658 = 1,09$ .

Donc la dépense de vapeur en employant la compression serait de :

Evaporation . . . . .	1,96
Compresseur . . . . .	1,09
Divers . . . . .	0,70
	<u>3,75 par seconde.</u>

et l'économie  $4,20 - 3,75 = 0^k45$  soit 10,7 % et la dépense de charbon de  $3,75 : 0,07 = 53^k6$  de charbon. Il faudra un moteur de  $(0,98 + 0,68) \times 470 = 780$  chevaux. L'économie totale sera donc de  $80 - 62 = 18$  kilogrammes de vapeur =  $1^k8$  de charbon et par jour  $1,8 \times 6.000$  hectolitres = 10.800 kilogrammes. Pour quatre-vingts jours de fabrication  $10,80 \times 80 = 864$  tonnes de charbon.

Nous avons vu que le travail nécessité par la compression de 1 kilogramme de vapeur était de 34.400 kilogrammètres, soit 500 chevaux.

Un moteur à gaz pauvre dépense 500 grammes de charbon par cheval-heure, 1 kilogramme de charbon faisant  $9^k5$  de vapeur dans un générateur,  $0^k5$  de charbon ferait  $4^k75$  de vapeur ou  $4,75 : 3.600 = 1$  gr. 3 de vapeur par cheval-seconde.

Donc, si 1 kilogramme demande 500 chevaux, avec un moteur à gaz, la consommation de vapeur serait de  $5 \times 1,3 = 0^k65$  de vapeur, soit une dépense en moins de  $0^k35$  qu'avec le moteur à vapeur, soit 35 % d'économie.

*Procédés Prache et Bouillon.* — PRACHE et BOUILLON ont depuis repris cette idée.

Primitivement, ils préconisaient l'emploi d'une caisse unique, ce qui est donc de l'évaporation à simple-effet. La chambre de chauffe qui est à tubes verticaux ne présente rien de particulier, mais la disposition intérieure est telle que l'évaporation est méthodique, c'est-à-dire que les jus sont séparés en plusieurs compartiments suivant leur

concentration, les jus faibles ne se mélangeant pas avec les jus denses. Les vapeurs provenant de l'ébullition du jus sont reprises par un compresseur rotatif système SAUTTER-HARLÉ, qui les comprime et les refoule dans la chambre de chauffe, en même temps que les vapeurs de retour des machines qui n'ont pas trouvé leur emploi ailleurs.

L'évaporation serait alors réduite à sa plus simple expression. De plus, le jus étant toujours à une température voisine de 100° (réglable à volonté) il n'y aurait plus à craindre d'altérations comme celles que l'on rencontre dans les dernières caisses d'un multiple-effet; ces altérations seraient d'ailleurs réduites par le faible volume de jus en ébullition; le coefficient de transmission étant beaucoup plus élevé dans une seule caisse que dans un multiple-effet, il faudrait beaucoup moins de surface de chauffe pour un même volume à évaporer, l'évaporation par mètre carré devenant illimitée puisqu'en augmentant la compression, on augmente dans la même proportion le rendement de l'appareil.

Il ne faut cependant pas oublier que, dans le cas d'une caisse unique, la vapeur nécessaire pour le réchauffage et la cuite devra toujours être prise aux générateurs, soit comme vapeur directe, soit comme vapeur de retour, et dans le système PRACHE et BOUILLON tel qu'il fut primitivement établi, cette vapeur ne peut être employée qu'à simple-effet avant son utilisation ultérieure, au contraire des procédés d'évaporation que nous préconisons où toute la vapeur est utilisée à multiple-effet, avant d'être employée aux réchauffages et à la cuite.

Les auteurs de ce procédé l'ont alors par la suite appliqué aux appareils à effets multiples, appliquant la thermo-compression au premier corps seulement.

Nous ne pouvons mieux faire que de les citer eux-mêmes (Sucrerie belge, 15 juillet 1908) :

« Si nous appliquons notre thermo-compresseur sur le premier corps d'un appareil d'évaporation existant, sans changer les conditions de fonctionnement de ce corps, l'utilisation du travail de détente dans le thermo-compresseur permet de tripler le poids d'eau évaporée normalement au premier corps sur le poids de vapeur vive employée, puisque chaque kilogramme de vapeur produira l'évaporation gratuite de 2 kilogrammes d'eau, la chaudière étant à elle-même son propre condenseur pour les 2 kilogrammes évaporés ainsi gratuitement.

« Si l'appareil est à triple-effet, il se trouvera de ce fait transformé

en quintuple-effet; pour la vapeur vive, le gain sur cette vapeur sera de

$$\left(\frac{1}{3} - \frac{1}{5}\right) : \frac{1}{3} = 0,40.$$

« Si l'appareil est à quadruple-effet, il se trouvera transformé en sextuple. Le gain sera de

$$\left(\frac{1}{4} - \frac{1}{6}\right) : \frac{1}{4} = 0,333.$$

« Si l'appareil est à quintuple-effet, il se trouvera transformé en appareil à sept effets, et le gain sera de

$$\left(\frac{1}{5} - \frac{1}{7}\right) : \frac{1}{5} = 0,285.$$

« De plus comme les effets supplémentaires sont ajoutés en tête de l'appareil, les réchauffages prélevés sur les différents corps pourront en profiter aussi; c'est-à-dire que la vapeur prélevée anciennement sur le deuxième corps, par exemple, pourra faire deux effets supplémentaires; au lieu de faire deux effets, comme dans les procédés ordinaires, elle en fera quatre sur cette vapeur; on gagne 50 % sur celle prélevée sur le premier corps; on pourra gagner 66 %. La proportion de vapeur vive sur laquelle on gagnera 33,50 ou 66 % variera, dans chaque cas particulier, avec le poids de vapeur d'échappement employée au chauffage du premier corps.

« Pour une sucrerie donnée, les économies que pourra procurer le procédé seront d'autant plus grandes :

« 1° Que le poids de vapeur d'échappement employée au chauffage du premier corps sera plus faible;

« 2° Que le poids de vapeur de prélèvements effectués sur les différents corps sera grand, c'est-à-dire que l'usine sera elle-même perfectionnée au point de vue des réchauffages;

« 3° Que la surface de chauffage du premier corps sera grande;

« 4° Que la pression de la vapeur vive employée aux moteurs et aux thermo-compresseurs sera élevée.

« Les deux premières conditions concourront toutes deux à augmenter l'importance du poids de vapeur évoluant dans les thermo-compresseurs et, par suite, l'importance de l'économie.

« La troisième condition permet d'augmenter facilement l'économie. En effet, plus la surface de chauffe du premier corps sera grande (pour

une même quantité d'eau à évaporer) plus la différence de pression entre les chambres de chauffe et d'ébullition sera faible. Le thermo-compresseur devant fournir un travail de compression moins grand, pourra aspirer plus de vapeur; son effet utile se trouvera ainsi augmenté.

« La quatrième condition a une double importance, puisque d'une part, l'emploi des hautes pressions entraîne une réduction du poids de vapeur d'échappement, et que, d'autre part, elle entraîne une augmentation de l'effet utile du thermo-compresseur, ce qui permet de faire faire jusqu'à trois effets supplémentaires à la vapeur.

« Avec les procédés d'évaporation ordinaires, l'emploi de moteurs perfectionnés à haute pression n'a qu'un intérêt restreint, puisque pour une réduction A du poids de vapeur d'échappement, on n'économisera en réalité sur la dépense totale de la sucrerie qu'un chiffre (0,15 à 0,20), A correspondant aux condensations que subit la vapeur par son passage dans les machines.

« Avec les procédés de compression, au contraire, l'emploi des moteurs perfectionnés à haute pression devient plus intéressant, car, à l'économie indiquée ci-dessus vient s'ajouter celle qui se produit à l'appareil évaporatoire, du fait que le poids de vapeur d'échappement étant moindre, l'importance de la proportion d'évaporation faite par compression augmente.

« Avec nos procédés, la totalité de la vapeur nécessaire à la sucrerie fournissant à celle-ci toute son énergie dans les moteurs et dans le thermo-compresseur, ensuite toute sa chaleur, il y a donc intérêt à utiliser de la vapeur ayant la plus grande énergie possible.

.....

« Le tableau ci-joint fait ressortir l'économie réalisable par l'application du thermo-compresseur au premier corps d'un appareil à quadruple-effet, muni de réchauffages complets, desservis par le premier et le deuxième corps, dans le cas où les cuites sont entièrement chauffées par les vapeurs d'échappement et dans le cas où elles sont chauffées entièrement par les vapeurs du premier corps. Nous avons divisé chacun de ces deux cas en deux, suivant que la vapeur vive dont on dispose pour l'appareil compresseur est à 7 kilogrammes ou à 12 kilogrammes, et suivant que le poids de vapeur d'échappement est de 300 kilogrammes ou de 250 kilogrammes par tonne de betteraves. La pression effective dans la chambre de chauffe du premier



corps, c'est-à-dire la contre-pression sur les moteurs, est supposée de 0<sup>k</sup>250.

	Kilos
Poids d'eau à évaporer par tonne de betteraves . . . . .	1.000
Prélèvements sur vapeur du premier corps, en kilos :	
Diffusion . . . . .	40
Jus avant deuxième de 78 à 95°. . . . .	40
Jus avant évaporation de 85 à 95°. . . . .	25
Sirops et égouts . . . . .	25
Prélèvements sur vapeur du deuxième corps, en kilos :	
Jus verts de 55 à 70°. . . . .	32
Jus de deuxième de 70 à 85°. . . . .	32
Prélèvements pour les cuites. . . . .	200

« 1. Les cuites sont chauffées entièrement par vapeur d'échappement.

Dépense de vapeur par tonne de betteraves	Vapeur à 7 kilos échappement 300 kilos		Vapeur à 12 kilos échappement 250 kilos	
	Sans thermo- compresseur	Avec thermo- compresseur	Sans thermo- compresseur	Avec thermo- compresseur
Moteurs . . . . . kgs	360	360	300	300
Evaporation . . . . .	291	194	341	210
Total . . . . .	651	554	641	510
Economie . . . . .		97		131
Economie pour cent . . .		14,8		20,3

« 2. Les cuites sont chauffées entièrement par vapeur de premier corps.

Dépense de vapeur par tonne de betteraves	Vapeur à 7 kilos échappement 300 kilos		Vapeur à 12 kilos échappement 250 kilos	
	Sans thermo- compresseur	Avec thermo- compresseur	Sans thermo- compresseur	Avec thermo- compresseur
Moteurs . . . . . kgs	360	360	300	300
Evaporation . . . . .	241	161	291	180
Total . . . . .	601	521	591	480
Economie . . . . .		80		111
Economie pour cent . . .		13,3		18,7

Evidemment l'économie de vapeur n'est pas considérable, et il faut disposer d'un compresseur perfectionné et de marche irréprochable pour l'obtenir. Pour une fabrique travaillant 500 tonnes par jour, il faut environ 500 chevaux-vapeur pour le travail de la compression. Ce travail donne lieu pour de très bonnes machines travaillant contre une pression de retour de 3/4 atmosphère à une consommation d'au moins 25 kilogrammes de vapeur par 100 kilogrammes

de betteraves. Si l'on ajoute la vapeur employée par les autres machines on arrive pour les générateurs des fabriques qui appliqueraient le procédé PRACHE et BOUILLON à une production d'au moins 25 kilogrammes de vapeur par 100 kilogrammes de betteraves, soit sensiblement la même quantité que dans les fabriques bien installées travaillant d'après le système d'évaporation ordinaire.

Il est évident que si l'on a une chute d'eau à sa disposition, comme dans le procédé PICCARD, ou si l'on dispose de moteurs à gaz pauvre, comme dans notre procédé, l'économie serait très appréciable.

La question reste donc de trouver le compresseur idéalement économique nous donnant alors l'évaporation presque gratuite.

## CHAPITRE QUATRIÈME

---

### MOUVEMENT DES VAPEURS DANS LES TUYAUX ET LES RALENTISSEURS

---

#### § 1. — Théorie

Lorsque l'on consulte les auteurs, on est frappé de l'incertitude qui règne dans les évaluations mathématiques des pertes de charge afférentes au mouvement des gaz et des vapeurs dans les tuyaux, et l'on constate que, finalement, les mathématiciens cèdent le pas aux expérimentateurs, la pratique en disant plus, et plus sûrement, que la théorie dans le cas présent, la théorie même ne pouvant pas enseigner grand'chose à la pratique.

En effet, tous les auteurs considèrent la veine fluide qui circule dans un tuyau comme homogène, et établissent leurs théories sur cette supposition.

DUBUAT, l'un des plus anciens expérimentateurs suppose une série de réflexions de la veine dans le tuyau, comme ferait une bille de billard lancée dans l'axe, qui viendrait choquer et rebondir contre les parois.

PÉCLET n'admit pas cette explication, mais d'AUBUISSON l'approuva, et établit une formule monôme pour la représenter.

Plus tard, ARSON rendit cette formule binôme. Mais comme ni l'une ni l'autre des formules n'étaient tout à fait l'expression de la vérité, SER reprit la formule monôme en lui appliquant des coefficients variables avec les diamètres, les vitesses, etc. Il en revenait donc aux méthodes expérimentales.

Quels sont donc ces coefficients ?

PRONY avait déjà établi des coefficients à la suite des travaux de DUBUAT, COULOMB, etc. Mais DARCY trouva qu'ils étaient trop faibles pour les petits diamètres, et trop forts pour les grands.

WEISBACK, RANKINE, etc., ont repris la question, et l'on n'en est

pas beaucoup plus avancé aujourd'hui qu'au début car on est venu à établir des *barèmes* uniquement expérimentaux pour l'établissement des conduites, laissant les savants discuter sur les formules et s'en servant le moins possible.

C'est qu'en effet, pour que les formules soient vraies, comme nous le disions plus haut, il faudrait que la veine fluide fût homogène, et elle ne l'est pas.

*Les veines fluides ne sont pas homogènes*, nos expériences le prouvent. Mais d'autres avant nous s'en étaient aperçus, sans ajouter à cette observation l'importance qu'elle mérite. SER, en mesurant la pression dans les différents points d'une veine fluide, a trouvé qu'elle était plus grande au centre qu'à la périphérie, et il a établi une courbe régulière représentant ces différences de pression. Mais il ajoute que dans certains points, il a constaté des différences dont il n'a pas tenu compte et qu'il attribue à des causes multiples. Et cependant ce sont ces différences qui prouvent la non homogénéité d'une veine fluide.

D'où vient cette non homogénéité ?

C'est là que nos expériences interviennent pour en donner la cause.

Si l'on considère une veine fluide circulant dans un tuyau, homogène au départ, on peut la supposer composée de deux veines principales, celle de la périphérie et celle du centre.

La veine de la périphérie est soumise à tous les retards dus aux frottements contre la paroi. La veine du centre avance donc plus vite, comme SER l'a reconnu du reste.

Nous avons donc deux veines bien distinctes dès le début, tout à fait indépendantes l'une de l'autre, comme le prouvent les expériences, et circulant sans se mélanger aussitôt que la vitesse acquise dépasse les limites des attractions moléculaires. L'homogénéité de la veine totale est donc de suite rompue.

Supposons alors un obstacle, tel qu'un changement de direction dans le tuyau. La veine centrale, qui a le plus de force vive, tend à prendre le chemin le plus court pour le franchir. Elle sort donc de l'axe du tuyau, écrasant d'un côté la veine périphérique au point de changement de direction, tandis que, au point diamétralement opposé la veine périphérique se dilate. Si l'on prend la pression existant à ce moment aux différents points de la veine, on constate que l'équilibre n'existe plus du tout. La pression est presque égale au point écrasé et au centre, tandis qu'elle est presque nulle et souvent négative au point opposé.

Il n'y a donc plus d'homogénéité en ce point, et si l'on suit les mou-

vements de la veine au delà de l'obstacle, on peut voir comme l'équilibre est long à se rétablir.

SER, comme ses prédécesseurs, attribue ces pertes de charge à des *remous* qui se produisent dans les coudes.

Or, il n'y a pas de remous. Il y a simplement lutte pour le passage entre les veines fluides animées de forces vives différentes, et par conséquent annulation d'une partie de ces forces vives, comme toutes les fois qu'il y a travail.

Aussi, toutes les fois qu'on a voulu appliquer la théorie de BERNOULLI à l'écoulement des fluides gazeux, on n'est arrivé qu'à des résultats nuls, parce que BERNOULLI considère des courants homogènes, et que l'homogénéité pratique n'existe pas dans une conduite, à cause de la grande mobilité des gaz.

Nous avons parlé ici de deux veines, une centrale et une autre périphérique. Les expériences, celles de SER comme les nôtres, prouvent qu'il faut décomposer la veine totale en une infinité de veinules marchant latéralement avec des forces vives différentes. Le phénomène est donc extrêmement complexe, car il faut suivre chacune de ces veinules dans leur marche, leurs chocs, leurs contractions et dilata-tions successives pour bien se rendre compte du phénomène complet.

C'est pourquoi les formules sont impuissantes à représenter les pertes de charge, le profil général de chaque tuyau donnant lieu à des cas particuliers impossibles à prévoir. L'expérience seule de l'ingénieur expérimenté peut le guider dans la construction des conduites.

Il y a de plus un point qui mérite d'attirer l'attention, c'est que *les gaz en mouvement ne se mélangent pas* ; tandis que si l'on arrête le mouvement, le mélange se fait rapidement.

L'explication en est d'ailleurs facile à donner. En effet, pour qu'il y ait mélange, il faut qu'il y ait diffusion des gaz l'un dans l'autre, comme l'a montré LAVOISIER.

Or la diffusion est une force faible si on la compare à celle qui produit le mouvement des molécules gazeuses dans un tuyau. L'état dynamique des molécules en mouvement est tel que la force due à la diffusion est pour ainsi dire annihilée.

