



Bibliothèque technologique

*E. Sorel*

Distillation  
et Rectification

Georges CARRÉ & C. NAUD, Éditeurs



DISTILLATION  
ET  
**RECTIFICATION**  
INDUSTRIELLES





DISTILLATION  
ET  
RECTIFICATION  
INDUSTRIELLES

PAR

E. SOREL

EX-INGÉNIEUR DES MANUFACTURES DE L'ÉTAT



PARIS

GEORGES CARRÉ ET C. NAUD, ÉDITEURS

3, RUE RACINE, 3

1899



# LA DISTILLATION

ET LA

## RECTIFICATION INDUSTRIELLES

---

### AVANT-PROPOS

Quand mon savant ami, le docteur Effront, conçut l'idée de créer à Bruxelles l'*Institut des fermentations*, il commença par s'assurer, sans acception de nationalité, le concours de spécialistes, tant savants qu'industriels. Chacun d'eux devait, en une quinzaine de conférences, initier ses auditeurs au sujet qu'il avait spécialement étudié. L'idée était judicieuse puisque, à l'appel de l'Institut des fermentations, ont répondu de nombreux auditeurs représentant les divers pays de l'Europe. Les uns étaient des élèves ayant suivi les cours des Universités, d'autres des chefs d'usines, d'autres des ingénieurs ou des chimistes industriels.

Cette diversité d'origine des auditeurs causait pour certains cours une réelle difficulté; en particulier pour celui qui m'est confié depuis la création de l'Institut. On peut évidemment présenter sous une forme éminemment pratique les notions sur la distillation et la rectification: cela sera suffisant pour le pur praticien, mais l'étudiant et l'ingénieur ne s'en contenteront pas, et demanderont le *pourquoi* au lieu d'accepter des explications forcément assez vagues et par cela même parfois dangereuses. En technolo-

gie il n'est, en effet, rien de plus scabreux que de rester avec des idées générales, des formules obscures d'où l'on peut déduire aussi bien le faux que le vrai.

J'ai donc été amené à diviser mes leçons, autant que possible, en deux parties : l'une s'adressant à tous les auditeurs, partie de discussion facile et de description ; l'autre où l'étude physique et quelque peu mathématique n'intéressait qu'un public plus instruit. Dans un traité didactique, il me semble mauvais de suivre une pareille marche : la lecture de l'ouvrage serait fatigante et exposerait l'auteur à de nombreuses redites.

Je me suis donc décidé à faire suivre immédiatement la description de chaque appareil de son étude théorique, tout en donnant chaque fois les renseignements techniques nécessaires au praticien. Des parenthèses enserrent les parties plus spécialement destinées aux ingénieurs.

Il est évident que la lecture de ces leçons ne formera pas de suite un jeune homme à la connaissance de toutes les difficultés techniques qu'il peut rencontrer dans sa carrière : la pratique est chose absolument nécessaire. Mon ambition se borne à communiquer des idées générales et suffisamment précises pour qu'en présence d'un défaut de marche ou d'un accident, on puisse en reconnaître rapidement la cause, pour qu'on soit à même de faire, à priori, un choix entre différents types d'appareils suivant le but à atteindre.

Le sujet embrassé est très vaste ; mais, pour le traiter complètement, il nous manque encore bien des connaissances. Fort heureusement, l'étude de la distillation et de la rectification des alcools bruts nous permet d'étudier presque tous les cas avec des notions précises, les unes empruntées aux travaux

des savants tels que Gay-Lussac, Regnault, Jamin, Dupré et Page, les autres déduites de mes propres travaux. De temps en temps nous ferons une incursion dans le domaine d'industries étrangères au sujet principal pour y chercher des applications et des vérifications des idées émises.

Je ne me flatte pas d'avoir scellé la dernière pierre de l'édifice bâti par tant de savants; mais je crois que, dès aujourd'hui, on peut avoir une idée nette du problème très délicat posé aux industriels, des progrès réalisés, des solutions à venir et des difficultés qu'il reste à vaincre. Je me propose surtout de bien poser la question.

Ainsi que je viens de le dire, et pour répondre au but de l'Institut des fermentations, je prendrai le plus souvent comme exemple ce qui se passe dans la distillation et la rectification des alcools bruts. Je ferai donc précéder les leçons proprement dites des tables essentiellement utiles à ce travail.

#### GÉNÉRALITÉS SUR L'ALCOOMÉTRIE

Le dosage rapide de deux corps organiques mélangés peut être fait souvent par la mesure de la densité du mélange. Il serait, dans bien des cas, très difficile, sinon impossible, de recourir à ces réactions que nous employons en chimie minérale et qui nous permettent de faire entrer un des corps à doser dans une combinaison insoluble, isolable, et bien caractéristique. La mesure de la densité n'est certes pas une garantie absolument sérieuse; elle est parfois suffisante, surtout si on la combine avec la mesure du point d'ébullition, de la constante capillaire, du point d'inflammation, de la solubilité dans tel ou tel

réactif, de réactions spécifiques, etc. Plus on réunira de notions spécifiques, plus on approchera de la certitude sans encore avoir le droit d'affirmer. Dans les tables suivantes nous donnerons quelques renseignements sur certains mélanges, et en particulier sur ceux qui nous intéressent le plus, ceux d'alcool et d'eau.

En ce qui concerne ces mélanges, le premier travail permettant de faire le titrage en se basant sur la densité est, à ma connaissance, celui de Gilpin (1790) qui fut repris et corrigé par Tralles et forme depuis la base de l'alcoométrie en Allemagne. En France, on s'est longtemps servi d'une table dressée par Gay-Lussac ; celle-ci a été remaniée par MM. Berthelot, Coulier et d'Almeida. Si, somme toute, on tient compte des températures normales adoptées par les divers auteurs on ne peut constater entre leurs tables que des différences presque inappréciables. La table de Gilpin se rapporte à une température normale de  $60^{\circ} \text{F} = 12^{\circ}, \frac{4}{9} \text{R} = 15^{\circ}, \frac{5}{9} \text{C}$ , tandis que pour la table française la température normale est exactement  $15^{\circ} \text{C}$ .

La table de Gilpin a donc servi, de base aux tables et aux instruments de Tralles et de Brix, tandis qu'en France nous utilisons la table de Gay-Lussac modifiée par MM. Berthelot, Coulier et d'Almeida, comme le montre la comparaison des tables I et II.

L'alcoomètre Cartier étant presque seul usité dans les pays de langue espagnole, je donne la conversion des degrés Cartier en degrés Gay-Lussac. (Table III.)

En Angleterre, il existe un système absolument spécial : la richesse des alcools est estimée non en centièmes, mais par comparaison avec une liqueur *type* appelée *proof spirit*. Le *proof spirit* sert de base pour la perception des droits : c'est un mélange

d'alcool pur et d'eau ayant pour densité 0,918633 à 60° F = 15° 56 C. On le prépare en ajoutant 103,09 parties d'eau à 100 parties d'alcool pur : il contient 47,5 p. 100 en poids d'alcool. Une liqueur est dite *over proof* quand elle est plus riche que l'alcool type; par exemple, nous aurons une liqueur 20° *over proof* s'il nous faut ajouter à 100 litres de celle-ci 20 litres d'eau pure pour obtenir la liqueur type. Une liqueur est dite *under proof* quand elle est plus faible que la liqueur normale; on dit qu'elle a 10° *under proof* quand il faut en retrancher 10 p. 100 d'eau pour obtenir le *proof*.

La table suivante donne la corrélation établie par le docteur Ure entre la densité mesurée à 15° 55 et les degrés *proof* mesurés par l'alcoomètre Sykes. (Table IV.)

Il subsiste encore dans certaines parties de la France des modes d'appréciation tout spéciaux. On appelle eau-de-vie *preuve de Hollande* le liquide de densité 0,9462, soit de 43 p. 100, capable d'enflammer de la poudre à canon quand celle-ci en est arrosée, et eau-de-vie *preuve d'huile* le liquide de densité 0,9151, soit environ 51 p. 100. Ces désignations, quoique tombant en défaveur, sont encore utiles à connaître. Il en est de même des suivantes, où l'on exprime par des fractions la richesse de l'alcool, le numérateur indiquant la quantité d'eau à ajouter pour obtenir, en *preuve de Hollande*, le volume inscrit au dénominateur. On employait ainsi les expressions :

$$\frac{5}{6}, \frac{4}{5}, \frac{3}{4}, \frac{2}{3}, \frac{5}{9}, \frac{6}{11}, \frac{3}{6}, \frac{3}{7}, \frac{3}{8}, \frac{3}{9}.$$

Le  $\frac{3}{7}$ , par exemple, caractérisait un liquide alcoolique dont trois volumes doivent être additionnés de

quatre volumes d'eau pour fournir un liquide ayant la densité de 0,9462 ; il correspond à 88-89° G.-L. ; le  $\frac{3}{6}$  à 80°-81° G.-L., le  $\frac{3}{9}$  à 91° G.-L. Ces désignations sont encore bonnes à connaître, mais tombent en désuétude.

Ainsi que je l'ai expliqué plus haut, les déterminations densimétriques sont supposées faites sur des mélanges de deux corps purs, et à une température normale nettement définie. Admettons que, comme en France, la densité soit rapportée à l'eau à 15° C, si nous voulons la rapporter à l'eau à 4°, c'est-à-dire avoir le vrai poids du litre à 15° de notre solution, nous devons multiplier par la densité de l'eau à 15° (0,99916) les nombres donnés par les tables. Il en serait de même pour toutes les autres températures. En d'autres termes, dès que nous n'opérons pas à la température *normale* pour laquelle les instruments ont été construits, les indications des instruments sont fautives puisque la dilatation de l'eau pure et celle d'un mélange d'alcool et d'eau (par exemple) ne sont pas identiques. Il est, par suite, nécessaire, chaque fois que nous étudions, par mesure directe ou indirecte de la densité, la composition d'un mélange binaire de recourir à des corrections pour passer de la richesse *apparente* à la richesse *vraie*.

Gay-Lussac a établi des tables permettant de passer immédiatement de la richesse apparente à la richesse vraie en tenant compte de la température. Il est essentiel d'insister sur ces tables, car elles ont été métamorphosées pour le service de la régie, ce qui cause souvent d'étranges erreurs. Il faut noter que la température agit de deux façons : d'une part sur la densité, d'autre part sur le volume du liquide. On



trouve dans la table de Gay-Lussac les deux corrections; elle a été modifiée plus tard dans des limites assez faibles, mais le principe persiste. La colonne horizontale supérieure (table V) indique les degrés alcooliques apparents lus sur l'alcoomètre, la première ligne verticale les températures observées de 0° à 30°. A l'intersection de chaque ligne et de chaque colonne, on lit le degré volumétrique corrigé, et, au-dessous, le volume réel que prendraient à 15° 1 000 volumes lus à la température de l'expérience. Gay-Lussac a appelé *force* d'un liquide alcoolique le volume d'alcool à 100° existant dans 100 volumes de liquide considéré, le tout étant à la température de 15°. Il a donc donné le moyen de passer de la *force apparente* à la *force réelle* et au *volume* qu'occuperaient à 15° C. 1 000 litres mesurés à la température donnée. Par exemple, un alcool marque 97° G.-L. à la température de 25° C. La force réelle sera 94° 9 et 1 000 litres de liquide occuperaient à 15° 990 litres.

Nous n'avons pas besoin d'autre renseignement si nous voulons comparer la marche de deux appareils à distiller ou à rectifier. Mais les services de la régie ou des accises demandent des calculs simplifiés pour mesurer les quantités d'alcool soumises aux droits. On a donc créé une table (table VI) dans laquelle le calcul est fait d'avance à l'usage des employés: Si l'on veut, en se servant de la table des forces réelles, connaître la quantité d'alcool existant dans 1 000 litres de notre produit, on doit faire les deux corrections et multiplier les deux nombres corrigés; par exemple, dans le cas précédent, on fera le produit  $990 \times 94,9 = 939151$  d'alcool à 100°. Pour éviter les erreurs et les contestations journalières qui peuvent résulter de constatations plus ou moins bien faites, on a créé une table dite des *richesses alcooliques* où

les corrections ont été calculées d'avance. C'est la seule qui existe dans le service de la régie, mais lorsque le fabricant s'en sert pour le contrôle de ses appareils, il oublie de quelle façon et dans quel but elle a été établie. Les exemples suivants montrent à quelles erreurs cet oubli entraîne alors.