## § 2. — Expériences

Examinons donc maintenant les mouvements dont sont animés les fluides gazeux dans les tuyaux, les robinets et les ralentisseurs de toute espèce.

1. TUYAUX. — Nous avons figuré un tuyau complexe. Il communique par une partie droite, suivie d'un coude droit, puis d'un coude arrondi. Ce tuyau se branche perpendiculairement sur un tuyau de même diamètre droit, suivi d'un coude arrondi à grande courbure, terminé par une partie droite. Le courant de vapeur allant d'abord de gauche à droite, puis de droite à gauche, on a ainsi une série de cas qui peuvent se présenter dans une tuyauterie. Sur ce tuyau principal, on a branché ensuite des tuyaux de petit diamètre faisant avec lui des angles droits, aigus ou obtus, dans le sens du courant ou à contre-courant.

*Figure n° 1.* — Courant de gauche à droite. La veine centrale, cherchant le chemin le plus court, comme nous l'avons expliqué précé-

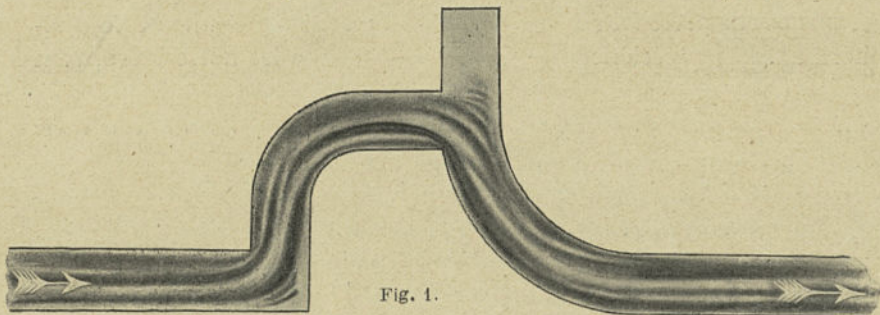


Fig. 1.

demment, franchit le coude droit en écrasant contre le coude la veine supérieure. Comme elle a beaucoup de force vive, elle ne se déforme que peu, et continue sa route jusqu'à l'autre coude droit dont la direction est inverse. Mais l'effort nécessaire pour franchir le premier obstacle lui a fait perdre une partie de sa force vive. La veine inférieure en a perdu bien moins. Aussi l'équilibre des forces s'établit-il un peu avant le deuxième obstacle, où la veine centrale perd de la vitesse. A ce point, la veine inférieure ne trouvant plus d'issue, traverse la veine centrale pour prendre le centre du tuyau et devenir centrale, tandis que la première est maintenant latérale inférieure. La veine supérieure, ralentie au début, continue son mouvement et, ne trouvant plus d'obstacle, conserve sa force vive jusqu'au bout, traversée d'ailleurs par un filet de la veine centrale qui s'est séparée au second obstacle, et marche parallèlement avec elle. A remarquer les évolutions de la veine inférieure au premier obstacle, et de la veine supérieure au troisième obstacle : elles se dilatent toutes deux aux endroits où se trouvent des espaces vides, points auxquels la pression constatée au piézomètre est minimale.

Figure n° 2. — Nous passons par un angle arrondi à grande courbure pour aboutir à un angle droit. La veine centrale écrase la veine inférieure, mais les forces vives des deux veines se sont sensiblement égalisées dans le coude et elles se pénètrent mutuellement, se divisant en veinules s'entrecroisant sans se mélanger. Après quoi, elles franchissent toutes ensemble l'obstacle d'un coude droit sans trop changer

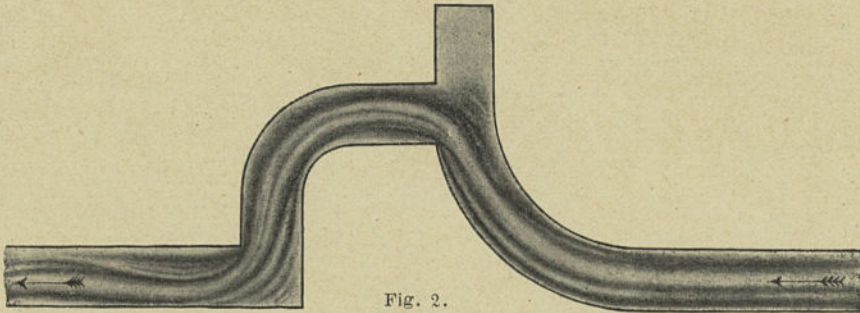


Fig. 2.

leur position respective, parce qu'elles s'écrasent toutes mutuellement contre le coude, en formant une trajectoire arrondie.

Ici nous voyons un phénomène que nous rencontrerons toujours ensuite. Aussitôt qu'une perte de charge importante a ralenti le mouvement des veines extérieures, celles-ci cheminent presque sans force vive, rasant les parois, semblant n'avoir plus rien de commun avec les veines centrales, retenues aux parois par l'attraction moléculaire. Nous reverrons cela avec beaucoup plus de netteté dans les ralentisseurs.

Mouvement des fluides gazeux lorsque les tuyaux sont branchés l'un sur l'autre. — On voit que le débit des tuyaux branchés perpendiculairement (fig. 3) ou obliquement contre le courant (fig. 4) est



Fig. 3.

Fig. 4.

diminué par l'étranglement qui résulte à la sortie du petit tuyau du fait de la force vive du courant principal. Dans ces deux cas, derrière l'intersection des deux veines, il se forme un vide dans lequel se précipite la vapeur du petit tuyau. Mais dans cet espace, la vapeur est stagnante et ne circule pas, roulant sur elle-même et ne constituant

pas un remous dans l'acceptation même du mot, puisqu'elle ne participe pas au mouvement général. C'est un *espace mort*, perdu pour la circulation, par conséquent une cause de perte de charge.

On voit par ces différents exemples qu'il faut toujours envoyer la vapeur d'un petit tuyau dans le sens du mouvement du tuyau principal. Les figures 5, 6, 7, 8, 9 parlent d'elles-mêmes, il est inutile d'insister.

*Mouvement des fluides gazeux dans quatre types de soupapes.* — La soupape longue d'équerre (fig. 10) et la soupape courte d'équerre (fig. 11) représentent des conduites absolument à angle droit. On y trouve donc les pertes de charge dues à cette mauvaise construction, avec aggravation du clapet qui forme un obstacle au mouvement des différentes veines.

Encore dans la soupape longue, le clapet peut-il se relever suffisamment pour permettre le passage de la veine principale, celle du centre; les veines extérieures, comme nous l'avons dit précédemment, sont amorties naturellement. Par contre, dans la soupape courte, le clapet se lève beaucoup moins par suite de la forme aplatie de l'appareil. Il y a choc et brusque changement de direction et finalement perte de charge énorme.

A remarquer le mouvement de la veine gazeuse opposée à la sortie. Elle contourne le clapet et a une telle perte de charge qu'elle épouse toutes les formes de l'appareil et sort à l'état de filet à l'orifice, et beaucoup plus dans la soupape courte que dans l'autre. Quand on fait l'expérience, on voit que cette veine gazeuse circule avec une lenteur remarquable, et que même, si elle parvient à sortir, c'est parce qu'elle est appelée, aspirée comme un Giffard, par la veine principale.

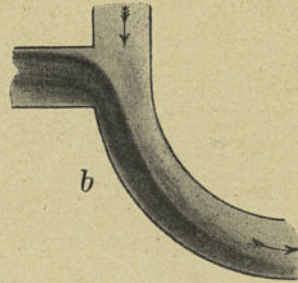
Il y a, dans ces soupapes, un manque d'équilibre complet autour du clapet. C'est ce qui explique pourquoi ces soupapes chantent lorsque le clapet n'est pas entièrement relevé ou qu'il y a du jeu autour de la tige.

La soupape globe à brides parallèles (fig. 12) est non moins défectueuse, beaucoup plus que la soupape longue d'équerre, peut-être moins que la soupape courte. La vapeur y fait de tels circuits que les pertes de charge y sont considérables. Cette soupape n'a pour elle qu'une excuse, c'est la commodité qu'elle présente dans les montages à cause de ses brides parallèles. Mais on peut faire mieux dans cet ordre d'idées, puisque l'on construit des soupapes semblables mais à clapet incliné qui valent mieux que celles-là. Ce qui serait encore préférable à toutes ces soupapes ci-dessus, ce seraient les vannes à

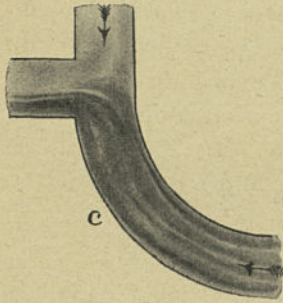




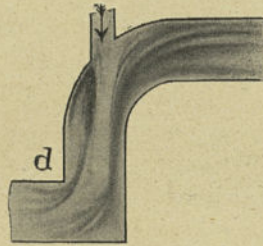
*a*  
Fig. 5.



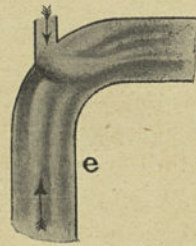
*b*  
Fig. 6.



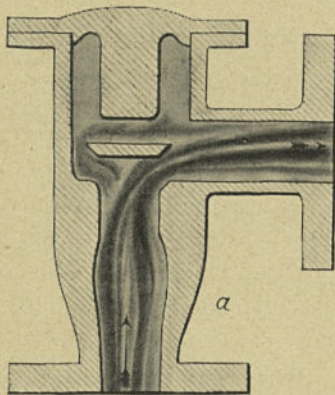
*c*  
Fig. 7.



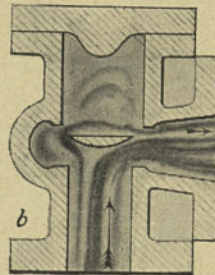
*d*  
Fig. 8.



*e*  
Fig. 9.



*a*  
Fig. 10.



*b*  
Fig. 11.

passage direct, mais à une condition, c'est qu'elles soient absolument étanches.

La meilleure de toutes est la soupape type DULAC (fig. 13) dont le clapet est surmonté d'un cône léger, mais présentant un développement considérable, et disposé de telle sorte que la vapeur, en s'échappant, fasse équilibre par frottement à la pression inverse qui se produit naturellement au-dessus du clapet, phénomène connu de tous les ingénieurs.

La boîte de la soupape est vaste et la vapeur s'y arrondit en sortant comme dans un coude bien fait. Il se forme d'ailleurs au-dessus du cône une dépression dans laquelle se précipite la vapeur. Cette dis-

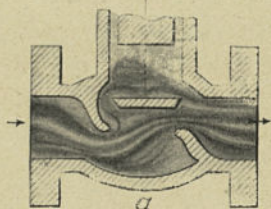


Fig. 12.

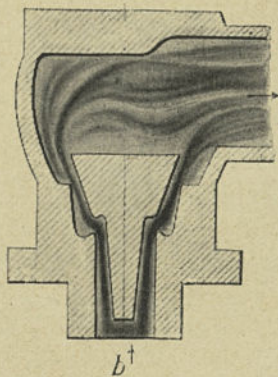


Fig. 13.

position a été adoptée pour les soupapes de sûreté des générateurs, qui se soulèvent ainsi proportionnellement au débit de la vapeur, tandis que les soupapes de sûreté ordinaires ne se lèvent que d'un millimètre à peine, quelle que soit la quantité de vapeur qu'elles ont à évacuer.

2. RALENTISSEURS. — Si l'on considère une veine gazeuse se précipitant d'un tuyau dans un espace élargi, d'après les auteurs elle forme une gerbe ayant un angle d'ouverture de  $7^\circ$ . Quand, au contraire, les gaz sortent d'un espace élargi pour rentrer dans un tuyau, c'est sous un angle de  $30^\circ$  que se contracte la veine.

Partant de là, si nous considérons un cylindre avec entrée et sortie de vapeur d'égal diamètre à ses deux extrémités, quelle forme va prendre à l'intérieur la veine fluide ? Il est évident que le fluide à l'intérieur de ce cylindre est soumis à deux influences, la propulsion due au cône d'entrée, et l'attraction exercée par le cône de sortie.

Ces deux influences sont de même sens. Il est donc évident que la veine fluide prendra la forme géométrique représentant la résultante de ces deux forces. Si les forces sont égales, le cylindre sera partagé en portions égales autour des deux cônes. Si au contraire elles sont inégales, le cylindre sera occupé par une veine de forme correspondant à la différence des deux forces.

En coupe, le cylindre est représenté par un parallélogramme plus ou moins allongé, et les cônes d'entrée et de sortie par des angles, ayant  $7^\circ$  et  $30^\circ$  au sommet, et ayant pour bissectrice l'axe du cylindre.

Les côtés de l'angle de  $7^\circ$  rencontrent ordinairement le côté opposé du parallélogramme, et forment avec lui un triangle isocèle inscrit. L'angle de  $30^\circ$  coupe généralement les grands côtés du parallélogramme si celui-ci est d'une longueur suffisante, et si l'on joint les deux points de section, on a un nouveau triangle isocèle. Les forces d'influence des deux cônes sont représentées en projection par la surface des deux triangles ou au moins leur sont proportionnelles. Pour avoir le maximum de rendement d'un ralentisseur, il ne faut pas que l'une des forces l'emporte sur l'autre, sans quoi la veine prendrait plus d'importance à la sortie qu'à l'entrée, et l'on aurait des espaces perdus, comme nous le verrons plus loin. Pour obtenir l'égalité, le calcul indique que le cylindre doit avoir en longueur deux fois son diamètre, et en diamètre 3,5 fois le diamètre du tuyau d'arrivée. Quand le cylindre aura des proportions plus grandes en diamètre, il y aura des espaces perdus. Mais en longueur, il n'y a qu'à augmenter ce rapport.

Les figures 14 et 15 représentent les conditions d'égalité énoncées ci-dessus. On voit dans la figure schématique 14 que l'espace libre laissé au-dessus de la section du cône de sortie sera sous l'influence combinée de l'attraction de ce cône d'une part, et d'autre part de l'entraînement du cône d'entrée. La courbe que prendra la veine dans cette partie sera tangente aux deux forces, et aura sensiblement la forme dessinée.

A l'autre extrémité, l'espace resté libre entre le cône d'extraction et le cylindre sera influencé par le cône d'arrivée, et la veine prendra sensiblement encore une forme donnant la moyenne des deux forces.

La veine en mouvement sera donc comprise entre ces deux courbes.

Si l'on compare cette figure avec celle que donne la photographie (fig. 15), on verra que cette manière d'envisager l'action des différentes forces en jeu répond à très peu près à ce qui arrive dans la pratique.

Si le cylindre avait une longueur moitié moindre, le cône de sortie

ayant une grande prépondérance sur le cône d'entrée, le premier attirera à lui une portion de veine beaucoup plus considérable, et celle-ci viendra s'aplatir sur le fond supérieur, comme on le voit figure 16.

Mais la veine fluide n'est pas homogène. Si on la divise en veinules séparées, que devient chacune de ces veinules dans le mouvement général ?

Il est évident que la veine centrale, pressée sur tout son pourtour par les autres, sera dans le cas d'une veine unique circulant dans un cylindre très long par rapport à son diamètre. Le cône d'arrivée fera son angle de  $7^\circ$  jusqu'au moment où il sera influencé par le cône de sortie fort éloigné. Elle se dilatera donc fort peu, tandis que les autres veines s'étaleront d'autant plus qu'elles se rapprocheront plus près du bord. Enfin, la veine extérieure suivra exactement la direction de la composante de toutes ces forces, y compris celle du frottement. Les figures montrent qu'il en est bien ainsi.

On peut remarquer ici l'exactitude de l'observation que nous avons faite antérieurement, c'est que la veine tout à fait extérieure est laminée contre les parois du tuyau d'arrivée et de sortie, qu'elle n'a pour ainsi dire pas de force vive, et qu'elle se dilate fortement dans les espaces morts du ralentisseur dont elle tapisse les parois. La fonction de cette veine extérieure, qui parfois est complètement stationnaire, est de remplir les espaces vides. Ce sont des gaz inertes qui séjournent presque indéfiniment à la même place.

Parfois, lorsque les appareils contiennent de l'air, cet air se cantonne dans les espaces morts et la veine glisse sur ces matelas stationnaires. Cela se voit dans quelques-unes de nos photographies, où les espaces complètement blancs sont ceux qui sont remplis d'air.

Il est donc nécessaire de donner aux ralentisseurs la forme géométrique que leur indique la théorie et parfois de les purger d'air pour en obtenir tout l'effet utile.

De ce qui précède, il résulte que le centre des ralentisseurs est occupé par des veines gazeuses qui marchent de l'entrée à la sortie presque avec leurs forme et vitesses normales, et par conséquent qui ne travaillent pas au désucrage que l'on recherche dans ce genre d'appareil.

Il est donc utile de rompre la veine centrale pour augmenter l'effet utile des ralentisseurs. C'est ce que nous verrons plus loin.

Les figures 17 à 22 représentent différents cas de ralentisseurs horizontaux, n'ayant pas leurs entrées et leurs sorties dans l'axe du cylindre.

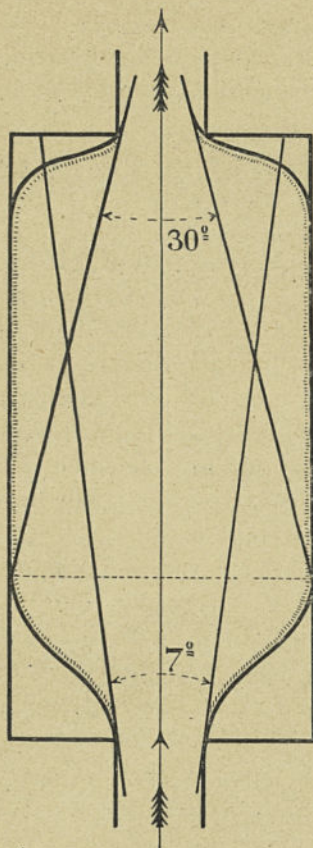


Fig. 14.