Supposons qu'un rectificateur produise *réellement* de l'alcool à 96°5 G.-L., et que nous lisions la force apparente à 5° C., 15° C., 25° C, nous observons les titres :

à 5° C.	94°,5 G.-L.
à 15°	96°,5
à 25°	98°,5

en appliquant les tables des richesses alcooliques nous trouverons, pour le même alcool,

à 5° C.	97°,9 G.-L.
à 15°	96°,5
à 25°	95°,5

et nous en concluons faussement que l'appareil donne de l'alcool très fort en hiver et très faible en été.

Aussi serait-il à souhaiter que, conformément à l'initiative de M. Barbet et aux vœux qui, sur sa proposition, ont été présentés par l'Association internationale des chimistes de distillerie et de sucrerie, on en revint à l'alcoométrie pondérale dont le contrôle est facile et qui ne comporte pas de telles sources d'erreur.

Nous verrons d'ailleurs que, dans tous les calculs, c'est le titre pondéral seul qui sert.

La table de Courtonne donne, en regard de la force réelle, le poids du litre pesé à 15° dans l'air, et le volume à 15° du kilogramme apparent de liquide. (Table VII.)

En Suisse, on se sert d'un barème où, le poids et la force réelle étant connus, on trouve le nombre de litres à 100° existant dans un poids connu de liquide.

Les premiers alcools de la série grasse déterminent par leur mélange avec l'eau une contraction notable. On ne peut donc se contenter d'une simple règle de mélange pour obtenir un liquide alcoolique de densité donnée.

Nous verrons que souvent l'industriel est obligé de ramener à un degré déterminé un mélange d'eau et d'alcool éthylique pour le soumettre à la rectification ou à l'épuration. La table VIII due à M. Guillemain permet de déterminer la quantité d'eau à ajouter quand on n'a que des mélanges d'alcool et d'eau à la température de 15°. Autrement il faut se servir des tables précédentes.

Il est très souvent important de connaître le titre des vapeurs produites par un mélange déterminé porté à l'ébullition. Je donne dans la table IX la correspondance entre la richesse d'un mélange pur d'alcool et d'eau et la richesse des vapeurs alcooliques produites sous la pression ordinaire et à l'abri de toute condensation. Cette table ainsi établie fournit des données très différentes de celles qui résultent des travaux de Gröning et de M. Duclaux, mais je me suis attaché à éviter toute condensation par rayonnement de façon à avoir des données fixes et que l'on pourra utiliser dans tous les cas en se servant des procédés de calcul que nous étudierons dans le cours des leçons. La table de Gröning est empirique et rien n'indique dans quelles conditions elle a été établie.

A ces tables d'usage courant viendront s'ajouter des tables spéciales destinées à faciliter les calculs qui seront exposés dans le cours des leçons.

TABLEAU I

*Alcoométrie (tableau de Gay-Lussac)*

DEGRÉS centésimaux ou centièmes d'alcool en volume.	POIDS DU LITRE A 15° rapporté à l'eau au maximum de densité.		TITRE pondéral ou centièmes d'alcool absolu en poids.	CONTRAC- TION des mélanges alcoo- liques.	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15° (Gay- Lussac).	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15°,55 (Brix).
	Dans le vide.	Dans l'air				
0	gr. 999,2	gr. 998,08	0 00	0,00	1,000	1,000
1	997,7	996,58	0,80	0,06	0,9985	0,9985
2	996,2	995,08	1,59	0,11	997	997
3	994,8	993,68	2,39	0,17	9956	9956
4	993,4	992,28	3,20	0,24	9942	9942
5	992,1	990,98	4,04	0,32	9929	9928
6	990,8	989,69	4,81	0,39	9916	9915
7	989,5	988,39	5,62	0,47	9903	990
8	988,3	987,19	6,43	0,56	9891	989
9	987,	985,89	7,24	0,64	9878	9878
10	985,9	984,79	8,05	0,73	9867	9866
11	984,7	983,59	8,87	0,81	9855	9854
12	983,6	982,49	9,67	0,91	9844	9843
13	982,5	981,39	10,51	1	9833	9832
14	981,4	980,29	11,33	1,10	9822	9821
15	980,4	979,29	12,15	1,20	9812	9811
16	979,4	978,29	12,97	1,31	9802	980
17	978,4	977,29	13,80	1,42	9792	979
18	977,4	976,29	14,62	1,52	9782	978
19	976,5	975,40	15,45	1,64	9773	9773
20	975,5	974,40	16,28	1,74	9763	976
21	974,5	973,40	17,11	1,85	9753	975
22	973,4	972,30	17,94	1,94	9742	974
23	972,4	971,30	18,78	2,05	9732	9729
24	971,3	970,20	19,62	2,14	9721	9719
25	970,3	969,20	20,46	2,25	9711	9709
26	969,2	968,10	21,30	2,35	970	9698
27	968,2	967,10	22,14	2,45	969	9688
28	967,1	966	22,99	2,54	9679	9677
29	966	964,90	23,84	2,64	9668	9666
30	964,9	963,80	24,69	2,73	9657	9655
31	963,7	962,60	25,54	2,82	9645	9643
32	962,5	961,40	26,40	2,90	9633	9631
33	961,3	960,21	27,26	2,99	9621	9618
34	960	958,91	28,12	3,07	9608	9605

TABLEAU DE GAY-LUSSAC

DEGRÉS centésimaux ou centièmes d'alcool en volume.	POIDS DU LITRE A 15° rapporté à l'eau au maximum de densité.		TITRE pondéral ou centièmes d'alcool absolu en poids.	CONTRAC-TION des mélanges alcoo-liqués.	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15° (Gay-Lussac).	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15°,55 (Brix).
	Dans le vide.	Dans l'air				
35	gr. 958,6	gr. 957,51	28,99	3,13	0,9594	0,9592
36	957,3	956,21	29,86	3,21	9581	9579
37	955,9	954,81	30,73	3,27	9567	9565
38	954,5	953,41	31,61	3,34	9553	955
39	953	951,91	32,49	3,39	9538	9535
40	951,5	950,41	33,38	3,45	9523	9519
41	949,9	948,81	34,27	3,49	9507	9503
42	948,3	947,21	35,17	3,54	9491	9487
43	946,6	945,52	36,07	3,57	9474	947
44	944,9	943,82	36,97	3,61	9457	945
45	943,2	942,12	37,88	3,64	944	9435
46	941,4	940,32	38,10	3,67	9422	9417
47	939,6	938,52	39,72	3,69	9404	9399
48	937,8	936,72	40,64	3,72	9386	9381
49	935,9	934,82	41,57	3,73	9367	9362
50	934	932,92	42,51	3,75	9348	9343
51	932,1	931,03	43,44	3,77	9329	9323
52	930,1	929,03	44,39	3,77	9309	9303
53	928,1	927,03	45,34	3,78	9289	9283
54	926,1	925,03	46,30	3,78	9269	9263
55	924	922,93	47,26	3,78	9248	9242
56	921,9	920,83	48,23	3,77	9227	9221
57	919,8	918,73	49,20	3,77	9206	920
58	917,7	916,64	50,18	3,76	9185	9178
59	915,5	914,43	51,17	3,75	9163	9156
60	913,3	912,24	52,16	3,73	9141	9134
61	911,1	910,04	53,16	3,71	9119	9112
62	908,8	907,74	54,17	3,69	9096	909
63	906,5	905,44	55,18	3,67	9073	9067
64	904,2	903,15	56,20	3,64	905	9044
65	901,9	900,85	57,22	3,62	9027	9021
66	899,6	898,55	58,25	3,59	9004	8997
67	897,2	896,15	59,29	3,56	898	8973
68	894,8	893,75	60,34	3,52	8956	8949
69	892,4	891,35	61,39	3,49	8932	8925
70	889,9	888,86	62,45	3,45	8907	890
71	887,4	886,36	63,53	3,40	8882	8875
72	885	883,86	64,60	3,36	8857	885
73	882,4	881,26	65,69	3,30	8831	8825
74	879,8	878,66	66,79	3,25	8805	8799
75	877,2	876,66	67,89	3,19	8779	8773
76	874,6	873,47	69	3,14	8753	8747

DEGRÉS centésimaux ou centièmes d'alcool en volume.	POIDS DU LITRE A 15° rapporté à l'eau au maximum de densité.		TITRE pondéral ou centièmes d'alcool absolu en poids.	CONTRAC-TION des mélanges alcoo-liqués.	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15° (Gay-Lussac).	DENSITÉS par rapport à l'eau à 15°,55 (Brix).
	Dans le vide.	Dans l'air				
	gr.	gr.				
77	871,9	870,77	70,13	3,07	0,8726	0,872
78	869,2	868,07	71,26	3,61	8699	8693
79	866,5	865,37	72,39	2,94	8672	8665
80	863,8	862,67	73,54	2,88	8645	8639
81	861	859,88	74,70	2,80	8617	8611
82	858,2	857,08	75,87	2,73	8589	8583
83	855,3	854,18	77,06	2,64	856	8555
84	852,4	851,28	78,25	2,56	8531	8526
85	849,5	848,38	79,45	2,48	8502	8496
86	846,5	845,39	80,67	2,38	8472	8466
87	843,5	842,39	81,90	2,29	8442	8436
88	840,4	839,29	83,14	2,18	8411	8405
89	837,2	836,09	84,41	2,07	8379	8373
90	833,9	832,79	85,70	1,94	8346	8339
91	830,5	829,40	87	1,81	8312	8306
92	827,1	826	88,32	1,67	8278	8272
93	823,5	822,40	89,67	1,52	8242	8237
94	819,9	818,80	91,03	1,36	8206	8201
95	816,1	815,01	92,43	1,19	8168	8164
96	812,1	811,01	93,86	0,99	8128	8125
97	807,9	806,81	95,33	0,78	8086	8084
98	803,1	802,42	96,84	0,54	8042	8041
99	798,9	797,82	98,39	0,29	7996	7995
100	794	792,92	100	0	7947	7946

TABLEAU II

*Comparaison des indications du nouvel alcoomètre légal et de l'ancien alcoomètre de Gay-Lussac, d'après le bureau national des poids et mesures (1884).*

LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC
0	0	3	3,06	6	6,11	9	9,08
1	1,04	4	4,05	7	7,11	10	10,15
2	2,03	5	5,10	8	8,15	11	11,15

LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC	LÉGAL	GAY-LUSSAC
12	12, 14	34	34, 20	56	56, 29	78	76, 09
13	13, 15	35	35, 13	57	57, 30	79	79, 10
14	14, 13	36	36, 18	58	58, 31	80	80, 12
15	15, 19	37	37, 18	59	59, 28	81	81, 12
16	16, 24	38	38, 21	60	60, 27	82	82, 13
17	17, 27	39	39, 20	61	61, 27	83	83, 11
18	18, 29	40	40, 22	62	62, 24	84	84, 12
19	19, 41	41	41, 21	63	63, 23	85	85, 14
20	20, 43	42	42, 23	64	64, 20	86	86, 14
21	21, 43	43	43, 21	65	65, 20	87	87, 16
22	22, 33	44	44, 21	66	66, 21	88	88, 16
23	23, 34	45	45, 22	67	67, 19	89	89, 15
24	24, 25	46	46, 21	68	68, 18	90	90, 14
25	25, 26	47	47, 21	69	69, 19	91	91, 12
26	26, 18	48	48, 22	70	70, 17	93	93, 10
27	27, 23	49	49, 22	71	71, 16	94	94, 11
28	28, 20	50	50, 22	72	72, 16	95	95, 10
29	29, 19	51	51, 25	73	73, 13	96	96, 09
30	30, 22	52	52, 24	74	74, 11	97	97, 07
31	31, 19	53	53, 26	75	75, 10	98	98, 07
32	32, 19	54	54, 29	76	76, 11	99	99, 07
33	33, 22	55	55, 29	77	77, 10	100	100, 07

TABLEAU III

*Conversion des degrés Cartier en degrés centésimaux.*

CARTIER	P. 100	CARTIER	P. 100	CARTIER	P. 100	CARTIER	P. 100
10	0	19	49, 2	28	74	36	89, 6
11	5, 3	20	52, 5	29	76, 3	37	91, 1
12	11, 3	21	55, 7	30	78, 4	38	92, 6
13	18, 4	22	58, 7	31	80, 5	39	94
14	25, 4	23	61, 5	32	82, 4	40	95, 4
15	31, 7	24	64, 2	33	84, 3	41	96, 6
16	37	25	66, 9	34	86, 2	42	97, 7
17	41, 5	26	69, 4	35	88	43	98, 8
18	45, 5	27	71, 8				

## TABLEAU IV

*Conversion des degrés PROOF en densités des alcools à 15°.*

OVER PROOF	DENSITÉS	OVER PROOF	DENSITÉS
67	0,8156	32,9	0,8755
66	0,8174	32	0,8769
65	0,8199	31	0,8783
64	0,8221	30	0,8797
63, 1	0,8238	29	0,8811
62, 1	0,8259	28	0,8825
61, 1	0,8277	27	0,8840
60	0,8298	26	0,8854
59, 1	0,8315	25	0,8869
58	0,8336	24	0,8883
57, 1	0,8354	23	0,8897
56	0,8376	22	0,8913
55	0,8396	21	0,8927
54, 1	0,8413	20	0,8941
53, 1	0,8431	19	0,8952
52, 1	0,8448	18	0,8966
51, 1	0,8465	17	0,8982
50, 1	0,8482	16	0,8997
49, 1	0,8499	15	0,9008
48	0,8516	14	0,9022
47	0,8533	13	0,9035
46	0,8550	12	0,9049
45	0,8566	11	0,9061
43,9	0,8583	10	0,9075
43, 1	0,8597	9	0,9090
42	0,8615	8	0,9100
41, 1	0,8629	7	0,9110
40	0,8646	6	0,9125
39, 1	0,8660	5	0,9137
38	0,8678	4	0,9151
37, 1	0,8692	3	0,9163
35,9	0,8709	2	0,9177
35	0,8723	1	0,9189
34, 1	0,8737	Proof spirit.	0,9200



UNDER PROOF	DENSITÉS	UNDER PROOF	DENSITÉS
Proof spirit.	0,9200	23	0,9456
1	0,9211	24	0,9465
2	0,9223	25	0,9475
3	0,9236	26	0,9485
4	0,9248	27	0,9495
5	0,9259	28	0,9504
6	0,9270	29	0,9513
7	0,9282	30	0,9522
8	0,9295	35	0,9564
9	0,9306	40	0,9602
10	0,9318	45	0,9638
11	0,9329	50	0,9673
12	0,9340	55	0,9702
13	0,9352	60	0,9732
14	0,9361	65	0,9760
15	0,9373	70	0,9789
16	0,9384	75	0,9819
17	0,9395	80	0,9851
18	0,9405	85	0,9885
19	0,9416	90	0,9920
20	0,9426	95	0,9958
21	0,9436	100	1
22	0,9446		

TABEAU V

Proportions d'alcool en volumes et volumes réels pour différentes températures de 0° à 30° C. (tableau des forces réelles de Gay-Lussac).

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0	1,3 1 000	2,4 1 000	3,4 1 000	4,4 1 000	5,4 1 000	6,5 1 001	7,5 1 001	8,6 1 001	9,7 1 001	10,9 1 001
1										

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2										
3										
4										
5	1,4 1001	2,5 1001	3,5 1001	4,5 1001	5,5 1001	6,6 1001	7,7 1001	8,7 1001	9,8 1001	10,9 1001
6										
7										
8										
9										
10	1,4 1000	2,4 1000	3,4 1001	4,5 1001	5,5 1001	6,5 1001	7,5 1001	8,5 1001	9,5 1001	10,6 1001
11	1,3 1000	2,4 1000	3,4 1001	4,4 1001	5,4 1001	6,4 1001	7,4 1001	8,4 1001	9,4 1001	10,5 1001
12	1,2 1000	2,3 1000	3,3 1000	4,3 1000	5,3 1000	6,3 1000	7,3 1000	8,3 1000	9,3 1000	10,4 1000
13	1,2 1000	2,2 1000	3,2 1000	4,2 1000	5,2 1000	6,2 1000	7,2 1000	8,2 1000	9,2 1000	10,3 1000
14	1,1 1000	2,1 1000	3,1 1000	4,1 1000	5,1 1000	6,1 1000	7,1 1000	8,1 1000	9,1 1000	10,2 1000
15	1 1000	2 1000	3 1000	4 1000	5 1000	6 1000	7 1000	8 1000	9 1000	10 1000
16	0,9 1000	1,9 1000	2,9 1000	3,9 1000	4,9 1000	5,9 1000	6,9 1000	7,9 1000	8,9 1000	9,9 1000
17	0,8 1000	1,8 1000	2,8 1000	3,8 1000	4,8 1000	5,8 1000	6,8 1000	7,8 1000	8,8 1000	9,8 1000
18	0,7 1000	1,7 1000	2,7 1000	3,7 1000	4,7 1000	5,7 1000	6,7 1000	7,7 1000	8,7 1000	9,7 1000
19	0,6 999	1,6 999	2,6 999	3,6 999	4,5 999	5,5 999	6,5 999	7,5 999	8,5 999	9,5 999
20	0,5 999	1,5 999	2,4 999	3,4 999	4,4 999	5,4 999	6,4 999	7,3 999	8,3 999	9,3 999
21	0,4 999	1,4 999	2,3 999	3,3 999	4,3 999	5,2 999	6,2 999	7,1 999	8,1 999	9,1 999
22	0,3 999	1,3 999	2,2 999	3,2 999	4,1 999	5,1 999	6,1 999	7 999	7,9 999	8,9 999
23	0,1 999	1,1 999	2,1 999	3,1 999	4 999	4,9 999	5,9 999	6,8 998	7,8 998	8,7 998
24		1 998	1,9 998	2,9 998	3,8 998	4,8 998	5,8 998	6,7 998	7,6 998	8,5 998

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
25		0,8	1,7	2,7	3,6	4,6	5,5	6,5	7,4	8,3
		998	998	998	998	998	998	998	998	998
26		0,7	1,6	2,6	3,5	4,4	5,4	6,3	7,2	8,1
		998	998	998	998	998	998	998	998	998
27		0,5	1,5	2,4	3,3	4,3	5,2	6,1	7	7,9
		998	998	998	990	998	998	998	998	998
28		0,3	1,3	2,2	3,1	4,1	5	5,9	6,8	7,7
		997	997	997	997	997	997	997	997	997
29		0,1	1,1	2	2,9	3,9	4,8	5,7	6,6	7,5
		997	997	997	997	997	997	997	997	997
30		0,0	0,7	1,9	2,8	3,7	4,6	5,5	6,4	7,3
		997	997	997	997	997	997	997	997	997

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0	12,2	13,4	14,7	16,1	17,5	18,9	20,3	21,6	22,9	24,2
	1001	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1004	1004	1004
1		13,4	14,7	16	17,3	18,7	20	21,3	22,6	23,9
		1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003	1004	1004
2		13,4	14,7	16	17,2	18,5	19,8	21,1	22,3	23,6
		1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003	1004	1004
3		13,3	14,6	15,9	17,1	18,3	19,6	20,8	22	23,3
		1001	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003	1004
4		13,3	14,5	15,8	16,9	18,1	19,4	20,6	21,8	23
		1001	1002	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003
5	12,1	13,2	14,4	15,7	16,8	18	19,2	20,4	21,5	22,7
	1001	1001	1001	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003
6		13,1	14,3	15,6	16,7	17,8	19	20,2	21,3	22,4
		1001	1001	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003
7		13	14,2	15,4	16,6	17,7	18,8	20	21	22,1
		1001	1001	1001	1002	1002	1002	1002	1002	1002
8		13	14,1	15,3	16,4	17,5	18,6	19,7	20,7	21,8
		1001	1001	1001	1001	1001	1002	1002	1002	1002
9		12,9	14	15,1	16,2	17,3	18,4	19,5	20,5	21,6
		1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1002	1002
10	11,7	12,7	13,8	14,9	16	17	18,1	19,2	20,2	21,3
	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001
11	11,6	12,6	13,6	14,7	15,8	16,8	17,9	19	20	21
	1001	1001	1000	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001
12	11,5	12,5	13,5	14,6	15,6	16,7	17,6	18,7	19,7	20,7
	1000	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
13	11,4	12,4	13,4	14,4	15,4	16,4	17,4	18,5	19,5	20,5
14	11,2	12,2	13,2	14,2	15,2	16,2	17,2	18,2	19,2	20,2
15	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
16	10,9	11,9	12,9	13,9	14,9	15,9	16,9	17,8	18,7	19,7
17	10,8	11,7	12,7	13,7	14,7	15,6	16,6	17,5	18,4	19,4
18	10,7	11,6	12,5	13,5	14,5	15,4	16,3	17,3	18,2	19,1
19	10,5	11,4	12,4	13,3	14,3	15,2	16,1	17	17,9	18,8
20	10,3	11,2	12,2	13,1	14	14,9	15,8	16,7	17,6	18,5
21	10,1	11	11,9	12,8	13,7	14,6	15,5	16,4	17,3	18,2
22	9,9	10,8	11,7	12,6	13,5	14,4	15,3	16,2	17	17,9
23	9,7	10,6	11,5	12,4	13,3	14,1	15	15,9	16,7	17,6
24	9,5	10,4	11,3	12,2	13,1	13,9	14,8	15,7	16,5	17,4
25	9,3	10,2	11,1	12	12,8	13,6	14,5	15,4	16,2	17,1
26	9	9,9	10,8	11,7	12,6	13,4	14,2	15,1	15,9	16,8
27	8,8	9,7	10,6	11,5	12,3	13,1	14	14,8	15,6	16,5
28	8,6	9,5	10,3	11,2	12	12,8	13,7	14,5	15,3	16,1
29	8,4	9,2	10,1	11	11,8	12,6	13,4	14,2	15	15,8
30	8,1	9	9,8	10,7	11,5	12,3	13,1	13,9	14,7	15,5
	997	996	996	996	996	996	996	996	996	996

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
0	25,6	27	28,4	29,7	30,9	32,1	33,2	34,3	35,3	36,3
1	25,3	26,6	28	29,2	30,4	31,6	32,7	33,8	34,8	35,8
	1 005	1 005	1 006	1 006	1 006	1 006	1 007	1 007	1 007	1 008