Fig. 15.



Fig. 16

Dans le premier (fig. 17), la vapeur arrive en dessous et s'échappe par le côté. On voit que dans cette disposition la veine centrale jouit d'une réelle expansion. C'est donc une bonne disposition, seulement il y a beaucoup d'espace perdu.

Dans le second (fig. 18), la vapeur arrive du bas à une extrémité du ralentisseur et sort par en bas à l'autre extrémité. Cette disposition qui se rencontre souvent mérite d'être examinée.

La veine centrale se dilate peu. De plus, entraînée par le mouvement, elle décrit une courbe prononcée qui la déjette en dehors du centre du tuyau de sortie. Il en résulte que les veines latérales supérieures sont laminées entre les parois et la veine centrale, tandis que les veines latérales inférieures prennent la position de veines centrales et se dilatent beaucoup. Enfin les espaces morts sont considérables.

Néanmoins quand ces ralentisseurs ont de grandes dimensions, surtout en longueur, ils travaillent bien, parce que toutes les veines suffisamment ralenties ont un effet utile sur les vésicules du liquide entraîné, mais s'ils sont trop courts, ils peuvent être inefficaces.

Les deux figures suivantes représentent des ralentisseurs horizontaux ayant leurs entrées et leurs sorties dans le même plan, mais opposées par rapport à l'axe du ralentisseur.

L'une (fig. 20), a une seule entrée centrale et deux sorties aux extrémités du ralentisseur.

L'autre, au contraire (fig. 19), a deux entrées et une sortie commune.

On voit avec quelle netteté le courant se divise en deux dans le premier. On voit avec plus de netteté encore comment les deux veines ne se mélangent pas dans le second.

D'ailleurs, dans les deux figures, la veine centrale se dilate peu, un peu plus cependant que dans le cas précédent. Au contraire, les veines latérales prennent un très grand développement, surtout la veine centrale de la périphérie.

Ces ralentisseurs doivent donc avoir de très grandes dimensions.

Les deux figures suivantes représentent des ralentisseurs horizontaux avec entrées et sorties du même côté de l'axe, entrée unique et sortie double ou entrée double et sortie unique.

Dans le premier (fig. 22) on remarque à droite et à gauche de l'entrée, exactement les mêmes figures que dans l'exemple (fig. 18), seulement le ralentisseur devenant très court pour chacune des veines, l'effet utile est très faible. Cette disposition demande donc de très grandes longueurs ne répondant pas généralement aux besoins des montages.

Dans le second (fig. 21), il y a énormément d'espace perdu. Les

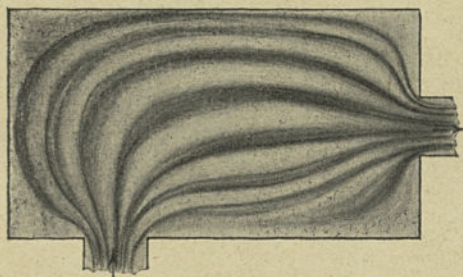


Fig. 17.

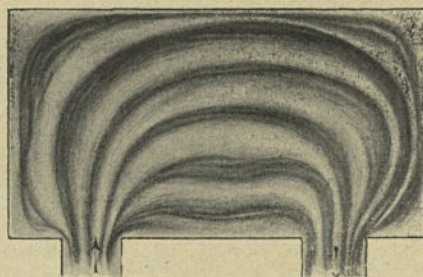


Fig. 18.

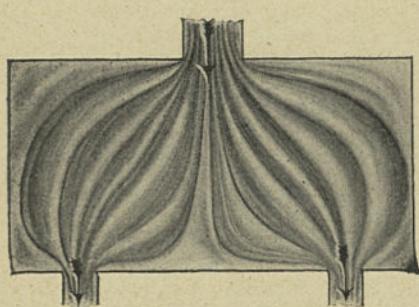


Fig. 19.

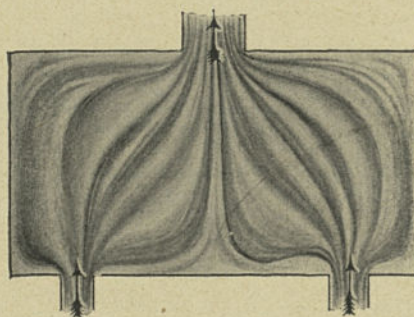


Fig. 20.

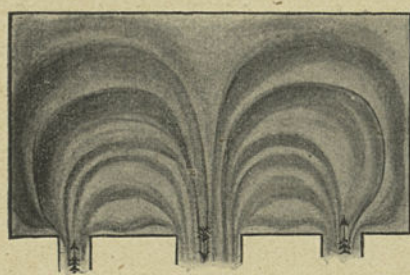


Fig. 21.

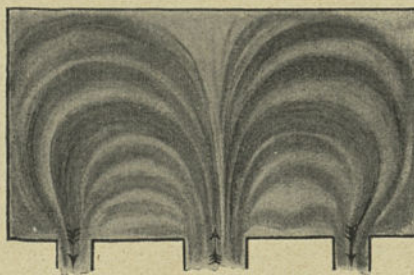


Fig. 22.

veines de droite et de gauche se précipitent immédiatement vers l'orifice de sortie dont le cône d'attraction est très grand. Beaucoup d'espace mort, effet utile très faible. On voit là admirablement la séparation des veines gazeuses qui ne se mélangent pas, même fort loin dans le tuyau de sortie. Cette disposition est de toutes la plus défectueuse.

La question des vases de sûreté est de premier ordre aujourd'hui où l'on recherche les moindres pertes de sucre, c'est pourquoi nous nous étendons un peu sur ce sujet si intéressant d'ailleurs au point de vue théorique.

Quelle que soit la forme des appareils d'évaporation, verticaux ou horizontaux, si l'on ne prend pas de précautions spéciales, on remarque dans les eaux de condensation la présence constante de sucre. Mais cette quantité de sucre entraînée est tellement variable qu'il est impossible d'en donner même une moyenne, seulement on peut dire que pour chaque appareil il y a un coefficient d'entraînement particulier.

Il est facile d'obvier presque complètement dans la pratique à ce grave inconvénient, et encore plus facile de l'éviter, lorsque l'on construit un appareil.

En effet, considérons une chaudière verticale d'évaporation; prenons la dernière, celle où se concentre le sirop, celle où les entraînements sont le plus considérables.

Cette dernière chaudière est la plus intéressante à ce point de vue pour deux raisons. La première c'est que les vésicules sucrées entraînées sont constituées par du sirop riche, et la seconde parce que dans cette caisse le vide est plus élevé que dans les autres, et le mouvement de vapeur plus considérable, à cause du grand volume spécifique de cette vapeur.

Considérons ce qui se passe dans la troisième caisse d'un triple-effet (voir comparaison entre les caisses verticales et horizontales).

Soit un tube de 1<sup>m</sup>200 de longueur, 0<sup>m</sup>050 de diamètre, volume intérieur 2 lit. 3568, surface intérieure 18 décimètres carrés 852; soit une évaporation de 10 hectolitres de jus par mètre carré de surface intérieure des tubes, par 24 heures, ou 800 kilogrammes d'eau vaporisée, ou 0<sup>k</sup>0015 de vapeur formée par seconde dans un tube.

J'ai établi que la vitesse d'ascension du jus dans les tubes était donnée par la formule :

$$V = K \sqrt{2g (h - h') D},$$

$h$  étant la hauteur des tubes,  $h'$  la hauteur du jus dans le tube, et  $D$  la



densité du liquide, et j'ai donné la formule déterminant ( $h - h'$ ), formule compliquée que je n'indique pas ici.

Il résulte de ces formules que la vitesse ascensionnelle du jus dans les tubes du troisième corps est de 2<sup>m</sup>830.

D'autre part la vitesse de la translation verticale de la vapeur dans la calandre est égale à 2 mètres environ, quelle que soit la surface de chauffe de la caisse, le rapport entre la section de la calandre et la surface de chauffe étant à peu près constant pour une longueur de tube donnée. Enfin considérons le cas le plus favorable pour les entraînements celui où la plaque tubulaire supérieure est découverte de sirop, comme dans le CHAPPMANN, par exemple.

Il résulte de tout ce qui précède que, en prenant la vitesse initiale de 2<sup>m</sup>83 que possède le jus, la vitesse d'entraînement, ou vitesse de la vapeur formant milieu ambiant, soit 2 mètres, et calculant la hauteur à laquelle devait être projeté le jus sous l'action de ces forces, par la formule ordinaire, enfin affectant la formule d'un coefficient de dépense 0,8, on trouve sensiblement 1 mètre.

Mais là ne s'arrête pas l'action immédiate de l'entraînement. Au moment où le jet arrive au maximum de hauteur, il se rompt en pluie dont les gouttelettes qui n'ont aucune vitesse initiale se trouvent à ce moment comme suspendues inertes dans le courant gazeux et suivent le mouvement ambiant, jusqu'à ce que la pesanteur les fasse retomber. Soit encore  $\frac{v^2}{2g} = 0^m210$ .

Donc il semble que dans le cas le plus défavorable, il suffirait pour empêcher les entraînements que la calandre eût 1<sup>m</sup>210 de hauteur, ou 1<sup>m</sup>50 en supposant le vide plus parfait. Et cependant, dans ces conditions on remarque encore des entraînements !

C'est qu'en effet il a été reconnu que le jus entraîné dans le courant de vapeur n'est pas sous la forme de gouttelettes proprement dites, mais de *vésicules* ou petites bulles creuses de faible poids spécifique, exactement comme on a reconnu la présence des vésicules dans l'eau qui compose les nuages entraînés par le vent. Le phénomène est le même.

Il est donc évident que l'état vésiculaire est tout à fait instable, et que les vésicules finissent toujours par crever comme les bulles de savon.

Donc plus longtemps on conservera les vapeurs, contenant les vésicules, au-dessus du jus dont elles proviennent, plus on aura de chance de les voir se crever et retomber en pluie dans l'appareil même.

C'est pourquoi je disais qu'il était utile d'avoir des calandres aussi hautes que possible.

Dans une sucrerie nous avons eu comme quatrième corps d'un quadruple-effet des caisses ayant des calandres de 2<sup>m</sup>50. Nous n'avons jamais eu d'entraînement dans ces caisses quoique l'ébullition y fût très énergique et les projections considérables.

Lorsque les vésicules sucrées sont entrées dans la tuyauterie, et qu'elles ont pris des vitesses de 30 à 40 mètres et plus, il faut chercher à les arrêter. Tel est le but des vases de sûreté.

Les anciens appareils d'évaporation étaient munis de vases de sûreté plutôt pour empêcher les enlèvements que les entraînements. Dans ce temps, soit avant 1868, quand la maison CAIL avait le monopole de la construction en France, on ne s'occupait guère des entraînements, dont on ne connaissait d'ailleurs pas la valeur; les vases de sûreté s'appelaient même *brise-mousses*, et étaient là pour récupérer les enlèvements des jus qui se produisaient fréquemment parce que les jus étaient moins bien déféqués qu'aujourd'hui. Cependant WALKOFF, avant cette époque, relatait dans son livre la présence du sucre dans les vapeurs de jus, et avait même imaginé un dispositif qu'il croyait préférable à tous les autres pour l'arrêter.

Tous ces appareils de sûreté ont les mêmes inconvénients. Ils ne diminuent pas la vitesse de la vapeur qui entraîne le sucre, ils ne font qu'en contrarier les mouvements au détriment de l'effet utile de l'appareil, car tous ces changements de direction provoquent des pertes de charges considérables. Quelques vésicules sucrées sont sans doute brisées, mais beaucoup passent encore, et ces vases de sûreté sont tout à fait illusoire.

C'est alors que parut le ralentisseur HODECK, connu à ses débuts sous le nom de condensateur saccharimétrique.

HODECK est l'inventeur des ralentisseurs. Il créa ses premiers appareils de trop petite dimension et imagina de tamiser la vapeur à l'intérieur du ralentisseur pour retenir les particules sucrées entraînées. Et alors il plaça dans un cylindre horizontal une série de toiles métalliques que traversait la vapeur.

Celle-ci en effet était désuquée; mais les obstacles à son passage étaient tels que la perte de charge devenait considérable, d'autant plus que les toiles se bouchaient et que l'appareil se trouvait vite hors d'usage.

On remplaça les toiles métalliques par des tôles perforées, des ajutages plus ou moins courbés, plus ou moins baroques, qui tous don-

naient d'énormes pertes de charge et entravaient la marche de l'appareil d'évaporation.

C'est alors que nous avons proposé la suppression totale de tous les organes intérieurs, en faisant de grands ralentisseurs qui ramenaient à quatre ou cinq mètres la vitesse des vapeurs.

Dans bien des cas nous avons réussi, dans d'autres nous n'avons rien obtenu.

Comment donc fonctionnent les ralentisseurs ? C'est une question que je n'ai vu posée nulle part. On admet seulement que la vapeur en arrivant dans ce grand cylindre se ralentit, et que ce ralentissement suffit pour que les gouttelettes entraînées par la vapeur se déposent en tombant de leur propre poids au fond du ralentisseur.

Alors il vient immédiatement à l'idée de calculer quelle longueur doit avoir un ralentisseur pour que le phénomène soit complet. Ce phénomène, en effet, s'explique en disant que les gouttelettes sucrées, lancées horizontalement dans l'espace du ralentisseur, tombent par le fait du ralentissement en décrivant une parabole; et si l'on donne à l'appareil une longueur telle, que la trajectoire parcourue par les gouttelettes s'arrête au-dessous du tuyau de sortie des vapeurs, on aura résolu le problème.

Posons donc la formule de la parabole :

$$e = \sqrt{\frac{2V^2}{g}} \cdot \epsilon$$

$e$  et  $\epsilon$  étant les deux coordonnées d'un point de la parabole, et  $V$  la vitesse dans le tuyau à l'entrée du ralentisseur. Dans cette formule il n'est pas tenu compte de la vitesse de la vapeur dans le ralentisseur lui-même.

Si l'on suppose que le tuyau d'arrivée de vapeur ait 100 millimètres, la vitesse  $V$  égalant 30 mètres, quelle longueur aura la parabole pour que la projection des gouttelettes se fasse contre la paroi opposée à 100 millimètres au-dessous de l'axe. En substituant les nombres aux lettres on trouve :

$$e = 5,820.$$

Ainsi, pour que les gouttelettes s'écartent de l'axe du ralentisseur suffisamment pour ne pas entrer dans le tuyau de sortie, il faudrait que le cylindre eût 5<sup>m</sup>80 ! Et cependant l'expérience journalière prouve qu'une longueur de 2 mètres est presque toujours suffisante.

Si, de plus, nous tenons compte de la vitesse de la vapeur dans le ralentisseur, soit de 1<sup>m</sup>50 si le cylindre a un diamètre tel que la vitesse

soit 20 fois plus petite, cette vitesse d'entraînement allonge encore la parabole, puisque au lieu de  $\acute{e} = 1/2 gt^2$  on a  $\acute{e} = vt + 1/2 gt^2$  et on arrive à une longueur de 11 mètres environ !

Ce calcul prouve que le raisonnement précédent ne rend pas compte du tout de ce qui se passe dans un ralentisseur, et que si réellement les vésicules sucrées, devenues gouttelettes, parcourent une parabole en tombant, il y a quelque cause qui raccourcit la parabole au point de la réduire à moins de 2 mètres.

Si nous cherchons dans les auteurs, nous trouvons dans PÉCLET des remarques fort intéressantes sur la circulation du gaz dans des tuyaux de diamètres différents, et ces remarques vont nous mettre sur la voie.

Lorsqu'un gaz s'échappe d'un tuyau pour entrer dans l'atmosphère ou dans un tuyau beaucoup plus large, comme cela se passe dans les ralentisseurs, il y a, comme pour l'eau, une contraction de la veine gazeuse qui change les proportions de cette veine, et augmente la vitesse de translation des molécules gazeuses au point contracté. Si l'on considère le rapport du diamètre des deux tuyaux  $\frac{d}{D} = 0,3$  on trouve un coefficient d'augmentation de vitesse  $\psi = 1,10$ .

Si l'on examine d'autre part ce qui se passe à la sortie de la vapeur du ralentisseur, on trouve que les gaz en passant d'un tuyau plus gros dans un tuyau plus petit éprouvent un ralentissement  $\varphi = 0,83$  de la vitesse calculée.

Ces augmentations de vitesse et ces ralentissements se traduisent dans la circulation des gaz par une perte de charge égale au coefficient de changement de vitesse. De sorte que si l'on envisage un ensemble formé d'un renflement sur un tuyau dans le rapport de  $\frac{d}{D} = 0,3$  on trouve entre la charge du gaz, à l'entrée et à la sortie du renflement, une perte  $\varphi = 0,664$ . D'où il résulte que si la vapeur entre dans le ralentisseur avec une vitesse initiale de 30 mètres, elle en sort avec une vitesse réduite de 20 mètres.

Or que se passe-t-il dans un ralentisseur pour expliquer cette perte de charge ?

Ces phénomènes sont très complexes. Les gaz, en s'échappant du petit tuyau de diamètre  $d$ , prennent une direction divergente en formant un angle d'environ  $7^\circ$ , allant en s'élargissant en forme de cône, jusqu'à ce qu'ils rencontrent les parois du gros tuyau de diamètre  $D$ .

Mais là se passe un fait très important. Les gaz, en s'échappant avec grande vitesse du petit tuyau, laissent, en arrière du cône de pénétration dans le cylindre, un espace annulaire dans lequel se fait un vide

relatif qui fait appel de la veine en sens inverse, et tout autour de cette veine, tendant à faire un remous aux dépens des couches externes de la veine.