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
2	24,9	26,3	27,5	28,8	30	31,2	32,3	33,3	34,4	35,4
	1 004	1 005	1 005	1 005	1 006	1 006	1 006	1 006	1 007	1 007
3	24,6	25,9	27,1	28,4	29,6	30,8	31,9	32,9	33,9	34,9
	1 004	1 005	1 005	1 005	1 005	1 006	1 006	1 006	1 007	1 007
4	24,3	25,6	26,8	28	29,2	30,4	31,4	32,5	33,5	34,5
	1 004	1 004	1 005	1 005	1 005	1 005	1 005	1 005	1 006	1 006
5	24	25,2	26,4	27,6	28,8	30	31	32,1	33,1	34,1
	1 003	1 003	1 004	1 004	1 004	1 004	1 005	1 005	1 005	1 005
6	23,6	24,9	26	27,2	28,4	29,6	30,6	31,6	32,6	33,6
	1 003	1 003	1 004	1 004	1 004	1 004	1 005	1 005	1 005	1 005
7	23,3	24,6	25,7	26,9	28	29,2	30,2	31,2	32,2	33,2
	1 002	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003	1 004	1 004	1 004	1 004
8	23	24,2	25,3	26,5	27,6	28,8	29,8	30,8	31,8	32,8
	1 002	1 002	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003
9	22,7	23,9	25	26,1	27,2	28,4	29,4	30,4	31,4	32,4
	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 003	1 003	1 003	1 003	1 003
10	22,4	23,5	24,6	25,7	26,8	27,9	29	30	31	32
	1 001	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002
11	22,1	23,2	24,3	25,4	26,5	27,6	28,6	29,6	30,6	31,6
	1 001	1 001	1 001	1 001	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002	1 002
12	21,8	22,9	24	25,1	26,1	27,2	28,2	29,2	30,2	31,2
	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001	1 001
13	21,5	22,6	23,6	24,7	25,7	26,8	27,8	28,8	29,8	30,8
	1 001	1 001	1 001	1 001	1 000	1 000	1 001	1 001	1 001	1 001
14	21,2	22,3	23,3	24,3	25,3	26,4	27,4	28,4	29,4	30,4
	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000
15	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000
16	20,7	21,7	22,7	23,7	24,7	25,7	26,6	27,6	28,6	29,6
	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000
17	20,4	21,4	22,4	23,4	24,4	25,4	26,3	27,3	28,2	29,2
	999	999	999	999	999	999	999	999	999	999
18	20,1	21,1	22	23	24	25	25,9	26,9	27,8	28,8
	999	999	999	999	999	999	999	999	999	999
19	19,8	20,8	21,7	22,7	23,6	24,6	25,5	26,5	27,4	28,4
	999	999	999	999	998	998	998	998	998	998
20	19,5	20,5	21,4	22,4	23,3	24,3	25,2	26,1	27,1	28
	999	998	998	998	998	998	998	998	998	998
21	19,1	20,1	21,1	22,1	23	23,9	24,8	25,7	26,7	27,6
	998	998	998	998	998	998	998	998	997	997
22	18,8	19,8	20,7	21,7	22,6	23,6	24,4	25,3	26,3	27,2
	998	998	998	997	997	997	997	997	997	997
23	18,5	19,5	20,4	21,4	22,3	23,2	24,1	25	25,9	26,8
	998	997	997	997	907	997	997	997	997	997
24	18,3	19,2	20,1	21,1	21,9	22,8	23,7	24,6	25,5	26,4
	997	997	997	997	997	997	997	996	996	996

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	23	22	23	24	25	26	27	28	29	30
25	18	18,9	19,8	20,7	21,6	22,5	23,3	24,3	25,2	26,1
	997	997	997	997	996	996	996	996	996	996
26	17,7	18,6	19,5	20,4	21,3	22,2	23	23,9	24,8	25,7
	997	996	996	996	996	996	996	996	995	995
27	17,4	18,3	19,2	20,1	20,9	21,8	22,7	23,6	24,4	25,3
	996	996	996	996	996	996	996	996	995	995
28	17	18	18,9	19,7	20,6	21,5	22,3	23,2	24	24,9
	996	996	996	995	995	995	995	995	995	994
29	16,7	17,6	18,5	19,4	20,3	21,1	21,9	22,8	23,7	24,5
	996	996	995	995	995	995	995	994	994	994
30	16,4	17,3	18,2	19,1	19,9	20,8	21,6	22,5	23,3	24,2
	995	995	995	995	995	994	994	994	994	994

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
0	37,3	38,3	39,2	40,2	41,1	42,1	43,1	44	45	45,9
	1009	1009	1009	1009	1010	1010	1010	1010	1010	1011
1	36,8	37,8	38,8	39,8	40,8	41,8	42,7	43,7	44,6	45,5
	1008	1008	1008	1008	1009	1009	1009	1009	1010	1010
2	36,4	37,4	38,4	39,4	40,4	41,4	42,3	43,3	44,2	45,1
	1007	1007	1008	1008	1008	1008	1008	1009	1009	1009
3	36	37	38	39	40	41	42	42,9	43,9	44,8
	1007	1007	1007	1007	1007	1008	1008	1008	1008	1008
4	35,5	36,5	37,5	38,5	39,5	40,5	41,5	42,5	43,5	44,4
	1006	1006	1006	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1008
5	35,1	36,1	37,1	38,1	39,1	40,1	41,1	42,1	43,1	44
	1005	1006	1006	1006	1006	1006	1007	1007	1007	1007
6	34,7	35,7	36,7	37,7	38,7	39,7	40,7	41,6	42,6	43,6
	1005	1005	1005	1005	1005	1006	1006	1006	1006	1006
7	34,2	35,2	36,2	37,2	38,2	39,2	40,2	41,2	42,2	43,2
	1004	1004	1004	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005
8	33,8	34,8	35,8	36,8	37,8	38,8	39,8	40,8	41,8	42,8
	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1005
9	33,4	34,4	35,4	36,4	37,4	38,4	39,4	40,4	41,4	42,4
	1003	1003	1003	1003	1004	1004	1004	1004	1004	1004
10	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42
	1002	1002	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003
11	32,6	33,6	34,6	35,6	36,6	37,6	38,6	39,6	40,2	41,6
	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1003	1003
12	32,2	33,2	34,2	34,2	36,2	37,2	38,2	39,2	40,2	41,2
	1001	1001	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
13	31,8 1001	32,8 1001	33,8 1001	34,8 1001	35,8 1001	36,8 1001	37,8 1001	38,8 1001	39,8 1001	40,8 1001
14	31,4 1000	32,4 1000	33,4 1001	34,4 1001	35,4 1001	36,4 1001	37,4 1001	38,4 1001	39,4 1001	40,4 1001
15	31 1000	32 1000	33 1000	34 1000	35 1000	36 1000	37 1000	38 1000	39 1000	40 1000
16	30,6 1000	31,6 1000	32,5 999	33,5 999	34,5 999	35,5 999	36,5 999	37,5 999	38,5 999	39,5 999
17	30,2 999	31,2 999	32,1 999	33,1 999	34,1 999	35,1 999	36,1 999	37,1 999	38,1 999	39,1 999
18	29,8 999	30,8 999	31,7 998	32,7 998	33,7 998	34,7 998	35,7 998	36,7 998	37,7 998	38,7 998
19	29,4 998	30,4 998	31,3 998	32,3 998	33,3 998	34,3 998	35,3 998	36,3 998	37,3 997	38,3 997
20	29 998	30 998	30,9 997	31,9 997	32,9 997	33,9 997	34,9 997	35,9 997	36,9 997	37,9 997
21	28,6 997	29,6 997	30,5 997	31,5 997	32,5 997	33,5 997	34,5 997	35,5 996	36,5 996	37,5 996
22	28,2 997	29,2 997	30,1 996	31,1 996	32,1 996	33,1 996	34,1 996	35,1 996	36,1 996	37,1 996
23	27,8 996	28,8 996	29,7 996	30,7 996	31,7 996	32,7 996	33,7 996	34,7 995	35,7 995	36,7 995
24	27,4 996	28,4 996	29,3 995	30,3 995	31,3 995	32,3 995	33,3 995	34,3 995	35,3 995	36,3 994
25	27 995	28 995	28,9 995	29,9 995	30,9 995	31,9 994	32,9 994	33,9 994	34,9 994	35,9 994
26	26,6 995	27,6 995	28,5 994	29,5 994	30,5 994	31,5 994	32,5 994	33,5 994	34,5 993	35,5 993
27	26,2 995	27,2 994	28,1 994	29,1 994	30,1 993	31,1 993	32,1 993	33,1 993	34,1 993	35,1 993
28	25,8 994	26,8 994	27,7 994	28,7 993	29,7 993	30,7 993	31,7 993	32,7 993	33,7 992	34,7 992
29	25,4 994	26,4 993	27,3 993	28,3 993	29,3 992	30,3 992	31,3 992	32,3 992	33,3 992	34,3 992
30	25,1 993	26 993	26,9 993	27,9 993	28,9 992	29,9 992	30,9 992	31,9 991	32,9 991	33,9 991

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
0	46,9 1011	47,9 1011	48,8 1011	49,8 1011	50,7 1001	51,7 1001	52,6 1012	53,5 1012	54,5 1012	55,4 1012
1	46,5 1010	47,5 1010	48,4 1010	49,4 1010	50,3 1010	51,3 1011	52,2 1011	53,2 1011	54,2 1011	55,1 1011

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
2	46,1 1 009	47,1 1 009	48,1 1 009	49 1 009	49,9 1 010	50,9 1 010	51,8 1 010	52,8 1 010	53,8 1 010	54,7 1 010
3	45,8 1 008	46,7 1 009	47,7 1 009	48,6 1 009	49,6 1 009	50,5 1 009	51,5 1 009	52,4 1 009	53,4 1 009	54,3 1 009
4	45,4 1 008	46,4 1 008	47,4 1 008	48,3 1 008	49,2 1 008	50,2 1 008	51,1 1 008	52,1 1 008	53 1 008	54 1 009
5	45 1 007	45,9 1 007	46,9 1 007	47,9 1 007	48,8 1 007	49,8 1 007	50,7 1 007	51,7 1 008	52,7 1 008	53,6 1 008
6	44,6 1 006	45,5 1 006	46,5 1 006	47,5 1 007	48,4 1 007	49,4 1 007	50,4 1 007	51,4 1 007	52,4 1 007	53,3 1 007
7	44,2 1 005	45,1 1 006	46,1 1 006	47,1 1 006	48,1 1 006	49,1 1 006	50,1 1 006	51 1 006	52 1 006	52,9 1 006
8	43,8 1 005	44,8 1 005	45,8 1 005	46,8 1 005	47,7 1 005	48,7 1 005	49,7 1 005	50,6 1 005	51,6 1 005	52,6 1 005
9	43,4 1 004	44,4 1 004	45,4 1 004	46,4 1 004	47,3 1 004	48,3 1 004	49,3 1 005	50,2 1 005	51,2 1 005	52,2 1 005
10	43 1 003	44 1 004	45 1 004	46 1 004	46,9 1 004	47,9 1 004	48,9 1 004	49,9 1 004	50,9 1 004	51,8 1 004
11	42,6 1 003	43,6 1 003	44,6 1 003	45,6 1 003	46,6 1 003	47,6 1 003	48,6 1 003	49,5 1 003	50,5 1 003	51,5 1 003
12	42,2 1 002	43,2 1 002	44,2 1 002	45,2 1 002	46,2 1 002	47,2 1 002	48,2 1 002	49,2 1 002	50,2 1 002	51,1 1 002
13	41,8 1 001	42,8 1 001	43,8 1 001	44,8 1 001	45,8 1 001	46,8 1 001	47,8 1 001	48,8 1 001	49,8 1 001	50,8 1 001
14	41,4 1 001	42,4 1 001	43,4 1 001	44,4 1 001	45,4 1 001	46,4 1 001	47,4 1 001	48,4 1 001	49,4 1 001	50,4 1 001
15	41 1 000	42 1 000	43 1 000	44 1 000	45 1 000	46 1 000	47 1 000	48 1 000	49 1 000	50 1 000
16	40,6 999	41,6 999	42,6 999	43,6 999	44,6 999	45,6 999	46,6 999	47,6 999	48,6 999	49,6 999
17	40,2 999	41,2 999	42,2 998	43,2 998	44,2 998	45,2 998	46,2 998	47,2 998	48,3 998	49,3 998
18	39,8 998	40,8 998	41,8 998	42,8 998	43,8 998	44,9 998	45,9 998	46,9 998	47,9 998	48,9 998
19	39,4 997	40,4 997	41,4 997	42,5 997	43,5 997	44,5 997	45,5 997	46,5 997	47,5 997	48,5 997
20	39 997	40 997	41 997	42,1 997	43,1 996	44,1 996	45,1 996	46,1 996	47,2 996	48,2 996
21	38,6 996	39,6 996	40,6 996	41,7 996	42,7 996	43,7 996	44,8 996	45,8 996	46,8 996	47,8 995
22	38,2 996	39,2 995	40,2 995	41,3 995	42,3 995	43,3 995	44,3 995	45,3 995	46,4 995	47,4 995
23	37,8 995	38,8 995	39,8 994	40,9 994	41,9 994	42,9 994	43,9 994	44,9 994	46 994	47 994
24	37,4 994	38,4 994	39,4 994	40,5 994	41,5 994	42,5 994	43,6 994	44,6 994	45,6 993	46,6 993



DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
25	37	38	39	40, 1	41, 1	42, 2	43, 2	44, 2	45, 2	46, 3
	994	994	993	993	993	993	993	993	993	993
26	36, 5	37, 6	38, 6	39, 7	40, 7	41, 8	42, 8	43, 8	44, 9	45, 9
	993	993	993	993	992	992	992	992	992	992
27	36, 1	37, 2	38, 2	39, 3	40, 3	41, 4	42, 4	43, 4	44, 5	45, 5
	992	992	992	992	992	992	992	991	991	991
28	35, 7	36, 8	37, 8	38, 9	39, 9	41	42	43	44, 1	45, 1
	992	992	992	991	991	991	991	991	991	990
29	35, 3	36, 3	37, 4	38, 5	39, 5	40, 6	41, 6	42, 6	43, 7	44, 7
	991	991	991	991	991	990	990	990	990	990
30	34, 9	35, 9	37	38, 1	39, 1	40, 2	41, 2	42, 3	43, 3	44, 3
	991	991	990	990	990	990	990	989	989	989

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
0	56, 4	57, 3	58, 3	59, 2	60, 2	61, 2	62, 1	63, 1	64, 1	65
	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1013	1013	1013
1	56	57	57, 9	58, 9	59, 9	60, 9	61, 8	62, 8	63, 8	64, 7
	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1012	1012	1012
2	55, 7	56, 6	57, 6	58, 5	59, 5	60, 5	61, 5	62, 4	63, 4	64, 4
	1010	1010	1010	1010	1010	1011	1011	1011	1011	1011
3	55, 3	56, 3	57, 2	58, 2	59, 2	60, 2	61, 1	62, 1	63, 1	64, 1
	1009	1009	1009	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010
4	55	56	56, 9	57, 9	58, 9	59, 8	60, 8	61, 7	62, 7	63, 7
	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009
5	54, 6	55, 6	56, 6	57, 5	58, 5	59, 5	60, 4	61, 4	62, 4	63, 4
	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008
6	54, 3	55, 2	56, 2	57, 1	58, 1	59, 1	60, 1	61	62	63
	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1008	1008	1008
7	53, 9	54, 9	55, 9	56, 8	57, 8	58, 8	59, 8	60, 7	61, 7	62, 7
	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1007	1007	1007	1007
8	53, 6	54, 6	55, 5	56, 5	57, 5	58, 5	59, 5	60, 4	61, 4	62, 4
	1005	1005	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006
9	53, 2	54, 2	55, 1	56, 1	57, 1	58, 1	59, 1	60	61	62
	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005
10	52, 8	53, 8	54, 8	55, 8	56, 8	57, 8	58, 8	59, 7	60, 7	61, 7
	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004
11	52, 5	53, 5	54, 4	55, 4	56, 4	57, 4	58, 4	59, 4	60, 4	61, 4
	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003
12	52, 1	53, 1	54, 1	55	56	57	58	59	60	61
	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
13	51,8 1002	52,7 1002	53,7 1002	54,7 1002	55,7 1002	56,7 1002	57,7 1002	58,7 1002	59,7 1002	60,7 1002
14	51,4 1001	52,3 1001	53,3 1001	54,3 1001	55,3 1001	56,3 1001	57,3 1001	58,3 1001	59,3 1001	60,3 1001
15	51 1000	52 1000	53 1000	54 1000	55 1000	56 1000	57 1000	58 1000	59 1000	60 1000
16	50,6 999	51,6 999	52,6 999	53,6 999	54,6 999	55,6 999	56,6 999	57,6 999	58,6 999	59,6 999
17	50,3 998	51,3 998	52,3 998	53,3 998	54,3 998	55,3 998	56,3 998	57,3 998	58,3 998	59,3 998
18	49,9 998	50,9 998	51,9 998	52,9 998	53,9 998	54,9 998	55,9 998	56,9 997	57,9 997	58,9 997
19	49,5 997	50,6 997	51,6 997	52,6 997	53,6 997	54,6 997	55,6 997	56,6 997	57,6 997	58,6 997
20	49,2 996	50,2 996	51,2 996	52,2 996	53,2 996	54,2 996	55,2 996	56,2 996	57,2 996	58,2 996
21	48,8 995	49,8 995	50,8 995	51,8 995	52,9 995	53,9 995	54,9 995	55,9 995	56,9 995	57,9 995
22	48,4 995	49,4 995	50,4 995	51,4 994	52,5 994	53,5 994	54,5 994	55,5 994	56,5 994	57,5 994
23	48 994	49,1 994	50,1 994	51,1 994	52,1 994	53,1 994	54,1 993	55,1 993	56,1 993	57,1 993
24	47,6 993	48,7 993	49,7 993	50,7 993	51,8 993	52,8 993	53,8 993	54,8 993	55,8 993	56,8 992
25	47,3 993	48,3 993	49,3 992	50,3 992	51,4 992	52,4 992	53,4 992	54,4 992	55,5 992	56,5 992
26	46,9 992	47,9 992	49 991	50 991	51 991	52 991	53 991	54 991	55,1 991	56,1 991
27	46,5 991	47,6 991	48,6 991	49,6 991	50,7 990	51,7 990	52,7 990	53,7 990	54,8 990	55,8 990
28	46,1 990	47,2 990	48,2 990	49,2 990	50,3 990	51,3 990	52,3 990	53,3 989	54,4 989	55,4 989
29	45,7 990	46,8 989	47,8 989	48,9 989	49,9 989	51 989	52,0 989	53 989	54 989	55 988
30	45,4 989	46,4 989	47,5 989	48,5 988	49,6 988	50,6 988	51,6 988	52,6 988	53,6 988	54,7 988

DEGRÉS du ther- momètre .	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
0	66 1013	67 1013	68 1013	68,9 1013	69,9 1013	70,8 1013	71,8 1013	72,7 1013	73,7 1014	74,7 1014
1	65,7 1012	66,7 1012	67,7 1012	68,6 1012	69,6 1012	70,5 1012	71,5 1012	72,4 1012	73,4 1013	74,3 1013

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
2	65,3	66,3	67,3	68,3	69,3	70,2	71,2	72,1	73,1	74
	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1012	1012	1012
3	65	66	67	68	68,9	69,9	70,8	71,8	72,8	73,7
	1010	1010	1010	1010	1010	1011	1011	1011	1011	1011
4	64,7	65,7	66,6	67,6	68,6	69,5	70,5	71,5	72,5	73,4
	1009	1009	1009	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010
5	64,3	65,3	66,3	67,3	68,3	69,2	70,2	71,2	72,2	73,1
	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009
6	64	65	66	67	68	68,9	69,9	70,9	71,9	72,8
	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008
7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,6	68,6	69,6	70,6	71,5	72,5
	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007
8	63,4	64,4	65,4	66,4	67,3	68,3	69,3	70,2	71,2	72,2
	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006
9	63	64	65	66	67	67,9	68,9	69,9	70,9	71,9
	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005
10	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,6	68,6	69,6	70,6	71,6
	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004
11	62,4	63,4	64,4	65,4	66,4	67,3	68,3	69,3	70,3	71,3
	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1004	1004	1004
12	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71
	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1003	1003	1003	1003
13	61,7	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,7	68,7	69,6	70,6
	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002
14	61,3	62,3	63,3	64,3	65,3	66,3	67,3	68,3	69,3	70,3
	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001
15	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
16	60,6	61,7	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,7	68,7	69,7
	999	999	999	999	999	999	999	999	999	999
17	60,3	61,3	62,3	63,3	64,3	65,3	66,3	67,3	68,3	69,3
	998	998	998	998	998	998	998	998	998	998
18	59,9	61	62	63	64	65	66	67	68	69
	997	997	997	997	997	997	997	997	997	997
19	59,6	60,6	61,6	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,7	68,7
	997	997	997	997	997	997	997	997	996	996
20	59,2	60,3	61,3	62,3	63,3	64,3	65,4	66,4	67,4	68,4
	996	996	996	996	996	996	996	996	996	996
21	58,9	59,9	61	62	63	64	65	66	67	68,1
	995	995	995	995	995	995	995	995	995	995
22	58,5	59,5	60,6	61,6	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,8
	994	994	994	994	994	994	994	994	994	994
23	58,1	59,2	60,2	61,3	62,3	63,3	64,3	65,4	66,4	67,4
	993	993	993	993	993	993	993	993	993	993
24	57,8	58,9	59,9	61	62	63	64	65	66	67,1
	992	992	992	992	992	992	992	992	992	992

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
25	57,5	58,5	59,5	60,6	61,6	62,6	63,7	64,7	65,7	66,7
	992	992	992	991	991	991	991	991	991	991
26	57,1	58,1	59,2	60,2	61,3	62,3	63,3	64,3	65,3	66,4
	991	991	991	991	990	990	990	990	990	990
27	56,8	57,8	58,9	59,9	60,9	61,9	63	64	65	66
	990	990	990	990	990	990	989	989	989	989
28	56,4	57,5	58,5	59,5	60,6	61,6	62,6	63,7	64,7	65,7
	989	989	989	989	989	989	989	989	989	988
29	56	57,1	58,1	59,2	60,2	61,2	62,3	63,3	64,3	65,4
	988	988	988	988	988	988	988	988	988	988
30	55,7	56,7	57,8	58,8	59,9	60,9	61,9	63	64	65
	988	987	987	987	987	987	987	987	987	987