De plus, comme la veine s'élargit, la tension des gaz diminue au fur et à mesure que le cône augmente. Mais on remarque que cette diminution de tension n'est pas égale sur toute la section du cône, qu'elle est plus grande à la périphérie que dans l'axe; enfin que la tension diminue également sur l'axe sur toute la longueur du cône. Ainsi si les pressions sur l'axe sont proportionnelles en deux points successifs à 35,8 et 25,1, les pressions à la périphérie dans le plan perpendiculaire à l'axe, sont proportionnelles à 11 et à 0,3. Par conséquent, tandis que la veine centrale ralentit rapidement son mouvement, celui des veines de la périphérie diminue plus rapidement encore, pour arriver très près de 0 quand on arrive au maximum de perte de charge  $\varphi = 0,664$ .

Ce maximum de  $\varphi$  correspond à une longueur du ralentisseur égale à 6,5 (D — d). C'est, en effet, la longueur correspondant à l'épanouissement complet de la veine de  $7^\circ$  dans le ralentisseur, c'est-à-dire lorsqu'elle atteint le diamètre D.

De plus la valeur de  $\varphi$  diminue à mesure que le diamètre du gros tuyau augmente. Il y a donc avantage à avoir des ralentisseurs de grand diamètre, pourvu que leur longueur soit suffisante. Mais pour ne pas donner aux ralentisseurs des longueurs exagérées et que cette longueur soit proportionnelle à (D — d), il est nécessaire de donner aux tuyaux qui amènent la vapeur, de grands diamètres. Si, par exemple, on a un tuyau de 300 et un ralentisseur de 900 de diamètre, il faudrait donner à ce dernier une longueur de 3<sup>m</sup>900. Mais si l'on veut que les ralentisseurs n'aient que 2 mètres, il faudrait diminuer également leur diamètre, et ne leur donner que 600.

Mais ces chiffres demandent une correction industrielle, car l'angle de  $7^\circ$  augmente jusqu'à  $10^\circ$  lorsque la contraction de la veine se rapproche d'une façon anormale de l'extrémité du tuyau amenant la vapeur, comme lorsque ce tuyau est coudé, cas assez général dans les installations. Alors le ralentisseur doit avoir environ 25 % d'augmentation de diamètre, 750 dans le cas précédent, ou bien diminuer d'autant sa longueur, 3<sup>m</sup>10 au lieu de 3<sup>m</sup>900, ce qui revient au même.

Enfin, si l'on exagère le diamètre d'un ralentisseur par rapport à sa longueur, il semble, qu'au point de vue du but qu'on se propose il n'y ait aucun inconvénient, parce que la veine s'épanouissant jusqu'à ce que la vitesse périphérique soit nulle, la veine centrale se ralentit encore, et l'espace supplémentaire se trouve occupé par des

tourbillons formés par l'appel en arrière dans lesquels les vésicules sucrées ont tout le temps nécessaire pour se réduire et se précipiter au bas du ralentisseur. Nous ne considérons ici que le cas où la vapeur entre par un bout du ralentisseur et sort par l'autre.

Tous ces faits nous éclairent sur le fonctionnement des ralentisseurs. Dans ce mouvement de contraction, de rapprochement des molécules gazeuses, puis de projection latérale, de diminution de pression, de ralentissement de mouvement et de tourbillonnement par rétroaction sur toute la surface périphérique du cône, les vésicules sucrées se resserrent et s'accroissent alternativement et crèvent enfin comme un ballon trop gonflé dans une atmosphère raréfiée pour redevenir à l'état de gouttelettes lourdes qui tombent. Si l'on joint à cela l'action de la pesanteur sur les gouttelettes formées, et les trajectoires paraboliques qu'elles décrivent dès le début de la diminution de tension de la veine, on voit que toutes les vésicules occupant la périphérie sont bientôt entraînées dans le mouvement rétrograde. Celles qui continuent à cheminer dans le courant gazeux s'éliminent au fur et à mesure que le mouvement parabolique les rapproche de la périphérie. Enfin les gouttelettes qui vont jusqu'au bout de leur trajectoire, rencontrent les unes la zone d'arrêt naturel de la vapeur, les autres le métal même du ralentisseur. Qu'est-ce qui s'échappe ? La petite quantité de gouttelettes qui n'a pu sortir à temps de la veine centrale, y étant rentrée en tombant du haut !

Si l'on cherche à évaluer cette quantité, on voit que la perte possible serait au plus un huitième de la quantité totale de sucre entraînée, en tenant compte de la différence de densité des couches successives.

L'effet utile d'un ralentisseur serait donc d'environ 88 %. Il est probable que ce calcul est au-dessous de la vérité, et que l'effet utile est plus grand encore. En effet, j'ai souvent observé que la substitution d'un ralentisseur à un vase de sûreté ordinaire permet de recueillir beaucoup de sucre qui s'échappait primitivement dans les condensations; mais qu'il était impossible de décèler la présence de substance saccharine dans les condensations à la suite d'un ralentisseur bien conditionné, même dans les caisses à sirop.

Nous avons parlé précédemment de la contraction de la veine qui se produit au sortir du petit tuyau de diamètre  $d$  au moment où elle pénètre dans l'atmosphère ou dans le grand tuyau. Il est intéressant, pour la théorie, de savoir où se fait la contraction de la veine.

On peut s'en rendre compte facilement en faisant circuler rapidement de l'eau dans un ensemble de deux tuyaux de diamètres diffé-

rents, analogue à celui qui nous occupe, et en la chargeant de bulles d'air.

Quand l'eau seule traverse le couple, elle remplit intégralement les deux tubes, aucun espace du gros tuyau en avant ou en arrière du mouvement de la veine ne restant vide.

Mais, si dans le courant d'eau on fait pénétrer des bulles d'air, celles-ci dessinent la veine, sont projetées loin d'abord dans le courant, puis une partie d'entre elles revient en arrière avec une grande vitesse, tandis que celles qui suivent le courant augmentent de volume dans une proportion considérable, et, à un certain point, restent stationnaires. Elles sont au point où la vitesse du courant est nulle. Cependant, dans l'axe, les bulles qui continuent le mouvement ralenti de la veine, démesurément grossies, s'échappent avec l'excédent d'eau.

Or, la dépression de la veine se fait après la sortie du petit tuyau au moment où elle pénètre dans le grand, et d'autant plus loin de cette sortie que la différence  $D - d$  est plus petite. Ceci est rationnel puisque lorsque  $D = d$ , c'est-à-dire quand on a un mouvement gazeux dans un tuyau débouchant à gueule bée, la dépression se trouve dans le tuyau même immédiatement à la sortie.

Il y a donc avantage encore, de ce fait, à rendre la différence  $D - d$  aussi grande que possible, c'est-à-dire à avoir de grands ralentisseurs, et nous avons indiqué précédemment dans quelle proportion.

Cette expérience montre donc encore comment les vésicules sucrées se comportent dans ces appareils, grossissant au fur et à mesure de la dilatation de la veine au point d'éclater.

Disons encore un mot de l'appareil HODECK. Pourquoi produisait-il une perte de charge telle qu'on a dû l'abandonner ?

Les diaphragmes de l'appareil HODECK sont autant d'obstacles présentant des ouvertures en minces parois. Or, une ouverture en mince paroi donne une perte de charge  $\varphi = 0,65$ , d'où résulte que la vitesse de la vapeur, après chaque diaphragme, est réduite aux soixante-cinq centièmes de ce qu'elle était antérieurement, de sorte que s'il y a quatre diaphragmes comme dans les premiers HODECK, la vitesse n'est plus que 0,18 % de sa vitesse initiale, comme je l'ai constaté à propos d'un différend entre constructeur et fabricant. On réduisit plus tard les diaphragmes au nombre de deux, ayant ainsi une perte de charge de 42 %, jusqu'à ce qu'enfin on supprimât complètement ces obstacles dont on pouvait se passer si facilement.

Néanmoins, comme c'est l'appareil HODECK qui a le premier mis les constructeurs sur la voie de l'usage des ralentisseurs, et que ceux-ci ne sont en définitive qu'une simplification et un perfectionnement

de l'appareil *HOДЕCK*, nous devons lui garder la part historique qui lui appartient dans le progrès de la construction des appareils d'évaporation.

En résumé, dans un appareil d'évaporation quelconque, il faut, pour éviter les entraînements de sucre dans l'eau condensée, donner une grande hauteur à la calandre au-dessus du niveau supérieur du jus, et la faire suivre d'un ralentisseur de dimension suffisante et relié à la chaudière par un tuyau de grand diamètre.

En prenant ces précautions, les pertes de sucre par entraînement seront très sensiblement nulles.

Mais il n'est pas toujours facile de faire de grands ralentisseurs. Souvent la place manque dans les usines pour les établir et l'on est forcé d'adopter des dispositions comme celles que nous avons montré précédemment et qui sont défectueuses.

On a proposé pour les améliorer différents dispositifs. Les simples chicanes ne servent à rien, mais nous avons deux systèmes en concurrence qui semblent donner également de bons résultats : la paille de fer et ses succédanés, et les barreaux entrecroisés.

Nous avons aussi les systèmes à choc, qui utilisent une propriété mécanique, celle de la condensation provenant du travail produit.

Ces systèmes, qui reposent uniquement sur les propriétés de la vapeur, ne peuvent entrer dans ce travail qui n'examine que les effets physiques communs à tous les gaz.

Nous n'étudierons donc que les procédés à la paille de fer et le système des barreaux simples ou entrecroisés. Tous les deux ont un rapport commun : ils divisent à l'infini les veines gazeuses. Que se passe-t-il dans ce cas ? Les veines du centre, comme celles de la périphérie, se trouvent alors rompues en une quantité considérable de veinules qui travaillent séparément, *sans se mélanger*, ayant leurs contractions et leurs dilatations successives individuelles. Plus la division est grande, plus il y a de chances qu'aucune veine ne reste sans travailler, par conséquent sans se désucre.

Mais il faut aux vapeurs une faible vitesse, et, contrairement aux appareils *HOДЕCK*, un dispositif qui ne s'obstrue pas et qui ne provoque pas de pertes de charge.

Pour expliquer ce qui se passe, reportons-nous aux photographies. La figure 23 est un ralentisseur vertical dans lequel on a placé une rangée d'obstacles. Nous voyons que le ralentisseur est beaucoup mieux rempli. De plus, les veines gazeuses sont séparées en deux à chaque obstacle, chacune des veines nouvelles travaillant séparément.

Mettons maintenant deux rangées d'obstacles, comme dans la



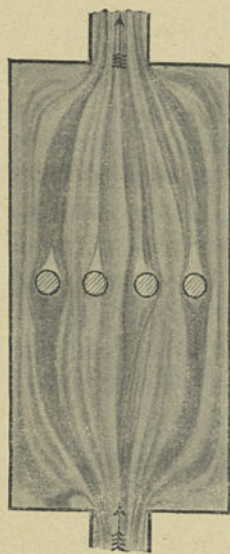


Fig. 23.

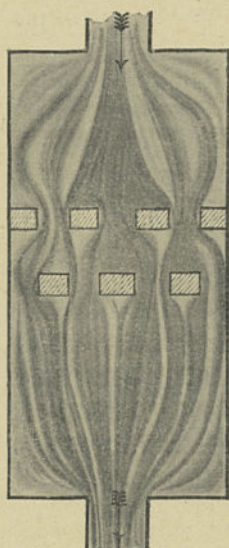


Fig. 24.

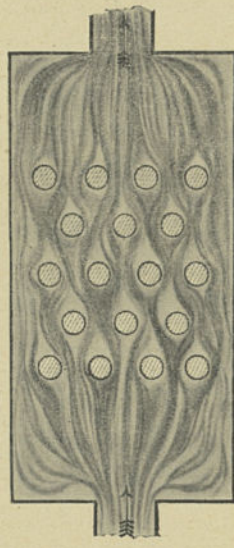


Fig. 25.

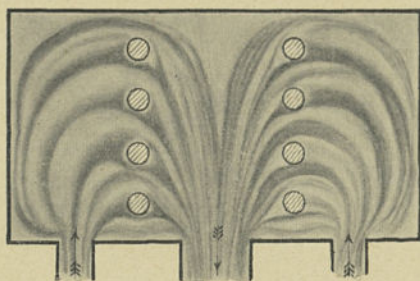


Fig. 26.



Fig. 27.

figure 24. Une partie des veines qui auront pu s'échapper aux premiers rencontrent les seconds et se dédoublent encore.

Si nous augmentons le nombre des rangées d'obstacles, comme dans la figure 25, nous avons une quantité considérable de veinules dont chacune se contracte, se dilate, puis se divise sur son parcours, pour se contracter et se dilater encore. Seulement, nous voyons que la disposition en quinconce a quelque inconvénient, certaines veines échappent à la subdivision. Il faut donc que les obstacles soient enchevêtrés pour que l'effet utile soit maximum.

Il en est de même pour les ralentisseurs horizontaux, la figure 26 nous le prouve, car celui-ci est le même que celui de la figure 21, qui était de tous le plus défectueux. On voit que, grâce à la nouvelle disposition, le ralentisseur est entièrement rempli de vapeur, et que chaque veine travaille régulièrement.

La figure 27 est faite en intercalant des brins de varech dans le courant. Les veines gazeuses sont divisées, s'étalent et cherchent une issue. On les retrouve presque, ou plutôt on les devine, de l'autre côté des fibres, divisées à l'infini et remplissant tout l'espace.

Les barreaux entrecroisés, placés en lits serrés et nombreux au-dessus les uns des autres, assurent une division énorme et mathématique aux veines fluides, tout en respectant la vitesse normale de chaque veine, tandis qu'avec la paille de fer que l'on bourre approximativement dans le cylindre, on n'est jamais bien certain de ce que l'on fait, et il peut y avoir des cavernes comme aussi des endroits trop tassés.

Donc on peut être certain de désucre les vapeurs avec un système de ralentisseur formé de barreaux enchevêtrés, qui divise parfaitement toutes les veines fluides.

## CHAPITRE CINQUIÈME

### DONNÉES GÉNÉRALES

Nous terminerons cet exposé en donnant les tables qui nous ont servi pour tous nos calculs.

#### TABLEAUX

DONNANT LA TENSION DE LA VAPEUR D'EAU A DIFFÉRENTES TEMPÉRATURES  
D'APRÈS GAY-LUSSAC, AVEC LES CORRECTIONS APPORTÉES PAR REGNAULT

TEMPÉRATURES	TENSION OU FORCE ÉLASTIQUE			DENSITÉ celle de l'eau liquide à 0° étant 1	VOLUME de 1 kil. de vapeur en litres
	GAY-LUSSAC		REGNAULT		
	en cent. de mercure	en atmosphères	en cent. de mercure		
15°	1,2837		1,2699	0,000013	77008
16			1,3536		
17			1,4421		
18			1,5357		
19			1,6346		
20	1,7314	0,028	1,7391	0,000017	58224
21			1,8495		
22			1,9659		
23			2,0888		
24			2,2184		
25	2,3090		2,3550	0,000022	44411
26			2,4988		
27			2,5505		
28			2,8101		
29			2,9782		
30	3,0643	0,042	3,1548	0,000029	34041
31			3,3406		
32			3,5359		
33			3,7411		
34			3,9565		
35	4,0404		4,1827	0,000038	26253
36			4,4201		
37			4,6691		
38	4,7579	0,0626	4,9302	0,000044	22513
39			5,2039		
40	5,2998	0,072	5,4906	0,000049	20347
41			5,7910		
42			6,1055		
43			6,4346		
44			6,7790		
45	6		7,1391	0,000063	15938
46			7,5158		
47			7,9093		
48			8,3204		
49			8,7499		
50	8,8742	0,121	9,1982	0,000079	12546
51	9,3301	0,123	9,9661	0,000083	11971
52			10,1543		
53			10,6636		
54			11,1945		
55	11,3710		11,7478	0,000100	9946
56			12,3244		
57			12,9251		

TEMPÉRATURES	TENSION OU FORCE ÉLASTIQUE			DENSITÉ celle de l'eau liquide à 0° étant 1	VOLUME de 1 kil. de vapeur en litres
	GAY-LUSSAC		REGNAULT		
	en cent. de mercure	en atmosphères	en cent. de mercure		
58°			13,5505		
59			14,2015		
60	14,4660	0,196	14,8791	0,000126	7937
61			15,5839		
62			16,3170		
63			17,0791		
64			17,8714		
65	18,2710		18,6945	0,000157	6382
66	19,1270	0,252	19,5496	0,000163	6114
67			20,4376		
68			21,3596		
69			22,3165		
70	22,9070	0,306	23,3093	0,000193	5167
71			24,3393		
72			25,4073		
73			26,5147		
74			27,6624		
75	28,507		28,8516	0,000238	4204
76			30,0838		
77			31,3600		
78			32,6811		
79			34,0488		
80	35,208	0,466	35,4643	0,000289	3462
81			36,9287		
82	38,238	0,503	38,4435	0,000312	3206
83			40,0101		
84			41,6298		
85	43,171		43,3041	0,000349	2864
86			45,0344		
87			46,8221		
88			48,6687		
89			50,5759		
90	52,528	0,691	52,5450	0,000419	2387
91			54,5778		
92	56,695	0,746	56,6757	0,000449	2224
93			58,8406		
94			61,0740		
95	63,427		63,3778	0,000499	2005
96			65,7535		
97			68,2029		
98			70,7280		
99			73,3305		
100	76,000	1,000	76,0000	0 000589	1696
101			78,7590		
102			81,6010		
103			84,5280		
104			87,5410		
105			90,6410		
106		1,235	93,8310		
106,6	95,000	1,25		0,000724	1381
107			97,1140		
108			100,4910		
109			103,965		
110		1,415	107,537		1257
111			111,209		