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
0	75,6	76,6	77,6	78,6	79,5	80,5	81,5	82,4	83,3	84,3
	1014	1014	1014	1014	1014	1014	1014	1014	1014	1014
1	75,3	76,3	77,3	78,3	79,2	80,2	81,2	82,1	83,1	84
	1013	1013	1013	1013	1013	1013	1013	1013	1013	1013
2	75	76	77	78	78,9	79,9	80,9	81,9	82,8	83,7
	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1012	1012
3	74,7	75,7	76,7	77,7	78,6	79,6	80,6	81,6	82,5	83,5
	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011
4	74,4	75,3	76,3	77,3	78,3	79,3	80,3	81,3	82,2	83,2
	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010
5	74,1	75	76	77	78	79	80	81	81,9	82,9
	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1010	1010
6	73,8	74,7	75,7	76,7	77,7	78,7	79,7	80,7	81,6	82,6
	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1009
7	73,5	74,4	75,4	76,4	77,4	78,4	79,4	80,4	81,4	82,3
	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1008
8	73,2	74,1	75,1	76,1	77,1	78,1	79,1	80,1	81,1	82
	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1007	1007	1007	1007
9	72,9	73,8	74,8	75,8	76,8	77,8	78,8	79,8	80,8	81,7
	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1006	1006	1006	1006
10	72,6	73,5	74,5	75,5	76,5	77,5	78,5	79,5	80,5	81,5
	1004	1004	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005
11	72,3	73,2	74,2	75,2	76,2	77,2	78,2	79,2	80,2	81,2
	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004
12	72	72,9	73,9	74,9	75,9	76,9	77,9	78,9	79,9	80,9
	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
13	71,6 1 002	72,6 1 002	73,6 1 002	74,6 1 002	75,6 1 002	76,6 1 002	77,6 1 002	78,6 1 002	79,6 1 002	80,6 1 002
14	71,3 1 001	72,3 1 001	73,3 1 001	74,3 1 001	75,3 1 001	76,3 1 001	77,3 1 001	78,3 1 001	79,3 1 001	80,3 1 001
15	71 1 000	72 1 000	73 1 000	74 1 000	75 1 000	76 1 000	77 1 000	78 1 000	79 1 000	80 1 000
16	70,7 999	71,7 999	72,7 999	73,7 999	74,7 999	75,7 999	76,7 999	77,7 999	78,7 999	79,7 999
17	70,3 998	71,3 998	72,3 998	73,3 998	74,3 998	75,4 998	76,4 998	77,4 998	78,4 998	79,4 998
18	70 997	71 997	72 997	73 997	74 997	75,1 997	76,1 997	77,1 997	78,1 997	79,1 997
19	69,7 996	70,7 996	71,7 996	72,7 996	73,7 996	74,7 996	75,8 996	76,8 996	77,8 996	78,8 996
20	69,4 996	70,4 996	71,4 995	72,4 995	73,4 995	74,4 995	75,5 995	76,5 995	77,5 995	78,5 995
21	69,1 995	70,1 995	71,1 994	72,1 994	73,1 994	74,1 994	75,2 994	76,2 994	77,2 994	78,2 994
22	68,8 994	69,8 994	70,8 994	71,8 994	72,8 993	73,8 993	74,8 993	75,9 993	76,9 993	77,9 993
23	68,4 993	69,4 993	70,5 993	71,5 993	72,5 992	73,5 992	74,5 992	75,5 992	76,6 992	77,6 992
24	68,1 992	69,1 992	70,1 992	71,2 992	72,2 992	73,2 992	74,2 992	75,2 991	76,3 991	77,3 991
25	67,8 991	68,8 991	69,8 991	70,8 991	71,8 991	72,8 991	73,9 991	74,9 991	76 991	77 991
26	67,4 990	68,4 990	69,5 990	70,5 990	71,5 990	72,5 990	73,6 990	74,6 990	75,6 990	76,7 990
27	67,1 989	68,1 989	69,2 989	70,2 989	71,2 989	72,2 989	73,3 989	74,3 989	75,3 989	76,3 989
28	66,8 988	67,8 988	68,8 988	69,9 988	70,9 988	71,9 988	73 988	74 988	75,0 988	76 988
29	66,4 988	67,4 987	68,5 987	69,5 987	70,6 987	71,6 987	72,6 987	73,7 987	74,7 987	75,7 987
30	66,1 987	67,1 987	68,2 986	69,2 986	70,3 986	71,3 986	72,3 986	73,3 986	74,4 986	75,4 986

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
0	85,2 1 014	86,2 1 014	87,1 1 014	88 1 014	88,9 1 014	89,9 1 015	90,8 1 015	91,7 1 015	92,6 1 015	93,6 1 015
1	85 1 013	85,9 1 013	86,8 1 013	87,8 1 013	88,7 1 013	89,6 1 014	90,5 1 014	91,5 1 014	92,4 1 014	93,3 1 014

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
2	84,7	85,6	86,6	87,5	88,5	89,4	90,3	91,2	92,2	93,1
	1012	1012	1012	1012	1012	1013	1013	1013	1013	1013
3	84,4	85,4	86,3	87,3	88,2	89,2	90,1	91	91,9	92,9
	1011	1011	1011	1011	1011	1012	1012	1012	1012	1012
4	84,2	85,1	86,1	87	87,9	88,9	89,8	90,8	91,7	92,7
	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011	1011
5	83,9	84,8	85,8	86,7	87,7	88,6	89,6	90,5	91,5	92,4
	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010	1010
6	83,6	84,5	85,5	86,5	87,4	88,4	89,3	90,2	91,2	92,2
	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009
7	83,3	84,2	85,2	86,2	87,2	88,1	89,1	90	91	91,9
	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008	1008
8	83	84	85	85,9	86,9	87,9	88,8	89,8	90,7	91,7
	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007	1007
9	82,7	83,7	84,7	85,7	86,6	87,6	88,6	89,5	90,5	91,5
	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006	1006
10	82,4	83,4	84,4	85,4	86,4	87,4	88,3	89,3	90,2	91,2
	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005	1005
11	82,2	83,1	84,1	85,1	86,1	87,1	88	89	90	91
	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1004
12	81,9	82,9	83,9	84,8	85,8	86,8	87,8	88,7	89,7	90,7
	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003	1003
13	81,6	82,6	83,6	84,6	85,5	86,5	87,5	88,5	89,5	90,5
	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002	1002
14	81,3	82,3	83,3	84,3	85,3	86,3	87,3	88,2	89,2	90,2
	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001	1001
15	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
16	80,7	81,7	82,7	83,7	84,7	85,7	86,7	87,7	88,7	89,7
	999	999	999	999	999	999	999	999	999	999
17	80,4	81,4	82,4	83,4	84,4	85,4	86,4	87,4	88,4	89,5
	998	998	998	998	998	998	998	998	998	998
18	80,1	81,1	82,1	83,1	84,1	85,2	86,2	87,2	88,2	89,2
	997	997	997	997	997	997	997	997	997	997
19	79,8	80,8	81,9	82,9	83,9	84,9	85,9	86,9	87,9	88,9
	996	996	996	996	996	996	996	996	996	996
20	79,5	80,5	81,6	82,6	83,6	84,6	85,6	86,6	87,7	88,7
	995	995	995	995	995	995	995	995	995	995
21	79,2	80,2	81,3	82,3	83,3	84,3	85,3	86,4	87,4	88,4
	994	994	994	994	994	994	994	994	994	994
22	78,9	79,9	81	82	83	84	85	86,1	87,1	88,2
	993	993	993	993	993	993	993	993	993	993
23	78,6	79,6	80,7	81,7	82,7	83,8	84,8	85,8	86,8	87,9
	992	992	992	992	992	992	992	992	992	992
24	78,3	79,3	80,4	81,4	82,4	83,5	84,5	85,5	86,5	87,6
	991	991	991	991	991	991	991	991	991	991

TABLE DES FORCES RÉELLES DE GAY-LUSSAC 29

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
25	78 991	79 991	80,1 990	81,1 990	82,1 990	83,2 990	84,2 990	85,2 990	86,3 990	87,4 990
26	77,7 990	78,7 989	79,8 989	80,8 989	81,8 989	82,9 989	83,9 989	84,9 989	86 989	87,1 989
27	77,4 989	78,4 988	79,5 988	80,5 988	81,5 988	82,6 988	83,6 988	84,7 988	85,7 988	86,8 988
28	77,1 988	78,1 988	79,2 987	80,2 987	81,2 987	82,3 987	83,3 987	84,4 987	85,4 987	86,5 987
29	76,7 987	77,8 987	78,9 987	79,9 986	80,9 986	82 986	83 986	84,1 986	85,1 986	86,2 986
30	76,4 986	77,5 986	78,6 986	79,6 986	80,6 985	81,7 985	82,7 985	83,8 985	84,9 985	86 985

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
0	94,5 1015	95,3 1015	96,2 1015	97,1 1015	98 1015	98,8 1015	99,7 1016			
1	94,3 1014	95,1 1014	96 1014	96,9 1014	97,8 1014	98,6 1014	99,5 1014			
2	94 1013	94,9 1013	95,8 1013	96,7 1013	97,6 1013	98,5 1013	99,3 1014			
3	93,8 1012	94,7 1012	95,6 1012	96,5 1012	97,4 1012	98,3 1012	99,2 1012	1012		
4	93,6 1011	94,5 1011	95,4 1011	96,3 1011	97,2 1011	98,1 1011	99 1011	99,9 1011		
5	93,4 1010	94,3 1010	95,2 1010	96,1 1010	97 1010	97,9 1010	98,8 1010	99,7 1010		
6	93,1 1009	94,1 1009	95 1009	95,9 1009	96,8 1009	97,8 1009	98,7 1009	99,6 1009		
7	92,9 1008	93,9 1008	94,8 1008	95,7 1008	96,6 1008	97,6 1008	98,5 1008	99,4 1008		
8	92,7 1007	93,6 1007	94,6 1007	95,5 1007	96,4 1007	97,4 1007	98,3 1007	99,2 1007		
9	92,5 1006	93,4 1006	94,4 1006	95,3 1006	96,2 1006	97,2 1006	98,1 1006	99,1 1006	1006	
10	92,2 1005	93,2 1005	94,2 1005	95,1 1005	96 1005	97 1005	98 1005	98,9 1005	99,9 1005	
11	92 1004	92,9 1004	93,9 1004	94,9 1004	95,8 1004	96,8 1004	97,8 1004	98,7 1004	99,7 1004	

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
12	91,7 1003	92,7 1003	93,7 1003	94,7 1003	95,6 1003	96,6 1003	97,6 1003	98,5 1003	99,5 1003	
13	91,5 1002	92,5 1002	93,5 1002	94,4 1002	95,4 1002	96,4 1002	97,4 1002	98,4 1002	99,3 1002	
14	91,2 1001	92,2 1001	93,2 1001	94,2 1001	95,2 1001	96,2 1001	97,2 1001	98,2 1001	99,2 1001	
15	91 1000	92 1000	93 1000	94 1000	95 1000	96 1000	97 1000	98 1000	99 1000	100 1000
16	90,8 999	91,8 999	92,8 999	93,8 999	94,8 999	95,8 999	96,8 999	97,8 999	98,8 999	99,8 999
17	90,5 998	91,5 998	92,6 998	93,6 998	94,6 998	95,6 998	96,6 998	97,6 998	98,7 998	99,7 998
18	90,2 997	91,3 997	92,3 997	93,3 997	94,3 997	95,4 997	96,4 997	97,4 997	98,5 997	99,5 997
19	90 996	91,1 996	92,1 996	93,1 996	94,1 996	95,2 996	96,2 996	97,3 996	98,3 996	99,3 996
20	89,7 995	90,8 995	91,8 995	92,9 995	93,9 995	95 995	96 995	97,1 995	98,1 995	99,1 995
21	89,5 994	90,5 994	91,6 994	92,6 994	93,7 994	94,7 994	95,8 994	96,9 994	97,9 994	99 994
22	89,2 993	90,2 993	91,3 993	92,4 993	93,4 993	94,5 993	95,6 993	96,7 993	97,7 993	98,8 993
23	89 992	90 992	91,1 992	92,1 992	93,2 992	94,3 992	95,4 992	96,5 992	97,5 992	98,6 992
24	88,7 991	89,7 991	90,8 991	91,9 991	93 991	94,1 991	95,2 991	96,2 991	97,3 991	98,4 991
25	88,4 990	89,5 990	90,6 990	91,6 990	92,7 990	93,8 990	94,9 990	96 990	97,1 990	98,2 990
26	88,2 989	89,2 989	90,3 989	91,4 989	92,5 989	93,6 989	94,7 989	95,8 989	96,9 989	98,1 989
27	87,9 988	89 988	90,1 988	91,1 989	92,2 988	93,4 988	94,5 988	95,6 987	96,7 987	97,9 987
28	87,6 987	88,7 987	89,8 987	90,9 987	92 987	93,1 987	94,3 987	95,4 986	96,5 986	97,7 986
29	87,3 986	88,4 986	89,5 986	90,6 986	91,7 986	92,9 986	94,1 986	95,2 986	96,3 985	97,5 985
30	87,1 985	88,2 985	89,3 985	90,4 985	91,5 985	92,7 985	93,8 985	95 985	96,1 984	97,3 984



TABLEAU VI

*Tableau des richesses alcooliques.*

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0	1,3	2,4	3,4	4,4	5,4	6,5	7,5	8,6	9,7	10,9
1										
2										
3										
4										
5	1,4	2,5	3,5	4,5	5,5	6,6	7,7	8,7	9,8	10,9
6										
7										
8										
9										
10	1,4	2,4	3,4	4,5	5,5	6,5	7,5	8,5	9,5	10,6
11	1,3	2,4	3,4	4,4	5,4	6,4	7,4	8,4	9,4	10,5
12	1,2	2,3	3,3	4,3	5,3	6,3	7,3	8,3	9,3	10,4
13	1,2	2,2	3,2	4,2	5,2	6,2	7,2	8,2	9,2	10,3
14	1,1	2,1	3,1	4,1	5,1	6,1	7,1	8,1	9,1	10,2
15	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
16	0,9	1,9	2,9	3,9	4,9	5,9	6,9	7,9	8,9	9,9
17	0,8	1,8	2,8	3,8	4,8	5,8	6,8	7,8	8,8	9,8
18	0,7	1,7	2,7	3,7	4,7	5,7	6,7	7,7	8,7	9,7
19	0,6	1,6	2,6	3,6	4,5	5,5	6,5	7,5	8,5	9,5
20	0,5	1,5	2,4	3,4	4,4	5,4	6,4	7,3	8,3	9,3
21	0,4	1,4	2,3	3,3	4,3	5,2	6,2	7,1	8,1	9,1
22	0,3	1,3	2,2	3,2	4,1	5,1	6,1	7	7,9	8,9
23	0,1	1,1	2,1	3,1	4	4,9	5,9	6,8	7,8	8,7
24	0,0	1	1,9	2,9	3,8	4,8	5,8	6,7	7,6	8,5
25	0,0	0,8	1,7	2,7	3,6	4,6	5,5	6,5	7,4	8,3
26	0,0	0,7	1,6	2,6	3,5	4,4	5,4	6,3	7,2	8,1
27	0,0	0,5	1,5	2,4	3,3	4,3	5,2	6,1	7	7,9
28	0,0	0,3	1,3	2,2	3,1	4,1	5	5,9	6,8	7,7
29	0,0	0,1	1,1	2	2,9	3,9	4,8	5,7	6,6	7,5
30	0,0	0,0	0,9	1,9	2,8	3,7	4,6	5,5	6,4	7,3

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0	12,2	13,4	14,7	16,1	17,5	19	20,4	21,7	23	24,3
1		13,4	14,7	16	17,3	18,7	20,1	21,4	22,7	24
2		13,4	14,7	16	17,2	18,6	19,9	21,2	22,4	23,7
3		13,3	14,6	15,9	17,1	18,3	19,7	20,9	22,1	23,4
4		13,3	14,5	15,8	16,9	18,1	19,4	20,7	21,9	23,1
5	12,1	13,2	14,4	15,7	16,8	18	19,2	20,5	21,6	22,8
6		13,1	14,3	15,6	16,7	17,8	19	20,3	21,4	22,5
7		13	14,2	15,4	16,6	17,7	18,8	20	21	22,1
8		13	14,1	15,3	16,4	17,5	18,6	19,7	20,7	21,8
9		12,9	14	15,1	16,2	17,3	18,4	19,5	20,5	21,6
10	11,7	12,7	13,8	14,9	16	17	18,1	19,2	20,2	21,3
11	11,6	12,6	13,6	14,7	15,8	16,8	17,9	19	20	21
12	11,5	12,5	13,5	14,6	15,6	16,6	17,6	18,7	19,7	20,7
13	11,4	12,4	13,4	14,4	15,4	16,4	17,4	18,5	19,5	20,5
14	11,2	12,2	13,2	14,2	15,2	16,2	17,2	18,2	19,2	20,2
15	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
16	10,9	11,9	12,9	13,9	14,9	15,9	16,9	17,8	18,7	19,7
17	10,8	11,7	12,7	13,7	14,7	15,6	16,6	17,5	18,4	19,4
18	10,7	11,6	12,5	13,5	14,5	15,4	16,3	17,3	18,2	19,1
19	10,5	11,4	12,4	13,3	14,3	15,2	16,1	17	17,9	18,8
20	10,3	11,2	12,2	13,1	14	14,9	15,8	16,7	17,6	18,5
21	10,1	11	11,9	12,8	13,7	14,6	15,5	16,4	17,3	18,2
22	9,9	10,8	11,7	12,6	13,5	14,4	15,3	16,2	17	17,9
23	9,7	10,6	11,5	12,4	13,3	14,1	15	15,9	16,7	17,6
24	9,5	10,4	11,3	12,2	13,1	13,9	14,8	15,7	16,5	17,4
25	9,3	10,2	11,1	12	12,8	13,6	14,5	15,4	16,2	17,1
26	9	9,9	10,8	11,7	12,6	13,4	14,2	15,1	15,9	16,7
27	8,8	9,7	10,6	11,5	12,3	13,1	13,9	14,8	15,6	16,4
28	8,6	9,5	10,3	11,2	12	12,8	13,6	14,4	15,2	16
29	8,4	9,2	10,1	11	11,7	12,5	13,3	14,1	14,9	15,7
30	8,1	9	9,8	10,7	11,5	12,3	13	13,8	14,6	15,4

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
0	25,7	27,1	28,5	29,9	31,1	32,3	33,4	34,5	35,6	36,6
1	25,4	26,8	28,1	29,4	30,6	31,8	32,9	34	35,1	36,1
2	25	26,4	27,6	28,9	30,2	31,4	32,5	33,5	34,6	35,6
3	24,7	26	27,3	28,6	29,8	31	32,1	33,1	34,1	35,2
4	24,4	25,7	26,9	28,1	29,3	30,6	31,6	32,7	33,7	34,7
5	24,1	25,3	26,5	27,7	28,9	30,1	31,2	32,3	33,3	34,3
6	23,7	25	26,1	27,3	28,5	29,7	30,8	31,8	32,8	33,8

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
7	23,4	24,7	25,8	27	28,1	29,3	30,3	31,3	32,3	33,3
8	23	24,2	25,4	26,6	27,7	28,9	29,9	30,9	31,9	32,9
9	22,7	23,9	25	26,2	27,3	28,5	29,5	30,5	31,5	32,5
10	22,4	23,5	24,6	25,8	26,9	28	29,1	30,1	31,1	32,1
11	22,1	23,2	24,3	25,4	26,5	27,7	28,7	29,7	30,7	31,7
12	21,8	22,9	24	25,1	26,1	27,2	28,2	29,2	30,2	31,2
13	21,5	22,6	23,7	24,7	25,7	26,8	27,8	28,8	29,8	30,8
14	21,2	22,3	23,3	24,3	25,3	26,4	27,4	28,4	29,4	30,4
15	21,	22	23	24	25	26	27	28	29	30
16	20,7	21,7	22,7	23,7	24,7	25,7	26,6	27,6	28,6	29,6
17	20,4	21,4	22,4	23,4	24,4	25,4	26,3	27,3	28,2	29,2
18	20,1	21,1	22	23	24	25	25,9	26,9	27,8	28,8
19	19,8	20,8	21,7	22,7	23,6	24,6	25,5	26,4	27,3	28,3
20	19,5	20,5	21,4	22,4	23,3	24,3	25,2	26,1	27	27,9
21	19,1	20,1	21,1	22,1	22,9	23,9	24,8	25,6	26,6	27,5
22	18,8	19,8	20,7	21,6	22,5	23,5	24,3	25,2	26,2	27,1
23	18,5	19,4	20,3	21,3	22,2	23,1	24	24,9	25,8	26,7
24	18,2	19,1	20	21	21,8	22,7	23,6	24,5	25,4	26,3
25	17,9	18,8	19,7	20,6	21,5	22,4	23,2	24,2	25,1	26
26	17,6	18,5	19,4	20,3	21,2	22,1	22,9	23,8	24,7	25,6
27	17,3	18,2	19,1	20	20,8	21,7	22,6	23,5	24,3	25,2
28	16,9	17,9	18,8	19,6	20,5	21,4	22,2	23,1	23,9	24,8
29	16,6	17,5	18,4	19,3	20,2	21	21,8	22,7	23,6	24,4
30	16,3	17,2	18,1	19	19,8	20,7	21,5	22,4	23,2	24

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
0	37,6	38,6	39,6	40,6	41,5	42,5	43,5	44,4	45,4	46,4
1	37,1	38,1	39,1	40,1	41,2	42,2	43,1	44,1	45	46,
2	36,7	37,7	38,6	39,7	40,7	41,7	42,7	43,7	44,6	45,5
3	36,2	37,3	38,3	39,3	40,3	41,3	42,3	43,2	44,2	45,2
4	35,7	36,7	37,7	38,8	39,8	40,8	41,8	42,8	43,8	44,8
5	35,3	36,3	37,3	38,3	39,3	40,3	41,4	42,4	43,4	44,3
6	34,9	35,9	36,9	37,9	38,9	39,9	40,9	41,9	42,9	43,9
7	34,3	35,4	36,4	37,4	38,4	39,4	40,4	41,4	42,4	43,4
8	33,9	34,9	35,9	36,9	38	39	40	41	42	43
9	33,5	34,5	35,5	36,5	37,5	38,6	39,6	40,6	41,6	42,6
10	33,1	34,1	35,1	36,1	37,1	38,1	39,1	40,1	41,1	42,1
11	32,7	33,7	34,7	35,7	36,7	37,7	38,7	39,7	40,7	41,7
12	32,2	33,2	34,3	35,3	36,3	37,3	38,3	39,3	40,3	41,3
13	31,8	32,8	33,8	34,8	35,8	36,8	37,8	38,8	39,8	40,9

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
14	31,4	32,4	33,4	34,4	35,4	36,4	37,4	38,4	39,4	40,4
15	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
16	30,6	31,6	32,5	33,5	34,5	35,5	36,5	37,5	38,5	39,5
17	30,2	31,2	32,1	33,1	34,1	35,1	36,1	37,1	38,1	39,1
18	29,8	30,8	31,7	32,6	33,6	34,6	35,6	36,6	37,6	38,6
19	29,3	30,3	31,2	32,2	33,2	34,2	35,2	36,2	37,2	38,2
20	28,9	29,9	30,8	31,8	32,8	33,8	34,8	35,8	36,8	37,8
21	28,5	29,5	30,4	31,4	32,4	33,4	34,4	35,4	36,4	37,4
22	28,1	29,1	30	31	32	33	34	35	36	36,9
23	27,7	28,7	29,6	30,6	31,6	32,6	33,5	34,5	35,5	36,5
24	27,3	28,3	29,2	30,2	31,1	32,1	33,1	34,1	35,1	36,1
25	26,9	27,9	28,8	29,7	30,7	31,7	32,7	33,7	34,7	35,7
26	26,5	27,5	28,4	29,3	30,3	31,3	32,3	33,3	34,3	35,3
27	26,1	27,1	27,9	28,9	29,9	30,9	31,9	32,9	33,9	34,8
28	25,7	26,6	27,5	28,5	29,5	30,5	31,5	32,5	33,5	34,4
29	25,2	26,2	27,1	28,1	29,1	30,1	31,1	32,1	33,1	34
30	24,9	25,8	26,7	27,7	28,7	29,7	30,7	31,6	32,6	33,6

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
0	47,4	48,4	49,3	50,3	51,3	52,3	53,2	54,1	55,1	56,1
1	47	48	48,9	49,9	50,8	51,8	52,8	53,7	54,7	55,7
2	46,5	47,5	48,5	49,5	50,4	51,4	52,3	53,3	54,3	55,3
3	46,2	47,1	48,1	49	50	51	52	52,9	53,9	54,8
4	45,8	46,7	47,7	48,7	49,6	50,6	51,5	52,5	53,5	54,5
5	45,3	46,2	47,2	49,2	49,2	50,2	51,1	52,1	53,1	54
6	44,9	45,8	46,8	47,8	48,8	49,8	50,8	51,7	52,7	53,7
7	44,4	45,4	46,4	47,4	48,4	49,4	50,4	51,3	52,3	53,2
8	44	45	46	47	47,9	48,9	49,9	50,9	51,9	52,9
9	43,6	44,6	45,6	46,6	47,5	48,5	49,5	50,5	51,5	52,5
10	43,1	44,1	45,1	46,1	47,1	48,1	49,1	50,1	51,1	52,1
11	42,7	43,7	44,7	45,7	46,7	47,7	48,7	49,7	50,7	51,7
12	42,3	43,3	44,3	45,3	46,3	47,3	48,3	49,3	50,3	51,2
13	41,9	42,9	43,9	44,9	45,9	46,9	47,9	48,9	49,9	50,9
14	41,4	42,4	43,4	44,4	45,4	46,4	47,4	48,4	49,4	50,4
14	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
16	40,6	41,6	42,6	43,6	44,6	45,6	46,6	47,6	48,6	49,6
17	40,1	41,1	42,1	43,1	44,1	45,2	46,2	47,2	48,2	49,2
18	39,7	40,7	41,7	42,7	43,7	44,8	45,8	46,8	47,8	48,8
19	39,3	40,3	41,3	42,4	43,4	44,4	45,4	46,4	47,4	48,4
20	38,9	39,9	40,9	42	43	44	45	46	47	48
21	38,4	39,4	40,4	41,5	42,5	43,5	44,6	45,6	46,6	47,6