TEMPÉRATURES	TENSION OU FORCE ÉLASTIQUE			DENSITÉ celle de l'eau liquide à 0° étant 1	VOLUME de 1 kil. de vapeur en litres
	GAY - LUSSAC		REGNAULT		
	en cent. de mercure	en atmosphères	en cent. de mercure		
112			114,983		
112,4	114,000	1,50		0,000855	1169
113			118,861		
114			122,847		
115			126,941		
116			131,147		
117			135,466		
117,11	133,000	1,75		0,000983	1014
118			139,902		
119			144,455		
120			149,128		
121			153,925		
121,55	152,000	2,00		0,001116	896
122			158,847		
123			163,896		
124			169,076		
125			174,388		
125,5	171,000	2,25		0,001233	806
126			179,835		
127			185,420		
128			191,147		
128,85	190,000	2,50		0,001366	732
129			197,015		
130			203,028		
131			209,194		
132			215,503		
132,15	209,000	2,75		0,001490	671
133			221,969		
134			228,592		
135	228,000	3,00	235,373	0,001614	619
137,7	247,000	3,25		0,001737	576
140,35	266,000	3,50		0,001859	538
142,70	285,000	3,75		0,001980	505
144,95	304,000	4,00		0,002100	476
146,76	323,000	4,25		0,002227	449
149,15	342,000	4,50		0,002339	428
151,15	361,000	4,75		0,002457	407
153,30	380,000	5,00		0,002573	389
160,00	456,000	6,00	465,162	0,003046	328
166,42	532,000	7,00		0,003494	286
172,13	608,000	8,00		0,003941	254

TABLEAU RELATIF AUX VAPEURS SATURÉES PAR ZEUNER

TENSION ABSOLUE de la vapeur $p$		TEMPÉRA- TURE $t$ en degrés cen- tigrades	CHALEUR TOTALE $\lambda = q + \rho + A p u$			$u = S - \sigma$	DENSITÉ $\gamma =$ Poids du mètre cube de vapeur en kilo- grammes
en atmos- phères de 760 $\frac{m}{m}$ de mercure	en kilo- grammes par mètre carré		Chaleur contenue dans le liquide $= q$	Chaleur de vaporisation $r$			
				Chaleur latente intérieure $\rho$	Chaleur latente extérieure $A p u$		
			en calories par kilogramme				
0,1	1033	46,2	46,282	538,848	35,464	14,5508	0,0687
0,2	2067	60,5	60,589	527,584	36,764	7,5421	0,1326
0,3	3100	69,5	69,687	520,433	37,574	5,1388	0,1945
0,4	4133	76,3	76,499	515,086	38,171	3,9154	0,2553
0,5	5167	81,7	82,017	510,767	38,637	3,1705	0,3153
0,6	6200	86,3	86,662	507,121	39,045	2,6700	0,3744
0,7	7234	90,3	90,704	503,957	39,387	2,3086	0,4330
0,8	8267	93,9	94,304	501,141	39,688	2,0355	0,4910
0,9	9300	97,1	97,543	498,610	39,957	1,8216	0,5487
1,0	10334	100,0	100,500	496,300	40,200	1,6494	0,6059
1,1	11367	102,7	103,216	494,180	40,421	1,5077	0,6628
1,2	12400	105,2	105,740	492,210	40,626	1,3891	0,7194
1,3	13434	107,5	108,104	490,367	40,816	1,2882	0,7757
1,4	14467	109,7	110,316	488,643	40,993	1,2014	0,8317
1,5	15501	111,7	112,408	487,014	41,159	1,1258	0,8874
1,6	16534	113,7	114,389	485,471	41,315	1,0595	0,9430
1,7	17568	115,5	116,269	484,008	41,463	1,0007	0,9983
1,8	18601	117,3	118,059	482,616	41,602	0,9483	1,0534
1,9	19635	119,0	119,779	481,279	41,734	0,9012	1,1084
2,0	20668	120,6	121,417	480,005	41,861	0,8588	1,1631
2,2	22734	123,6	124,513	477,601	42,096	0,7851	1,2721
2,5	25835	127,8	128,753	474,310	42,416	0,6961	1,4345
2,7	27901	130,4	131,354	472,293	42,610	0,6475	1,5420
3,0	31002	133,9	134,989	469,477	42,876	0,5864	1,7024
3,2	33068	136,1	137,247	467,729	43,040	0,5518	1,8088
3,5	36169	139,2	140,438	455,261	43,269	0,5072	1,9676
3,7	38236	141,2	142,453	463,703	43,413	0,4814	2,0729
4,0	41336	144,0	145,310	461,496	43,614	0,4474	2,2303
4,2	43403	145,8	147,114	460,104	43,739	0,4273	2,3349
4,5	46503	148,3	149,708	458,103	43,918	0,4004	2,4911
4,7	48570	150,0	151,360	456,829	44,030	0,3844	2,5949
5,0	51670	152,2	153,741	454,994	44,192	0,3626	2,7500
5,2	53737	153,7	155,262	453,823	44,293	0,3495	2,8531
5,5	56837	155,8	157,471	452,123	44,441	0,3315	3,0073
5,7	58904	157,2	158,880	451,039	44,533	0,3205	3,1098
6,0	62004	159,3	160,938	449,457	44,667	0,3054	3,2632
6,2	64071	160,5	162,255	448,444	44,753	0,2962	3,3652
6,5	67171	162,4	164,181	446,965	44,876	0,2833	3,5178
6,7	69238	163,6	165,428	446,008	44,956	0,2753	3,6192
7,0	72338	165,3	167,243	444,616	45,070	0,2642	3,7711
7,5	77505	168,1	170,142	442,393	45,250	0,2475	4,0234
8,0	82672	170,8	172,888	440,289	45,420	0,2329	4,2745
8,5	87839	173,4	175,514	438,280	45,578	0,2200	4,5248
9,0	93006	175,8	178,017	436,366	45,727	0,2085	4,7741
9,5	98173	178,1	180,408	434,539	45,868	0,1981	5,0226
10,0	103340	180,3	182,719	432,775	46,001	0,1887	5,2704
10,5	108507	182,4	184,927	431,090	46,127	0,1802	5,5174
11,0	113674	184,5	187,065	429,460	46,247	0,1725	5,7636
11,5	118841	186,5	189,131	427,886	46,362	0,1654	6,0092
12,0	124008	188,4	191,126	426,368	46,471	0,1589	6,2543
12,5	129175	190,3	193,060	424,896	46,576	0,1529	6,4986
13,0	134342	192,1	194,944	423,465	46,676	0,1473	6,7424
13,5	139509	193,8	196,766	422,080	46,772	0,1421	6,9857
14,0	144766	195,5	198,537	420,736	46,864	0,1373	7,2283

SOLUBILITÉ DU SUCRE DANS L'EAU PURE A DIFFÉRENTES TEMPÉRATURES  
D'APRÈS FLOURENS

REVUE ET CORRIGÉE PAR P. HORSIN-DÉON (1901).

TEMPÉRATURES Degrés centigrades	Sucre % grammes	Sucre pour 1 gr. d'eau	TEMPÉRATURES Degrés centigrades	Sucre % grammes	Sucre pour 1 gr. d'eau	TEMPÉRATURES Degrés centigrades	Sucre % grammes	Sucre pour 1 gr. d'eau	TEMPÉRATURES Degrés centigrades	Sucre % grammes	Sucre pour 1 gr. d'eau
0	64,70	1,83	26	67,35	2,06	52	72,20	2,58	78	77,90	3,54
1	64,72	1,835	27	67,50	2,078	53	72,40	2,60	79	78,10	3,58
2	64,75	1,838	28	67,70	2,09	54	72,60	2,64	80	78,35	3,62
3	64,85	1,84	29	67,82	2,10	55	72,80	2,67	81	78,60	3,67
4	64,90	1,845	30	68,00	2,12	56	73,00	2,69	82	78,80	3,72
5	65,00	1,85	31	68,15	2,13	57	73,25	2,72	83	79,05	3,77
6	65,10	1,86	32	68,30	2,15	58	73,50	2,76	84	79,30	3,82
7	65,20	1,862	33	68,45	2,16	59	73,70	2,79	85	79,50	3,87
8	65,30	1,872	34	68,70	2,18	60	73,90	2,83	86	79,70	3,92
9	65,40	1,88	35	68,80	2,20	61	74,10	2,86	87	79,95	3,98
10	65,50	1,89	36	69,00	2,22	62	74,30	2,90	88	80,17	4,04
11	65,60	1,90	37	69,20	2,24	63	74,55	2,93	89	80,40	4,09
12	65,70	1,91	38	69,35	2,26	64	74,80	2,96	90	80,60	4,15
13	65,80	1,92	39	69,55	2,28	65	75,00	3,00	91	80,85	4,22
14	65,90	1,93	40	69,75	2,30	66	75,20	3,04	92	81,10	4,28
15	66,00	1,94	41	69,95	2,32	67	75,45	3,08	93	81,30	4,35
16	66,10	1,950	42	70,10	2,34	68	75,70	3,12	94	81,50	4,42
17	66,20	1,96	43	70,30	2,36	69	75,90	3,15	95	81,75	4,48
18	66,30	1,97	44	70,50	2,38	70	76,10	3,18	96	82,00	4,55
19	66,40	1,98	45	70,70	2,40	71	76,30	3,23	97	82,20	4,62
20	66,50	1,985	46	70,90	2,42	72	76,55	3,28	98	82,40	4,70
21	66,62	2,00	47	71,10	2,44	73	76,75	3,32	99	82,65	4,77
22	66,77	2,01	48	71,30	2,47	74	77,00	3,36	100	82,90	4,84
23	66,90	2,02	49	71,55	2,49	75	77,20	3,41	101	83,10	4,92
24	67,05	2,03	50	71,80	2,52	76	77,40	3,45	102	83,35	5,00
25	67,20	2,04	51	72,00	2,55	77	77,60	3,50	103	83,60	5,09

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C.

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
0,0	0,0	0,99916	0,0	0,0	4,7	4,79	1,017	2,6	2,6
0,1	0,1	0,99958	0,1	0,1	4,8	4,89	1,018	2,7	2,65
0,2	0,2	0,99989	0,1	0,1	4,9	4,99	1,018	2,8	2,7
0,3	0,3	1,000	0,2	0,2	5,0	5,10	1,018	2,9	2,8
0,4	0,4	1,000	0,2	0,2					
0,5	0,5	1,001	0,3	0,3	5,1	5,2	1,019	3,0	2,9
0,6	0,6	1,001	0,3	0,3	5,2	5,3	1,019	3,0	2,9
0,7	0,7	1,002	0,4	0,4	5,3	5,4	1,020	3,05	2,9
0,8	0,8	1,002	0,4	0,4	5,4	5,51	1,020	3,1	2,95
0,9	0,9	1,003	0,5	0,5	5,5	5,61	1,021	3,1	3,0
1,0	1,0	1,003	0,6	0,55	5,6	5,72	1,021	3,2	3,1
					5,7	5,83	1,022	3,25	3,1
1,1	1,1	1,003	0,6	0,6	5,8	5,93	1,022	3,3	3,2
1,2	1,2	1,003	0,65	0,65	5,9	6,03	1,023	3,4	3,3
1,3	1,3	1,004	0,7	0,7	6,0	6,13	1,023	3,45	3,3
1,4	1,4	1,004	0,75	0,75					
1,5	1,5	1,004	0,8	0,8	6,1	6,23	1,024	3,5	3,4
1,6	1,6	1,005	0,9	0,9	6,2	6,33	1,024	3,5	3,4
1,7	1,7	1,005	0,9	1,0	6,3	6,44	1,025	3,55	3,4
1,8	1,82	1,006	1,0	1,0	6,4	6,56	1,025	3,6	3,5
1,9	1,92	1,006	1,1	1,1	6,5	6,66	1,025	3,7	3,6
2,0	2,02	1,007	1,1	1,1	6,6	6,77	1,025	3,75	3,6
					6,7	6,87	1,026	3,8	3,7
2,1	2,12	1,007	1,2	1,2	6,8	6,98	1,026	3,85	3,7
2,2	2,22	1,008	1,2	1,2	6,9	7,08	1,027	3,9	3,8
2,3	2,32	1,008	1,3	1,3	7,0	7,19	1,027	3,95	3,85
2,4	2,42	1,008	1,3	1,3					
2,5	2,52	1,009	1,4	1,4	7,1	7,30	1,027	4,0	3,9
2,6	2,62	1,009	1,5	1,4	7,2	7,40	1,028	4,1	4,0
2,7	2,73	1,009	1,5	1,5	7,3	7,50	1,028	4,1	4,0
2,8	2,84	1,010	1,5	1,5	7,4	7,61	1,028	4,2	4,1
2,9	2,94	1,010	1,6	1,6	7,5	7,71	1,029	4,2	4,1
3,0	3,04	1,010	1,7	1,65	7,6	7,82	1,029	4,3	4,2
					7,7	7,93	1,029	4,35	4,25
3,1	3,14	1,011	1,7	1,7	7,8	8,01	1,030	4,4	4,3
3,2	3,24	1,012	1,8	1,7	7,9	8,15	1,030	4,5	4,4
3,3	3,35	1,012	1,8	1,8	8,0	8,25	1,031	4,5	4,4
3,4	3,45	1,012	1,9	1,9					
3,5	3,55	1,013	1,9	1,9	8,1	8,35	1,031	4,6	4,5
3,6	3,65	1,013	2,0	2,0	8,2	8,46	1,032	4,6	4,5
3,7	3,76	1,014	2,1	2,0	8,3	8,57	1,032	4,7	4,6
3,8	3,86	1,014	2,1	2,1	8,4	8,68	1,032	4,7	4,6
3,9	3,97	1,014	2,2	2,2	8,5	8,79	1,033	4,8	4,7
4,0	4,07	1,014	2,2	2,2	8,6	8,89	1,033	4,85	4,75
					8,7	8,99	1,033	4,9	4,8
4,1	4,18	1,015	2,3	2,3	8,8	9,11	1,034	4,95	4,85
4,2	4,28	1,015	2,4	2,3	8,9	9,22	1,035	5,0	4,9
4,3	4,38	1,016	2,4	2,4	9,0	9,32	1,035	5,1	5,0
4,4	4,48	1,016	2,5	2,45					
4,5	4,58	1,017	2,55	2,5	9,1	9,4	1,035	5,2	5,05
4,6	4,69	1,017	2,6	2,55	9,2	9,5	1,036	5,2	5,1



COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
9,3	9,6	1,036	5,3	5,15	14,1	14,89	1,056	7,9	7,8
9,4	9,75	1,037	5,3	5,2	14,2	15,00	1,056	8,0	7,85
9,5	9,86	1,037	5,4	5,25	14,3	15,12	1,057	8,1	7,9
9,6	9,97	1,037	5,4	5,3	14,4	15,23	1,058	8,2	7,9
9,7	10,08	1,038	5,45	5,35	14,5	15,35	1,058	8,2	8,0
9,8	10,18	1,038	5,5	5,4	14,6	15,45	1,058	8,3	8,0
9,9	10,28	1,038	5,55	5,45	14,7	15,56	1,059	8,3	8,1
10,0	10,39	1,039	5,6	5,5	14,8	15,67	1,059	8,35	8,2
					14,9	15,78	1,059	8,4	8,2
10,1	10,50	1,039	5,7	5,6	15,0	15,90	1,060	8,4	8,3
10,2	10,60	1,040	5,7	5,6					
10,3	10,71	1,040	5,8	5,7	15,1	16,00	1,060	8,5	8,3
10,4	10,82	1,040	5,85	5,75	15,2	16,13	1,060	8,5	8,4
10,5	10,93	1,041	5,9	5,8	15,3	16,23	1,061	8,55	8,4
10,6	11,04	1,042	6,0	5,85	15,4	16,35	1,061	8,6	8,5
10,7	11,16	1,042	6,1	5,9	15,5	16,47	1,062	8,6	8,55
10,8	11,27	1,042	6,1	6,0	15,6	16,58	1,062	8,7	8,6
10,9	11,37	1,043	6,15	6,0	15,7	16,70	1,063	8,8	8,65
11,0	11,48	1,043	6,2	6,1	15,8	16,81	1,063	8,9	8,7
					15,9	16,93	1,064	8,95	8,75
11,1	11,59	1,043	6,2	6,1	16,0	17,04	1,064	9,0	8,8
11,2	11,71	1,044	6,3	6,2					
11,3	11,81	1,044	6,4	6,25					
11,4	11,91	1,045	6,45	6,3	16,1	17,16	1,064	9,0	8,9
11,5	12,02	1,045	6,5	6,35	16,2	17,26	1,065	9,1	8,95
11,6	12,13	1,045	6,55	6,4	16,3	17,37	1,066	9,2	9,0
11,7	12,25	1,046	6,6	6,5	16,4	17,49	1,066	9,3	9,05
11,8	12,36	1,046	6,65	6,5	16,5	17,60	1,067	9,3	9,1
11,9	12,46	1,046	6,7	6,6	16,6	17,72	1,067	9,35	9,15
12,0	12,57	1,047	6,75	6,65	16,7	17,83	1,067	9,4	9,2
					16,8	17,96	1,068	9,4	9,25
12,1	12,68	1,048	6,8	6,7	16,9	18,07	1,068	9,5	9,3
12,2	12,79	1,048	6,85	6,75	17,0	18,18	1,069	9,55	9,35
12,3	12,90	1,048	6,95	6,8					
12,4	13,02	1,049	7,0	6,85	17,1	18,29	1,069	9,6	9,45
12,5	13,11	1,050	7,1	6,9	17,2	18,40	1,070	9,6	9,5
12,6	13,23	1,050	7,15	6,95	17,3	18,53	1,070	9,7	9,55
12,7	13,33	1,050	7,2	7,0	17,4	18,64	1,070	9,8	9,6
12,8	13,46	1,051	7,2	7,0	17,5	18,75	1,071	9,9	9,7
12,9	13,56	1,051	7,2	7,1	17,6	18,86	1,072	9,9	9,75
13,0	13,66	1,051	7,3	7,2	17,7	18,98	1,072	10,0	9,8
					17,8	19,09	1,073	10,0	9,85
13,1	13,79	1,052	7,4	7,25	17,9	19,20	1,073	10,0	9,9
13,2	13,89	1,052	7,4	7,3	18,0	19,33	1,073	10,1	9,9
13,3	14,02	1,053	7,5	7,35					
13,4	14,12	1,053	7,5	7,4	18,1	19,45	1,073	10,1	9,9
13,5	14,23	1,054	7,6	7,45	18,2	19,56	1,073	10,2	10,0
13,6	14,34	1,054	7,6	7,5	18,3	19,60	1,073	10,2	10,0
13,7	14,44	1,054	7,7	7,55	18,4	19,78	1,074	10,3	10,1
13,8	14,55	1,055	7,75	7,6	18,5	19,89	1,075	10,4	10,2
13,9	14,66	1,055	7,8	7,65	18,6	20,00	1,075	10,4	10,2
14,0	14,77	1,056	7,9	7,7	18,7	20,12	1,075	10,5	10,2

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRUX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
18,8	20,24	1,076	10,5	10,3	25,4	28,12	1,106	14,2	14,0
18,9	20,36	1,076	10,6	10,3	25,5	28,24	1,107	14,3	14,1
19,0	20,47	1,077	10,6	10,4	25,6	28,36	1,107	14,4	14,2
					25,8	28,61	1,108	14,6	14,3
19,1	20,58	1,077	10,6	10,5	26,0	28,86	1,109	14,7	14,4
19,2	20,69	1,077	10,7	10,6					
19,3	20,81	1,078	10,7	10,6	26,2	29,11	1,110	14,8	14,5
19,4	20,92	1,078	10,8	10,7	26,4	29,36	1,111	14,9	14,6
19,5	21,03	1,079	10,9	10,7	26,5	29,49	1,112	15,0	14,7
19,6	21,15	1,079	11,0	10,8	26,6	29,61	1,113	15,1	14,8
19,7	21,27	1,080	11,1	10,9	26,8	29,86	1,114	15,2	14,9
19,8	21,38	1,080	11,1	10,9	27,0	30,11	1,115	15,3	15,0
19,9	21,49	1,081	11,1	11,0					
20,0	21,60	1,081	11,2	11,0	27,2	30,36	1,116	15,4	15,1
					27,4	30,61	1,117	15,5	15,2
20,2	21,85	1,082	11,3	11,1	27,5	30,74	1,117	15,6	15,3
20,4	22,09	1,083	11,4	11,2	27,6	30,86	1,118	15,7	15,4
20,5	22,21	1,084	11,5	11,3	27,8	31,11	1,120	15,8	15,5
20,6	22,33	1,084	11,6	11,4	28,0	31,37	1,120	15,9	15,6
20,8	22,57	1,085	11,7	11,5					
21,0	22,81	1,085	11,8	11,6	28,2	31,62	1,121	16,0	15,7
					28,4	31,88	1,122	16,1	15,8
21,2	23,05	1,086	11,8	11,6	28,5	32,00	1,122	16,2	15,9
21,4	23,29	1,087	11,9	11,7	28,6	32,13	1,123	16,3	16,0
21,5	23,40	1,088	12,0	11,8	28,8	32,39	1,124	16,4	16,1
21,6	23,50	1,088	12,1	11,9	29,0	32,64	1,125	16,5	16,2
21,8	23,75	1,089	12,25	12,0					
22,0	24,00	1,090	12,3	12,1	29,2	32,90	1,126	16,6	16,3
					29,4	33,16	1,127	16,7	16,4
22,2	24,24	1,091	12,4	12,2	29,5	33,29	1,128	16,8	16,5
22,4	24,47	1,091	12,5	12,3	29,6	33,42	1,129	16,9	16,6
22,5	24,59	1,092	12,6	12,4	29,8	33,68	1,130	17,0	16,7
22,6	24,71	1,092	12,7	12,5	30,0	33,94	1,131	17,1	16,8
22,8	24,95	1,093	12,8	12,5					
23,0	25,20	1,094	12,85	12,6	30,2	34,20	1,132	17,2	16,9
					30,4	34,46	1,133	17,3	17,0
23,2	25,43	1,095	12,9	12,7	30,5	34,59	1,134	17,4	17,1
23,4	25,67	1,096	13,0	12,8	30,6	34,72	1,135	17,5	17,2
23,5	25,79	1,097	13,1	12,9	30,8	34,98	1,136	17,6	17,3
23,6	25,90	1,098	13,2	13,0	31,0	35,25	1,137	17,7	17,4
23,8	26,15	1,099	13,3	13,1					
24,0	26,40	1,100	13,5	13,2	31,2	35,53	1,138	17,8	17,5
					31,4	35,81	1,139	17,9	17,6
24,2	26,63	1,101	13,6	13,3	31,5	35,95	1,139	18,0	17,7
24,4	26,88	1,102	13,7	13,4	31,6	36,10	1,140	18,1	17,8
24,5	27,00	1,103	13,7	13,5	31,8	36,36	1,141	18,2	17,9
24,6	27,12	1,103	13,8	13,6	32,0	36,54	1,141	18,3	18,0
24,8	27,37	1,104	13,9	13,7					
25,0	27,62	1,104	14,0	13,8	32,2	36,80	1,142	18,4	18,1
					32,4	37,06	1,143	18,5	18,2
25,2	28,06	1,105	14,1	13,9					

DONNÉES GÉNÉRALES

477

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
32,5	37,20	1,144	18,6	18,3	39,8	47,00	1,181	22,7	22,3
32,6	37,32	1,145	18,7	18,4	40,0	47,27	1,182	22,7	22,3
32,8	37,60	1,146	18,8	18,5					
33,0	37,85	1,147	18,9	18,6	40,2	47,55	1,183	22,8	22,4
					40,4	47,82	1,183	22,9	22,5
33,2	38,12	1,148	19,0	18,7	40,5	47,95	1,184	23,0	22,6
33,4	38,40	1,149	19,1	18,8	40,6	48,10	1,185	23,1	22,6
33,5	38,50	1,149	19,2	18,9	40,8	48,40	1,186	23,1	22,7
33,6	38,65	1,150	19,3	19,0	41,0	48,56	1,187	23,2	22,8
33,8	38,90	1,150	19,4	19,1					
34,0	39,18	1,151	19,5	19,1	41,2	48,95	1,188	23,3	22,9
					41,4	49,22	1,188	23,4	23,0
34,2	39,44	1,152	19,6	19,2	41,5	49,36	1,189	23,5	23,1
34,4	39,70	1,153	19,7	19,3	41,6	49,40	1,190	23,6	23,2
34,5	39,83	1,154	19,8	19,4	41,8	49,80	1,191	23,7	23,3
34,6	39,96	1,155	19,9	19,5	42,0	50,07	1,192	23,8	23,4
34,8	40,23	1,156	20,0	19,6					
35,0	40,50	1,156	20,1	19,7	42,2	50,35	1,193	23,9	23,5
					42,4	50,63	1,193	24,0	23,6
35,2	40,75	1,157	20,2	19,7	42,5	50,77	1,194	24,1	23,6
35,4	41,02	1,158	20,3	19,8	42,6	50,90	1,195	24,1	23,7
35,5	41,15	1,158	20,3	19,9	42,8	51,20	1,196	24,2	23,8
35,6	41,30	1,159	20,4	20,0	43,0	51,47	1,197	24,3	23,9
35,8	41,65	1,160	20,5	20,1					
36,0	41,82	1,161	20,6	20,2	43,2	51,76	1,198	24,5	24,0
					43,4	52,05	1,198	24,55	24,1
36,2	42,09	1,162	20,7	20,3	43,5	52,20	1,199	24,6	24,1
36,4	42,36	1,163	20,8	20,4	43,6	52,35	1,200	24,7	24,2
36,5	42,50	1,164	20,9	20,5	43,8	52,63	1,201	24,8	24,3
36,6	42,63	1,164	20,9	20,5	44,0	52,92	1,202	24,9	24,4
36,8	42,90	1,165	21,0	20,6					
37,0	43,17	1,166	21,1	20,7	44,2	53,20	1,203	25,0	24,5
					44,4	53,50	1,204	25,1	24,6
37,2	43,45	1,167	21,2	20,8	44,5	53,63	1,205	25,2	24,7
37,4	43,70	1,168	21,3	20,9	44,6	53,78	1,206	25,3	24,8
37,5	43,85	1,169	21,4	21,0	44,8	54,06	1,207	25,4	24,8
37,6	44,00	1,170	21,5	21,1	45,0	54,35	1,208	25,4	24,9
37,8	44,25	1,171	21,6	21,2					
38,0	44,52	1,171	21,6	21,2	45,2	54,65	1,208	25,5	25,0
					45,4	54,93	1,209	25,6	25,1
38,2	44,80	1,172	21,7	21,3	45,5	55,08	1,210	25,6	25,1
38,4	45,07	1,173	21,8	21,4	45,6	55,22	1,211	25,7	25,2
38,5	45,21	1,174	21,9	21,5	45,8	55,50	1,212	25,8	25,3
38,6	45,35	1,175	22,0	21,6	46,0	55,80	1,213	25,9	25,4
38,8	45,63	1,176	22,1	21,7					
39,0	45,90	1,176	22,2	21,8	46,2	56,10	1,214	26,0	25,5
					46,4	56,40	1,215	26,1	25,6
39,2	46,17	1,177	22,3	21,9	46,5	56,54	1,216	26,2	25,7
39,4	46,45	1,178	22,4	22,0	46,6	56,68	1,216	26,3	25,8
39,5	46,58	1,179	22,5	22,1	46,8	56,97	1,217	26,4	25,9
39,6	46,72	1,180	22,6	22,2	47,0	57,27	1,218	26,5	26,0

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
47,2	57,57	1,219	26,6	26,1	54,5	68,50	1,256	30,0	29,5
47,4	57,86	1,220	26,6	26,1	54,6	68,65	1,257	30,1	29,5
47,5	58,00	1,221	26,7	26,2	54,8	69,00	1,258	30,1	29,5
47,6	58,16	1,222	26,8	26,3	55,0	69,30	1,259	30,2	29,6
47,8	58,46	1,222	26,9	26,4					
48,0	58,75	1,223	27,0	26,5	55,2	69,60	1,260	30,3	29,7
					55,4	69,95	1,261	30,4	29,8
48,2	59,05	1,224	27,1	26,6	55,5	70,10	1,262	30,5	29,9
48,4	59,34	1,225	27,2	26,7	55,6	70,25	1,263	30,6	30,0
48,5	59,50	1,226	27,3	26,8	55,8	70,60	1,264	30,7	30,1
48,6	59,64	1,227	27,3	26,8	56,0	70,90	1,264	30,8	30,2
48,8	59,94	1,228	27,4	26,9					
49,0	60,23	1,229	27,5	27,0	56,2	71,20	1,265	30,8	30,3
					56,4	71,55	1,266	31,05	30,4
49,2	60,53	1,230	27,6	27,1	56,5	71,70	1,267	31,2	30,5
49,4	60,84	1,231	27,7	27,2	56,6	71,85	1,268	31,2	30,6
49,5	61,00	1,232	27,7	27,2	56,8	72,17	1,269	31,3	30,7
49,6	61,14	1,233	27,8	27,3	57,0	72,48	1,270	31,4	30,8
49,8	61,45	1,234	27,9	27,4					
50,0	61,75	1,235	28,0	27,5	57,2	72,80	1,271	31,5	30,9
					57,4	73,15	1,272	31,6	31,0
50,2	62,05	1,236	28,1	27,6	57,5	73,30	1,273	31,7	31,1
50,4	62,35	1,237	28,2	27,7	57,6	73,45	1,274	31,8	31,2
50,5	62,50	1,238	28,3	27,8	57,8	73,75	1,275	31,8	31,2
50,6	62,67	1,238	28,4	27,9	58,0	74,10	1,276	31,9	31,3
50,8	62,97	1,239	28,5	28,0					
51,0	63,28	1,240	28,6	28,1	58,2	74,40	1,276	31,9	31,3
					58,4	74,75	1,277	32,0	31,4
51,2	63,59	1,241	28,6	28,1	58,5	74,90	1,278	32,1	31,5
51,4	63,90	1,242	28,7	28,2	58,6	75,05	1,279	32,2	31,6
51,5	64,05	1,243	28,8	28,2	58,8	75,40	1,280	32,3	31,7
51,6	64,21	1,244	28,9	28,3	59,0	75,70	1,281	32,4	31,8
51,8	64,52	1,244	28,9	28,3					
52,0	64,74	1,245	28,9	28,4	59,2	76,00	1,282	32,5	31,9
					59,4	76,35	1,283	32,6	32,0
52,2	64,96	1,245	29,0	28,4	59,5	76,50	1,284	32,7	32,05
52,4	65,27	1,245	29,0	28,4	59,6	76,70	1,285	32,7	32,1
52,5	65,34	1,246	29,1	28,5	59,8	77,00	1,286	32,8	32,2
52,6	65,58	1,247	29,2	28,6	60,0	77,35	1,287	32,9	32,3
52,8	65,90	1,248	29,3	28,7					
53,0	66,22	1,248	29,3	28,7	60,2	77,65	1,289	33,0	32,4
					60,4	78,00	1,290	33,2	32,5
53,2	66,52	1,249	29,3	28,7	60,5	78,16	1,291	33,2	32,6
53,4	66,83	1,250	29,4	28,8	60,6	78,33	1,292	33,35	32,6
53,5	66,98	1,251	29,5	28,9	60,8	78,66	1,293	33,45	32,7
53,6	67,13	1,252	29,6	29,0	61,0	78,99	1,293	33,5	32,8
53,8	67,45	1,253	29,7	29,1					
54,0	67,75	1,254	29,7	29,2	61,2	79,30	1,294	33,6	32,9
					61,4	79,65	1,295	33,6	33,0
54,2	68,05	1,255	29,8	29,3	61,5	79,80	1,296	33,7	33,1
54,4	68,35	1,256	29,9	29,4	61,6	80,00	1,297	33,8	33,2

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
61,8	80,33	1,298	33,9	33,2	69,2	93,05	1,342	37,6	36,9
62,0	80,65	1,299	34,0	33,3	69,4	93,40	1,343	37,8	37,0
					69,5	93,60	1,344	37,9	37,1
62,2	81,00	1,300	34,1	33,4	69,6	93,75	1,345	37,9	37,2
62,4	81,33	1,301	34,1	33,5	69,8	94,10	1,346	38,0	37,3
62,5	81,50	1,302	34,2	33,5	70,0	94,50	1,347	38,1	37,4
62,6	81,65	1,303	34,2	33,6					
62,8	82,00	1,304	34,4	33,7	70,2	94,85	1,348	38,2	37,5
63,0	82,35	1,305	34,4	33,8	70,4	95,20	1,349	38,2	37,5
					70,5	95,40	1,350	38,3	37,6
63,2	82,65	1,306	34,5	33,9	70,6	95,55	1,351	38,4	37,7
63,4	83,00	1,307	34,6	34,0	70,8	95,90	1,352	38,5	37,8
63,5	83,16	1,308	34,7	34,1	71,0	96,30	1,353	38,5	37,8
63,6	83,35	1,309	34,85	34,2					
63,8	83,70	1,310	34,9	34,2					
64,0	84,00	1,311	35,0	34,3	71,2	96,65	1,354	38,6	37,9
					71,4	97,00	1,355	38,7	38,0
64,2	84,35	1,312	35,1	34,4	71,5	97,20	1,356	38,8	38,0
64,4	84,70	1,313	35,2	34,5	71,6	97,40	1,357	38,8	38,1
64,5	84,90	1,314	35,3	34,6	71,8	97,75	1,358	38,9	38,2
64,6	85,05	1,315	35,3	34,6	72,0	98,10	1,359	39,0	38,3
64,8	85,40	1,316	35,4	34,7					
65,0	85,70	1,317	35,5	34,8	72,2	98,45	1,360	39,1	38,4
					72,4	98,86	1,362	39,2	38,5
65,2	86,00	1,318	35,6	34,9	72,5	99,00	1,363	39,3	38,6
65,4	86,40	1,319	35,7	35,0	72,6	99,20	1,364	39,4	38,6
65,5	86,60	1,320	35,8	35,1	72,8	99,55	1,365	39,5	38,7
65,6	86,90	1,321	35,8	35,15	73,0	99,90	1,367	39,6	38,8
65,8	87,15	1,322	35,9	35,25					
66,0	87,50	1,323	36,0	35,35	73,2	100,30	1,368	39,6	38,9
					73,4	100,65	1,369	39,7	39,0
66,2	87,80	1,324	36,1	35,5	73,5	100,84	1,370	39,8	39,0
66,4	88,15	1,325	36,2	35,5	73,6	101,05	1,371	39,8	39,1
66,5	88,35	1,326	36,3	35,6	73,8	101,40	1,372	39,9	39,2
66,6	88,50	1,327	36,3	35,7	74,0	101,75	1,373	40,0	39,3
66,8	88,85	1,328	36,4	35,8					
67,0	89,20	1,329	36,5	35,9	74,2	102,15	1,374	40,1	39,4
					74,4	102,50	1,375	40,2	39,5
67,2	89,55	1,330	36,6	36,0	74,5	102,70	1,376	40,3	39,5
67,4	89,90	1,331	36,7	36,0	74,6	102,88	1,377	40,4	39,6
67,5	90,05	1,332	36,75	36,1	74,8	103,25	1,378	40,5	39,7
67,6	90,25	1,333	36,8	36,2	75,0	103,60	1,379	40,6	39,8
67,8	90,55	1,334	36,9	36,3					
68,0	90,95	1,335	37,0	36,3					
68,2	91,30	1,336	37,1	36,4	75,2	104,00	1,380	40,7	39,9
68,4	91,65	1,337	37,2	36,5	75,4	104,35	1,382	40,7	40,0
68,5	91,80	1,338	37,3	36,6	75,5	104,55	1,383	40,7	40,0
68,6	92,00	1,339	37,4	36,6	75,6	104,75	1,384	40,8	40,1
68,8	92,35	1,340	37,4	36,7	75,8	105,10	1,385	40,9	40,2
69,0	92,70	1,341	37,5	36,8	76,0	105,50	1,386	41,0	40,3

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucre % gr.	Degrés Vivien sucre % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
76,2	105,88	1,387	41,1	40,4	83,5	120,07	1,438		44,0
76,4	106,25	1,388	41,2	40,5	83,6	120,30	1,439		44,0
76,5	106,40	1,389	41,3	40,6	83,8	120,67	1,440		44,1
76,6	106,60	1,390	41,4	40,6	84,0	121,04	1,441		44,2
76,8	107,00	1,392	41,5	40,7					
77,0	107,39	1,393	41,6	40,8	84,2	121,41	1,442		44,3
					84,4	121,87	1,444		44,4
77,2	107,75	1,394	41,7	40,9	84,5	122,10	1,445		44,4
77,4	108,15	1,395	41,8	41,0	84,6	122,33	1,446		44,5
77,5	108,35	1,396	41,9	41,0	84,8	122,70	1,447		44,6
77,6	108,55	1,397	42,0	41,2	85,0	123,08	1,448		44,7
77,8	108,90	1,398	42,0	41,2					
78,0	109,30	1,399	42,1	41,3	85,2	123,45	1,449		44,7
					85,4	123,91	1,451		44,8
78,2	109,70	1,400	42,2	41,4	85,5	124,15	1,452		44,9
78,4	110,05	1,401	42,3	41,5	85,6	124,37	1,453		45,0
78,5	110,30	1,402	42,3	41,5	85,8	124,75	1,454		45,1
78,6	110,45	1,403	42,4	41,6	86,0	125,13	1,455		45,2
78,8	110,85	1,404	42,5	41,7					
79,0	111,25	1,405	42,6	41,8	86,2	125,50	1,456		45,2
					86,4	125,88	1,457		45,3
79,2	111,60	1,406	42,6	41,8	86,5	126,11	1,458		45,3
79,4	112,00	1,407	42,7	41,9	86,6	126,34	1,459		45,4
79,5	112,20	1,409	42,8	42,0	86,8	126,73	1,460		45,5
79,6	112,40	1,410	42,9	42,1	87,0	127,19	1,462		45,6
79,8	112,80	1,411	43,0	42,1					
80,0	113,15	1,412	43,1	42,2	87,2	127,57	1,463		45,7
					87,4	127,95	1,464		45,8
80,2	113,55	1,413	43,2	42,3	87,5	128,19	1,465		45,8
80,4	113,95	1,414	43,3	42,4	87,6	128,42	1,466		45,9
80,5	114,15	1,416	43,3	42,5	87,8	128,80	1,467		46,0
80,6	114,40	1,417	43,4	42,6	88,0	129,27	1,469		46,1
80,8	114,70	1,418	43,5	42,7					
81,0	115,15	1,420	43,6	42,7	88,2	129,65	1,470		46,2
					88,4	130,04	1,471		46,3
81,2	115,57	1,421	43,7	42,9	88,5	130,27	1,472		46,3
81,4	115,95	1,423	43,8	43,0	88,6	130,50	1,473		46,4
81,5	116,15	1,424	43,9	43,1	88,8	130,89	1,474		46,5
81,6	116,35	1,425	44,0	43,2	89,0	131,36	1,476		46,6
81,8	116,75	1,426	44,1	43,2					
82,0	117,15	1,427	44,1	43,3	89,2	131,75	1,477		46,7
					89,4	132,13	1,478		46,8
82,2	117,55	1,428	44,2	43,3	89,5	132,37	1,479		46,8
82,4	117,90	1,429	44,3	43,4	89,6	132,61	1,480		46,9
82,5	118,15	1,430	44,3	43,4	89,8	132,99	1,481		46,9
82,6	118,30	1,431	44,4	43,5	90,0	133,47	1,483		47,0
82,8	118,70	1,432	44,5	43,7					
83,0	119,10	1,434	44,6	43,7	90,2	133,86	1,484		47,1
					90,4	134,24	1,485		47,2
83,2	119,47	1,436		43,8	90,5	134,48	1,486		47,2
83,4	119,84	1,437		43,9	90,6	134,72	1,487		47,3

COMPARAISON ENTRE LES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES (BRIX-DUPONT ET VIVIEN)  
 LES POIDS SPÉCIFIQUES ET LES DEGRÉS BAUMÉ  
 POUR LES DISSOLUTIONS DE SUCRE A LA TEMPÉRATURE DE 15° C. (Suite)

Degrés Brix-Dupont sucres % gr.	Degrés Vivien sucres % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ		Degrés Brix-Dupont sucres % gr.	Degrés Vivien sucres % cc.	Densité réelle ou poids du litre à 15°	DEGRÉS BAUMÉ	
			Nouveaux corrigés	Anciens				Nouveaux corrigés	Anciens
90,8	135,11	1,488		47,4	95,5	145,35	1,522		49,5
91,0	135,59	1,490		47,5	95,6	145,58	1,523		49,6
					95,8	146,00	1,524		49,6
91,2	135,98	1,491		47,6	96,0	146,40	1,525		49,7
91,4	136,37	1,492		47,7					
91,5	136,61	1,493		47,7	96,2	146,90	1,527		49,7
91,6	136,85	1,494		47,8	96,4	147,30	1,528		49,8
91,8	137,24	1,496		47,8	96,5	147,55	1,529		49,8
92,0	137,72	1,497		47,9	96,6	147,74	1,530		49,9
					96,8	148,20	1,531		50,0
92,2	138,11	1,498		48,1	97,0	148,70	1,533		50,1
92,4	138,60	1,500		48,2					
92,5	138,75	1,500		48,2					
92,6	138,99	1,501		48,3	97,2	149,10	1,534		50,2
92,8	139,39	1,502		48,3	97,4	149,50	1,535		50,3
93,0	139,87	1,504		48,4	97,5	149,76	1,536		50,3
					97,6	150,01	1,537		50,4
93,2	140,26	1,505		48,4	97,8	150,41	1,538		50,5
93,4	140,75	1,507		48,5	98,0	150,92	1,540		50,6
93,5	140,90	1,507		48,5					
93,6	141,15	1,508		48,6	98,2	151,32	1,541		50,7
93,8	141,64	1,510		48,7	98,4	151,83	1,543		50,8
94,0	142,03	1,512		48,8	98,5	151,98	1,543		50,8
					98,6	152,23	1,544		50,9
94,2	142,43	1,513		48,9	98,8	152,74	1,546		51,0
94,4	142,92	1,514		49,0	99,0	153,15	1,547		51,1
94,5	143,07	1,514		49,0					
94,6	143,31	1,515		49,0					
94,8	143,81	1,517		49,2	99,2	153,66	1,549		51,1
95,0	144,21	1,518		49,3	99,4	154,07	1,550		51,2
					99,5	154,32	1,551		51,2
					99,6	154,58	1,552		51,3
95,2	144,70	1,520		49,4	99,8	154,99	1,553		51,4
95,4	145,10	1,521		49,5	100,0	155,50	1,555		51,5

COMPARAISON DES DEGRÉS SACCHARIMÉTRIQUES BALLING  
AVEC LES DEGRÉS BAUMÉ (A 17°5 C.)

% BALLING	BAUMÉ	Poids spécifique	% BALLING	BAUMÉ	Poids spécifique
1	0,56	1,0039	51	27,71	1,2383
2	1,11	0078	52	28,24	2439
3	1,67	0117	53	28,75	2495
4	2,23	0157	54	29,27	2552
5	2,78	0197	55	29,79	2609
6	3,34	0237	56	30,31	2666
7	3,89	0278	57	30,82	2724
8	4,45	0319	58	31,34	2782
9	5,00	0360	59	31,85	2840
10	5,56	0401	60	32,36	2899
11	6,11	0443	61	32,87	2958
12	6,66	0485	62	33,38	3018
13	7,22	0528	63	33,89	3078
14	7,77	0570	64	34,40	3138
15	8,32	0613	65	34,90	3199
16	8,87	0657	66	35,40	3260
17	9,42	0700	67	35,90	3322
18	9,97	0744	68	36,41	3384
19	10,52	0787	69	36,91	3446
20	11,07	0833	70	37,40	3509
21	11,62	0878	71	37,90	3572
22	12,17	0923	72	38,39	3636
23	12,72	0969	73	38,89	3700
24	13,26	1015	74	39,38	3764
25	13,81	1061	75	39,87	3829
26	14,35	1107	76	40,36	3894
27	14,90	1154	77	40,84	3959
28	15,44	1201	78	41,33	4025
29	15,99	1249	79	41,81	4092
30	16,53	1297	80	42,29	4159
31	17,07	1345	81	42,78	4226
32	17,61	1393	82	43,25	4293
33	18,15	1442	83	43,73	4361
34	18,69	1491	84	44,21	4430
35	19,23	1541	85	44,68	4499
36	19,77	1591	86	45,15	4568
37	20,30	1641	87	45,62	4638
38	20,84	1692	88	46,09	4708
39	21,37	1743	89	46,56	4778
40	21,91	1794	90	47,02	4849
41	22,44	1846	91	47,48	4920
42	22,97	1898	92	47,95	4992
43	23,50	1950	93	48,40	5064
44	24,03	2003	94	48,86	5136
45	24,56	2056	95	49,32	5209
46	25,09	2110	96	49,77	5281
47	25,62	2164	97	50,22	5355
48	26,14	2218	98	50,67	5429
49	26,67	2273	99	51,12	5504
50	27,19	2328	100	51,56	5578



TABLE COMPARATIVE DES DEGRÉS DE L'ARÉOMÈTRE DE BAUMÉ AVEC LA DENSITÉ A 15° CENT.  
SELON GAY-LUSSAC

DEGRÉS BAUMÉ	DENSITÉ	DEGRÉS BAUMÉ	DENSITÉ	DEGRÉS BAUMÉ	DENSITÉ	DEGRÉS BAUMÉ	DENSITÉ
0	1,0000	19	1,1516	38	1,3574	57	1,6529
1	1,0069	20	1,1608	39	1,3703	58	1,6720
2	1,0140	21	1,1702	40	1,3834	59	1,6916
3	1,0242	22	1,1798	41	1,3968	60	1,7116
4	1,0285	23	1,1896	42	1,4105	61	1,7322
5	1,0358	24	1,1994	43	1,4244	62	1,7532
6	1,0434	25	1,2095	44	1,4386	63	1,7748
7	1,0509	26	1,2198	45	1,4531	64	1,7969
8	1,0587	27	1,2301	46	1,4678	65	1,8195
9	1,0665	28	1,2407	47	1,4828	66	1,8428
10	1,0744	29	1,2515	48	1,4984	67	1,8666
11	1,0825	30	1,2624	49	1,5141	68	1,8911
12	1,0907	31	1,2736	50	1,5301	69	1,9162
13	1,0990	32	1,2849	51	1,5466	70	1,9420
14	1,1074	33	1,2965	52	1,5633	71	1,9687
15	1,1160	34	1,3082	53	1,5804	72	1,9957
16	1,1247	35	1,3202	54	1,5978	73	2,0237
17	1,1335	36	1,3324	55	1,6158	74	2,0525
18	1,1425	37	1,3447	56	1,6342	75	2,0821

TABLE DE CORRECTION DES DENSITÉS SUIVANT LES TEMPÉRATURES

Température en degrés centigr.	5°	5°1	5°2	5°3	5°4	5°5	5°6	5°7	5°8	5°9	6°	6°1	6°2	6°3	6°4	6°5
1°	4,725	4,825	4,925	5,035	5,125	5,225	5,325	5,45	5,55	5,65	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225
2	4,725	4,85	4,95	5,05	5,15	5,25	5,35	5,45	5,55	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25
3	4,75	4,85	4,95	5,05	5,15	5,25	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275
4	4,75	4,875	4,975	5,075	5,175	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275
5	4,775	4,9	5	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,3
6	4,8	4,9	5	5,1	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325
7	4,8	4,925	5,025	5,125	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325
8	4,825	4,95	5,05	5,15	5,25	5,35	5,45	5,550	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25	6,35
9	4,85	4,975	5,075	5,175	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275	6,375
10	4,875	4,975	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,3	6,4
11	4,9	5	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,3	6,4
12	4,925	5,025	5,125	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425
13	4,95	5,05	5,15	5,25	5,35	5,45	5,55	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25	6,35	6,45
14	4,975	5,075	5,175	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275	6,375	6,475
15	5	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,3	6,4	6,5
16	5	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,3	6,4	6,5
17	5,025	5,125	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425	6,525
18	5,05	5,15	5,25	5,35	5,45	5,55	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25	6,35	6,45	6,55
19	5,075	5,15	5,275	5,35	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275	6,375	6,475	6,575
20	5,1	5,175	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6	6,1	6,2	6,3	6,4	6,5
21	5,1	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425	6,525	6,625
22	5,125	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425	6,525	6,625
23	5,15	5,25	5,35	5,45	5,55	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25	6,35	6,45	6,55	6,65
24	5,175	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275	6,375	6,475	6,575	6,675
25	5,2	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,225	6,325	6,425	6,525	6,625	6,725
26	5,225	5,325	5,425	5,525	5,625	5,725	5,825	5,925	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425	6,525	6,625	6,725
27	5,25	5,35	5,45	5,55	5,65	5,75	5,85	5,95	6,05	6,15	6,25	6,35	6,45	6,55	6,65	6,75
28	5,275	5,375	5,475	5,575	5,675	5,775	5,875	5,975	6,075	6,175	6,275	6,375	6,475	6,575	6,675	6,775
29	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6	6,1	6,2	6,325	6,425	6,525	6,625	6,725	6,825
30	5,3	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6,025	6,125	6,225	6,325	6,425	6,525	6,625	6,725	6,825

TABLE DE CORRECTION DES DENSITÉS SUIVANT LES TEMPÉRATURES (Suite)

Température en degrés centigr.	606	607	608	609	70	701	702	703	704	705	706	707	708	709	80
10	6,325	6,425	6,525	6,625	6,725	6,825	6,925	7,025	7,125	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,675
2	6,35	6,45	6,55	6,65	6,75	6,85	6,95	7,05	7,15	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,7
3	6,35	6,45	6,55	6,65	6,75	6,85	6,95	7,05	7,15	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,725
4	6,375	6,475	6,575	6,675	6,775	6,875	6,975	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,75
5	6,4	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,775
6	6,425	6,525	6,625	6,725	6,825	6,925	7,025	7,125	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,7	7,8
7	6,45	6,55	6,65	6,75	6,85	6,95	7,05	7,15	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,75	7,825
8	6,45	6,575	6,675	6,775	6,875	6,975	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,85
9	6,475	6,575	6,675	6,775	6,875	6,975	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875
10	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9
11	6,525	6,625	6,725	6,825	6,925	7,025	7,125	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,725	7,825	7,925
12	6,55	6,65	6,75	6,85	6,95	7,05	7,15	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,75	7,85	7,95
13	6,575	6,675	6,775	6,875	6,975	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875	7,975
14	6,575	6,675	6,775	6,875	6,975	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875	8
15	6,6	6,7	6,8	6,9	7	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8
16	6,625	6,725	6,825	6,925	7,025	7,125	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,725	7,825	7,925	8,025
17	6,65	6,75	6,85	6,95	7,05	7,15	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,75	7,85	7,95	8,05
18	6,65	6,75	6,85	6,95	7,075	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875	7,975	8,075
19	6,675	6,775	6,875	6,975	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8	8,1
20	6,7	6,8	6,9	7	7,125	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,725	7,825	7,925	8,025	8,125
21	6,725	6,825	6,925	7,025	7,15	7,25	7,35	7,45	7,545	7,65	7,75	7,85	7,95	8,05	8,15
22	6,75	6,85	6,95	7,05	7,175	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875	7,975	8,075	8,175
23	6,775	6,875	6,975	7,075	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8	8,1	8,2
24	6,8	6,9	7	7,1	7,225	7,325	7,425	7,525	7,625	7,725	7,825	7,925	8,025	8,125	8,225
25	6,825	6,925	7,025	7,125	7,25	7,35	7,45	7,55	7,65	7,75	7,85	7,95	8,05	8,15	8,25
26	6,85	6,95	7,05	7,15	7,275	7,375	7,475	7,575	7,675	7,775	7,875	7,975	8,075	8,175	8,275
27	6,875	6,975	7,075	7,175	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8	8,1	8,2	8,3
28	6,9	7	7,1	7,2	7,325	7,45	7,525	7,625	7,75	7,85	7,95	8,05	8,15	8,25	8,35
29	6,925	7,025	7,125	7,225	7,375	7,475	7,575	7,65	7,775	7,875	7,975	8,075	8,175	8,275	8,375
30	6,95	7,05	7,15	7,25	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8	8,1	8,2	8,3	8,4

TABLE DE CORRECTION DES DENSITÉS DES JUS DE BETTERAVES SUIVANT LES TEMPÉRATURES (SAILLARD)

A RETRANCHER A LA DENSITÉ RÉGIE LUE					A AJOUTER A LA DENSITÉ RÉGIE LUE									
DENSITÉS RÉGIÉS														
LUES														
10°	11°	12°	13°	14°	16°	17°	18°	19°	20°	21°	22°	23°	24°	25°
0,06	0,05	0,040	0,028	0,015	0,016	0,032	0,051	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,18	0,20
0,06	0,05	0,042	0,029	0,015	0,016	0,034	0,053	0,07	0,09	0,11	0,13	0,16	0,18	0,21
0,07	0,06	0,046	0,032	0,017	0,018	0,036	0,056	0,07	0,10	0,12	0,14	0,17	0,19	0,22
0,08	0,06	0,051	0,034	0,018	0,019	0,038	0,059	0,08	0,10	0,12	0,15	0,17	0,20	0,23
0,09	0,07	0,055	0,038	0,020	0,021	0,041	0,063	0,08	0,11	0,13	0,16	0,18	0,21	0,24
0,09	0,07	0,059	0,040	0,021	0,022	0,044	0,067	0,09	0,11	0,14	0,17	0,19	0,22	0,25
0,10	0,08	0,062	0,042	0,022	0,023	0,046	0,070	0,09	0,12	0,15	0,18	0,20	0,23	0,26
0,11	0,09	0,066	0,045	0,023	0,024	0,049	0,074	0,10	0,13	0,15	0,18	0,21	0,24	0,27
0,11	0,09	0,070	0,047	0,024	0,025	0,051	0,078	0,10	0,13	0,16	0,19	0,22	0,25	0,29
0,12	0,10	0,074	0,050	0,025	0,026	0,054	0,082	0,11	0,14	0,17	0,20	0,23	0,26	0,30
0,12	0,10	0,078	0,052	0,026	0,027	0,056	0,085	0,11	0,14	0,17	0,21	0,24	0,27	0,31
0,13	0,11	0,083	0,055	0,028	0,029	0,059	0,090	0,12	0,15	0,18	0,22	0,25	0,28	0,32
0,14	0,11	0,087	0,058	0,030	0,031	0,061	0,094	0,13	0,16	0,19	0,22	0,26	0,30	0,33

CORRECTIONS DES DEGRÉS BALLING OU BRUX POUR LES TEMPÉRATURES DE 17°5 (STAMMER-SACHS)

Température centigrades	DEGRÉS BALLING DE LA SOLUTION														
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	50	60	70	75		
	A soustraire de l'indication aréométrique														
0°	0,27	0,34	0,41	0,52	0,62	0,72	0,82	0,92	0,98	1,11	1,22	1,25	1,29		
5	0,23	0,30	0,37	0,44	0,52	0,59	0,65	0,72	0,75	0,80	0,88	0,91	0,94		
10	0,20	0,27	0,29	0,33	0,36	0,39	0,42	0,45	0,48	0,50	0,54	0,58	0,61		
11	0,18	0,23	0,26	0,28	0,31	0,34	0,36	0,39	0,41	0,43	0,47	0,50	0,53		
12	0,16	0,20	0,22	0,24	0,26	0,29	0,31	0,33	0,34	0,36	0,40	0,42	0,46		
13	0,14	0,18	0,19	0,21	0,22	0,24	0,26	0,27	0,28	0,29	0,33	0,35	0,39		
14	0,12	0,15	0,16	0,17	0,18	0,19	0,21	0,22	0,22	0,23	0,26	0,28	0,32		
15	0,09	0,11	0,12	0,14	0,14	0,15	0,16	0,17	0,17	0,17	0,19	0,21	0,25		
16	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10	0,10	0,11	0,12	0,12	0,12	0,14	0,16	0,18		
17	0,02	0,02	0,03	0,03	0,03	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,05	0,05	0,06		
	A ajouter à l'indication aréométrique														
18	0,02	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02		
19	0,06	0,08	0,08	0,09	0,09	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,08	0,06		
20	0,14	0,14	0,15	0,17	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,18	0,15	0,11		
21	0,16	0,20	0,22	0,24	0,24	0,25	0,25	0,25	0,26	0,26	0,25	0,22	0,18		
22	0,21	0,26	0,29	0,31	0,31	0,32	0,32	0,32	0,33	0,34	0,32	0,29	0,25		
23	0,27	0,32	0,35	0,37	0,38	0,39	0,39	0,39	0,40	0,42	0,39	0,36	0,33		
24	0,32	0,38	0,41	0,43	0,44	0,46	0,46	0,47	0,47	0,54	0,46	0,43	0,40		
25	0,37	0,44	0,47	0,49	0,51	0,53	0,54	0,55	0,56	0,58	0,54	0,51	0,48		
26	0,43	0,50	0,54	0,56	0,58	0,60	0,61	0,62	0,62	0,66	0,62	0,58	0,55		
27	0,49	0,57	0,61	0,63	0,65	0,68	0,65	0,69	0,70	0,74	0,70	0,65	0,62		
28	0,56	0,64	0,68	0,70	0,72	0,76	0,76	0,78	0,78	0,82	0,78	0,72	0,70		
29	0,63	0,71	0,75	0,78	0,79	0,84	0,84	0,86	0,86	0,90	0,86	0,80	0,78		
30	0,70	0,78	0,82	0,87	0,87	0,92	0,92	0,94	0,94	0,98	0,94	0,88	0,86		
35	1,10	1,17	1,22	1,24	1,30	1,32	1,33	1,35	1,36	1,39	1,34	1,27	1,25		
40	1,50	1,61	1,67	1,71	1,73	1,79	1,79	1,80	1,82	1,83	1,78	1,69	1,65		
50	—	2,65	2,71	2,74	2,78	2,80	2,80	2,80	2,80	2,79	2,70	2,56	2,51		
60	—	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,88	3,90	3,82	3,70	3,43	3,41		
70	—	—	5,18	5,20	5,14	5,13	5,10	5,08	5,06	4,90	4,72	4,74	4,35		
80	—	—	6,62	6,59	6,54	6,46	6,38	6,30	6,26	6,06	5,82	5,50	5,33		

CORRECTIONS DES DEGRÉS BRIX POUR LA TEMPÉRATURE DE 20° (ZLOBINSKY)

Température centigrades	DEGRÉS BRIX DE LA SOLUTION												
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	50	60	70	80
	A soustraire de l'indication aréométrique												
0°	0,38	0,46	0,56	0,69	0,79	0,90	1,00	1,10	1,17	1,20	1,40	1,40	1,40
5	0,34	0,44	0,52	0,61	0,69	0,77	0,83	0,90	0,94	0,99	1,06	1,06	1,05
10	0,31	0,40	0,44	0,50	0,53	0,57	0,60	0,63	0,67	0,69	0,72	0,73	0,72
11	0,29	0,37	0,41	0,45	0,48	0,52	0,54	0,57	0,60	0,62	0,65	0,65	0,64
12	0,27	0,34	0,37	0,41	0,43	0,47	0,49	0,51	0,53	0,55	0,58	0,57	0,57
13	0,25	0,32	0,34	0,38	0,39	0,42	0,44	0,45	0,47	0,48	0,51	0,50	0,50
14	0,23	0,29	0,31	0,34	0,35	0,37	0,39	0,40	0,41	0,42	0,44	0,43	0,43
15	0,20	0,25	0,27	0,31	0,31	0,33	0,34	0,34	0,35	0,36	0,37	0,36	0,36
16	0,17	0,21	0,23	0,26	0,27	0,28	0,29	0,30	0,31	0,31	0,32	0,31	0,29
17	0,13	0,16	0,18	0,20	0,20	0,22	0,22	0,22	0,23	0,23	0,23	0,20	0,17
18	0,09	0,11	0,12	0,14	0,14	0,15	0,15	0,15	0,16	0,16	0,15	0,12	0,09
19	0,05	0,06	0,07	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,09	0,09	0,08	0,07	0,05
	A ajouter à l'indication aréométrique												
21	0,05	0,06	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
22	0,10	0,10	0,12	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,18	0,15	0,14	0,12	0,14
23	0,16	0,16	0,20	0,20	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,23	0,21	0,21	0,22
24	0,21	0,21	0,26	0,26	0,27	0,28	0,28	0,29	0,28	0,31	0,28	0,28	0,29
25	0,26	0,26	0,32	0,32	0,34	0,35	0,35	0,37	0,36	0,39	0,36	0,36	0,37
26	0,32	0,32	0,39	0,39	0,41	0,42	0,42	0,44	0,43	0,47	0,44	0,43	0,44
27	0,38	0,38	0,46	0,46	0,48	0,50	0,50	0,51	0,51	0,55	0,52	0,50	0,51
28	0,45	0,45	0,53	0,53	0,55	0,58	0,58	0,60	0,59	0,63	0,60	0,57	0,59
29	0,52	0,52	0,60	0,61	0,62	0,66	0,66	0,68	0,67	0,71	0,68	0,65	0,67
30	0,59	0,59	0,67	0,70	0,71	0,74	0,74	0,76	0,75	0,79	0,76	0,73	0,75
35	0,99	0,99	1,07	1,07	1,13	1,14	1,14	1,17	1,17	1,20	1,16	1,12	1,14
40	1,39	1,39	1,52	1,54	1,56	1,61	1,61	1,62	1,63	1,64	1,60	1,54	1,54
50	—	—	2,56	2,57	2,61	2,62	2,62	2,62	2,61	2,60	2,52	2,41	2,40
60	—	—	3,73	3,71	3,71	3,70	3,70	3,70	3,71	3,63	3,52	3,28	3,30
70	—	—	5,03	5,03	4,99	4,95	4,92	4,90	4,87	4,71	4,54	4,32	4,24
80	—	—	6,47	6,42	6,37	6,28	6,20	6,12	6,07	5,87	5,64	5,35	5,22
90	—	—	8,41	7,99	7,89	7,79	7,65	7,53	7,39	7,11	6,78	6,43	6,26
100	—	—	9,86	9,70	9,55	9,38	9,20	9,03	8,85	8,45	8,04	7,61	7,31

TABLE DE CORRECTION DES DEGRÉS BAUMÉ SUIVANT LES TEMPÉRATURES (H. NOVÉ)

15° c.

Températures	A ajouter	Températures	A ajouter	Températures	A ajouter	Températures	A ajouter	Températures	A ajouter
16	0,05	33	0,90	50	1,75	67	2,60	84	3,45
17	0,10	34	0,95	51	1,80	68	2,65	85	3,50
18	0,15	35	1,00	52	1,85	69	2,70	86	3,55
19	0,20	36	1,05	53	1,90	70	2,75	87	3,60
20	0,25	37	1,10	54	1,95	71	2,80	88	3,65
21	0,30	38	1,15	55	2,00	72	2,85	89	3,70
22	0,35	39	1,20	56	2,05	73	2,90	90	3,75
23	0,40	40	1,25	57	2,10	74	2,95	91	3,80
24	0,45	41	1,30	58	2,15	75	3,00	92	3,85
25	0,50	42	1,35	59	2,20	76	3,05	93	3,90
26	0,55	43	1,40	60	2,25	77	3,10	94	3,95
27	0,60	44	1,45	61	2,30	78	3,15	95	4,00
28	0,65	45	1,50	62	2,35	79	3,20	96	4,05
29	0,70	46	1,55	63	2,40	80	3,25	97	4,10
30	0,75	47	1,60	64	2,45	81	3,30	98	4,15
31	0,80	48	1,65	65	2,50	82	3,35	99	4,20
32	0,85	49	1,70	66	2,55	83	3,40	100	4,25

VOLUME DE L'EAU DISTILLÉE AUX DIFFÉRENTES TEMPÉRATURES

(L'UNITÉ DE VOLUME DE L'EAU ÉTANT A 4°)

TEMPÉRATURES	ROSSETTI	DESPRETZ	KOPP	ISIDORE PIERRE	MOYENNE
	1838	1839	1847	1845-1852	
- 4	1,000516	1,000562	1,000000	1,000557	1,000546
- 2	1,000296	1,000308	1,000000	1,000217	1,000308
0	1,000136	1,000137	1,000123	1,000119	1,000130
+ 4	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000
10	1,000246	1,000268	1,000247	1,000267	1,000260
14	1,000691	1,000715	1,000679	1,000707	1,000706
20	1,001742	1,001790	1,001690	1,001713	1,001746
32	1,004889	1,004940	1,004816	1,004804	1,004874
40	1,007738	1,007730	1,007632	1,007632	1,007695
50	1,011907	1,012050	1,011891	1,011936	1,011941
60	1,016861	1,016980	1,016915	1,017232	1,016919
70	1,022529	1,022550	1,022372	1,023059	1,022555
80	1,028836	1,028850	1,028708	1,029483	1,028869
90	1,035662	1,035660	1,035525	1,036413	1,035675
100	1,043116	1,043150	1,043125	1,043773	1,043130

TABLEAU DE CONCORDANCE ENTRE LE VIDE EN POUCES ET LA HAUTEUR  
DE LA COLONNE DE MERCURE (1 POUCE = 2707).

Pouces de vide	En cent. de mercure	Pouces de vide	En cent. de mercure	Pouces de vide	En cent. de mercure
0	76,000	10	48,930	20	21,860
1	73,293	11	46,223	21	19,153
2	70,586	12	43,516	22	16,446
3	67,879	13	40,809	23	13,739
4	65,172	14	38,102	24	11,032
5	62,465	15	35,395	25	8,325
6	59,758	16	32,688	26	5,618
7	57,051	17	29,981	27	2,911
8	54,344	18	27,274	28	0,204
9	51,637	19	24,567	28 075	0,000



# TABLE DES MATIÈRES

---

## CHAPITRE PREMIER

### ÉVAPORATION DES JUS SUCRÉS

	Pages
§ 1. — ETUDE DE LA VAPEUR.....	7
Formules générales.....	7
Vapeur saturée.....	9
Vapeur surchauffée.....	9
Vapeur humide.....	12
Eau vésiculaire.....	13
Condensation de la vapeur humide.....	17
Mélange d'air et de vapeur.....	18
Gaz ammoniacaux.....	23
§ 2. — CONDENSATION DE LA VAPEUR SUR LES PAROIS DE CHAUFFAGE.....	25
Etude sur les appareils de condensation.....	26
Condensation de la vapeur dans les appareils d'évaporation.....	26
Lois de la condensation.....	28
Conséquences du travail précédent.....	34
§ 3. — TRANSMISSION DE LA CHALEUR A TRAVERS LES PAROIS DES APPAREILS D'ÉVAPORATION ET DE CHAUFFAGE.....	35
§ 4. — RÉCEPTION DU CALORIQUE PAR LE LIQUIDE EN ÉBULLITION.....	37
§ 5. — VAPORISATION DES LIQUIDES.....	46
§ 6. — APPLICATION DES FORMULES.....	51
Chaleur spécifique des solutions sucrées.....	57
Points d'ébullition des solutions sucrées.....	60
Rapport du sucre à l'eau d'après les quotients de pureté et les températures.....	62
§ 7. — RÉSUMÉ.....	65

---

## CHAPITRE DEUXIÈME

### CALCUL D'UN APPAREIL D'ÉVAPORATION A TRIPLE-EFFET

§ 1. — DONNÉES GÉNÉRALES.....	70
§ 2. — CALCUL DES ÉLÉMENTS DE L'APPAREIL.....	72
Conduites de vapeur.....	73
Calcul de la pompe à air et du condenseur.....	79
Calcul du tuyau d'alimentation de jus.....	84
Tuyaux divers.....	84

---

## CHAPITRE TROISIÈME

### APPAREILS A EFFETS MULTIPLES

§ 1. — COMPARAISON ENTRE LES CAISSES D'ÉVAPORATION VERTICALES ET HORIZONTALES. — CALCUL DES QUANTITÉS DE VAPEUR DANS LES DIFFÉRENTES CAISSES D'UN APPAREIL D'ÉVAPORATION...	88
---	----

	Pages
§ 2. — APPAREILS A RUISSELLEMENT.....	99
§ 3. — APPAREILS A EFFETS MULTIPLES DANS LE VIDE CONJUGUÉS AVEC LES CHAUFFAGES A EFFETS MULTIPLES.....	102
Consommations de vapeur :	
1° Triple-effet.....	111
2°-3°-4° Quadruple-effet.....	112
5°-6° Quintuple-effet.....	113
7° Sextuple-effet.....	114
8° Triple-effet sous pression.....	115
Tableau des températures dans les différents corps.....	116
§ 4. — PRÉÉVAPORATEURS ET ÉVAPORATION SOUS PRESSION :	
Préévaporateurs.....	117
Évaporation sous pression.....	119
§ 5. — COMPRESSION DE LA VAPEUR.....	125
Chaleur dégagée par la compression et absorbée par la détente des fluides gazeux.....	128
§ 6. — ETUDE SUR LES COMPRESSEURS DE VAPEUR.....	131
Vapeur sèche.....	132
Vapeur humide.....	134
Procédés Prache et Bouillon.....	139

#### CHAPITRE QUATRIÈME

##### MOUVEMENTS DES VAPEURS DANS LES TUYAUX ET LES RALENTISSEURS

§ 1. — THÉORIE.....	145
§ 2. — EXPÉRIENCES.....	147
1) Tuyaux.....	148
2) Ralentisseurs.....	152

#### CHAPITRE CINQUIÈME

##### DONNÉES GÉNÉRALES. — TABLEAUX

Tension de la vapeur d'eau à différentes températures (Gay-Lussac).....	169
Tableau relatif aux vapeurs saturées (Zeuner).....	172
Solubilité du sucre dans l'eau pure (Flourens).....	173
Comparaison entre les Brix, les poids spécifiques et les degrés Baumé ramenés à 15° C.....	174
Comparaison entre les degrés Balling et les degrés Baumé à 17°5.....	182
Comparaison entre les degrés Baumé avec la densité à 15° C. (Gay-Lussac).....	183
Table de correction des densités suivant les températures.....	184
Table de correction des densités de jus de betteraves suivant les températures (Saillard).....	186
Table de correction des degrés Brix suivant les températures de 17°5 (Stammer-Sachs).....	187
Table de correction des degrés Brix suivant les températures de 20° (Zlobinski).....	188
Table de correction des degrés Baumé suivant les températures de 15° (H. Nové).....	189
Volume de l'eau distillée aux différentes températures.....	189
Table de concordance entre le vide en pouces et la hauteur de la colonne de mercure.....	190
TABLE DES MATIÈRES.....	191