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
22	38	39	40	41, 1	42, 1	43, 1	44, 1	45, 1	46, 1	47, 1
23	37,6	38,6	39,6	40,6	41,6	42,6	43,6	44,6	45,7	46,7
24	37,2	38,2	39,2	40,2	41,2	42,2	43,3	44,3	45,3	46,3
25	36,7	37,7	38,7	39,8	40,8	41,9	42,9	43,9	44,9	46
26	36,3	37,3	38,3	39,4	40,4	41,5	42,5	43,5	44,5	45,5
27	35,9	36,9	37,9	39	40	41, 1	42, 1	43, 1	44, 1	45, 1
28	35,4	36,5	37,5	38,6	39,6	40,6	41,6	42,6	43,7	44,7
29	35	36	37, 1	38, 1	39, 1	40, 2	41, 2	42, 2	43, 3	44, 3
30	34,6	35,6	36,6	37,7	38,7	39,8	40,8	41,8	42,8	43,8

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
0	57, 1	58	59	59,9	60,9	61,9	62,9	63,9	64,9	65,8
1	56,7	57,6	58,6	59,6	60,6	61,6	62,5	63,5	64,5	65,5
2	56,3	57,2	58,2	59,2	60,2	61,2	62,1	63,1	64,1	65,1
3	55,8	56,8	57,8	58,8	59,8	60,8	61,7	62,7	63,7	64,7
4	55,5	56,5	57,4	58,4	59,4	60,3	61,3	62,3	63,3	64,3
5	55	56	57	58	59	60	60,9	61,9	62,9	63,9
6	54,7	55,6	56,6	57,5	58,5	59,5	60,5	61,5	62,5	63,5
7	54,2	55,2	56,2	57,1	58,1	59,1	60,1	61,1	62,1	63,1
8	53,9	54,9	55,8	56,8	57,8	58,8	59,8	60,8	61,8	62,8
9	53,5	54,5	55,4	56,4	57,4	58,4	59,4	60,4	61,4	62,4
10	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62
11	52,7	53,7	54,6	55,6	56,6	57,6	58,6	59,6	60,6	61,6
12	52,2	53,2	54,2	55,2	56,2	57,2	58,2	59,2	60,2	61,2
13	51,9	52,8	53,8	54,8	55,8	56,8	57,8	58,8	59,8	60,8
14	51,4	52,4	53,4	54,4	55,4	56,4	57,4	58,4	59,4	60,4
15	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
16	50,6	51,6	52,6	53,6	54,6	55,6	56,6	57,6	58,6	59,6
17	50,2	51,2	52,2	53,2	54,2	55,2	56,2	57,2	58,2	59,2
18	49,8	50,8	51,8	52,8	53,8	54,8	55,8	56,8	57,8	58,8
19	49,4	50,4	51,4	52,4	53,4	54,4	55,4	56,4	57,4	58,4
20	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58
21	48,6	49,6	50,6	51,6	52,6	53,6	54,6	55,6	56,6	57,6
22	48, 1	49, 1	50, 1	51, 1	52, 2	53, 2	54, 2	55, 2	56, 2	57, 2
23	47,7	48,8	49,8	50,8	51,8	52,8	53,8	54,8	55,8	56,8
24	47,3	48,4	49,4	50,4	51,4	52,4	53,4	54,4	55,4	56,4
25	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56
26	46,5	47,5	48,5	49,5	50,5	51,5	52,5	53,5	54,5	55,6
27	46, 1	47, 1	48, 1	49, 1	50, 2	51, 2	52, 2	53, 2	54, 2	55, 2
28	45,7	46,7	47,7	48,7	49,8	50,8	51,8	52,8	53,8	54,8
29	45,3	46,3	47,3	48,4	49,4	50,4	51,4	52,4	53,4	54,4
30	44,9	45,9	47	48	49	50	51	52	53	54

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
0	66,8	67,8	68,8	69,8	70,8	71,7	72,7	73,7	74,7	75,7
1	66,5	67,5	68,5	69,4	70,4	71,3	72,3	73,3	74,3	75,3
2	66,1	67,1	68,1	69,1	70,1	71	71,9	72,9	73,9	74,9
3	65,6	66,6	67,6	68,6	69,6	70,6	71,6	72,6	73,6	74,5
4	65,3	66,3	67,3	68,3	69,3	70,2	71,2	72,2	73,2	74,1
5	64,9	65,9	66,9	67,9	68,9	69,8	70,8	71,8	72,8	73,8
6	64,5	65,5	66,5	67,5	68,5	69,5	70,5	71,5	72,5	73,4
7	64,1	65,1	66,1	67,1	68,1	69,1	70,1	71,1	72	73
8	63,8	64,8	65,8	66,8	67,7	68,7	69,7	70,6	71,6	72,6
9	63,4	64,4	65,4	66,4	67,3	68,3	69,3	70,3	71,3	72,3
10	63	64	65	66	67	67,9	68,9	69,9	70,9	71,9
11	62,6	63,6	64,6	65,6	66,6	67,6	68,6	69,6	70,6	71,6
12	62,2	63,2	64,2	65,2	66,2	67,2	68,2	69,2	70,2	71,2
13	61,8	62,8	63,8	64,8	65,8	66,8	67,8	68,8	69,8	70,8
14	61,4	62,4	63,4	64,4	65,4	66,4	67,4	68,4	69,4	70,4
15	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
16	60,6	61,6	62,6	63,6	64,6	65,6	66,6	67,6	68,6	69,6
17	60,2	61,2	62,2	63,2	64,2	65,2	66,2	67,2	68,2	69,2
18	59,8	60,8	61,8	62,8	63,8	64,8	65,8	66,8	67,8	68,8
19	59,4	60,4	61,4	62,5	63,5	64,5	65,5	66,5	67,5	68,5
20	59	60	61	62	63	64	65,1	66,1	67,1	68,1
21	58,6	59,6	60,7	61,7	62,7	63,7	64,7	65,7	66,7	67,7
22	58,2	59,2	60,3	61,3	62,3	63,3	64,3	65,3	66,3	67,3
23	57,8	58,8	59,8	60,9	61,9	62,9	63,9	64,9	65,9	66,9
24	57,4	58,4	59,4	60,5	61,5	62,5	63,5	64,5	65,5	66,5
25	57	58	59	60,1	61,1	62,1	63,1	64,1	65,1	66,1
26	56,6	57,6	58,6	59,6	60,7	61,7	62,7	63,7	64,7	65,7
27	56,2	57,2	58,3	59,3	60,3	61,3	62,3	63,3	64,3	65,3
28	55,8	56,8	57,8	58,8	59,9	60,9	61,9	62,9	63,9	64,9
29	55,4	56,4	57,4	58,5	59,5	60,5	61,5	62,5	63,5	64,5
30	55	56	57,1	58,1	59,1	60,1	61,1	62,1	63,1	64,1

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
0	76,6	77,6	78,6	79,6	80,6	81,6	82,6	83,6	84,5	85,5
1	76,2	77,2	78,2	79,2	80,2	81,2	82,2	83,2	84,2	85,1
2	75,9	76,9	77,9	78,9	79,9	80,9	81,9	82,9	83,8	84,7
3	75,5	76,5	77,5	78,5	79,5	80,5	81,5	82,5	83,4	84,4
4	75,1	76,1	77,1	78,1	79,1	80,1	81,1	82,1	83	84
5	74,8	75,7	76,7	77,7	78,7	79,7	80,7	81,7	82,7	83,7
6	74,4	75,3	76,3	77,3	78,3	79,3	80,3	81,3	82,3	83,3

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
7	74	75	76	77	78	79	80	81	82	82,9
8	73,6	74,6	75,6	76,6	77,6	78,6	79,6	80,6	81,6	82,6
9	73,3	74,2	75,2	76,2	77,2	78,2	79,2	80,2	81,2	82,2
10	72,9	73,9	74,9	75,9	76,9	77,9	78,9	79,9	80,9	81,9
11	72,6	73,5	74,5	75,5	76,5	77,5	78,5	79,5	80,5	81,5
12	72,2	73,1	74,1	75,1	76,1	77,1	78,1	79,1	80,1	81,1
13	71,8	72,8	73,8	74,8	75,8	76,8	77,8	78,8	79,8	80,8
14	71,4	72,4	73,4	74,4	75,4	76,4	77,4	78,4	79,4	80,4
15	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
16	70,6	71,6	72,6	73,6	74,6	75,6	76,6	77,6	78,6	79,6
17	70,2	71,2	72,2	73,2	74,2	75,2	76,2	77,2	78,2	79,2
18	69,8	70,8	71,8	72,8	73,8	74,9	75,9	76,9	77,9	78,9
19	69,5	70,5	71,5	72,5	73,5	74,5	75,5	76,5	77,5	78,5
20	69,1	70,1	71,1	72,1	73,1	74,1	75,1	76,1	77,1	78,1
21	68,7	69,7	70,7	71,7	72,7	73,7	74,7	75,8	76,8	77,8
22	68,3	69,3	70,3	71,3	72,3	73,3	74,3	75,4	76,4	77,4
23	67,9	68,9	70	71	72	73	74	75	76	77
24	67,5	68,5	69,6	70,6	71,6	72,6	73,6	74,6	75,6	76,6
25	67,1	68,1	69,2	70,2	71,2	72,2	73,2	74,2	75,3	76,3
26	66,7	67,7	68,8	69,8	70,8	71,8	72,8	73,8	74,8	75,9
27	66,3	67,3	68,4	69,4	70,4	71,4	72,4	73,4	74,4	75,5
28	66	67	68	69,1	70,1	71,1	72,1	73,1	74,1	75,1
29	65,6	66,6	67,7	68,7	69,7	70,7	71,7	72,7	73,7	74,7
30	65,2	66,2	67,3	68,3	69,3	70,3	71,3	72,3	73,3	74,3

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
0	86,4	87,4	88,3	89,2	90,2	91,2	92,2	93,1	94	95
1	86,1	87	88	89	89,9	90,8	91,8	92,8	93,7	94,6
2	85,7	86,6	87,6	88,6	89,6	90,5	91,5	92,4	93,4	94,3
3	85,3	86,3	87,3	88,3	89,2	90,2	91,2	92,1	93	94
4	85	86	87	88	88,9	89,9	90,8	91,8	92,7	93,7
5	84,7	85,6	86,6	87,6	88,5	89,5	90,5	91,4	92,4	93,3
6	84,3	85,3	86,3	87,3	88,2	89,2	90,1	91	92	93
7	83,9	84,9	85,9	86,9	87,9	88,8	89,8	90,7	91,7	92,6
8	83,6	84,6	85,6	86,5	87,5	88,5	89,4	90,4	91,3	92,3
9	83,2	84,2	85,2	86,2	87,1	88,1	89,1	90	91	92
10	82,8	83,8	84,8	85,8	86,8	87,8	88,7	89,7	90,7	91,7
11	82,5	83,4	84,4	85,4	86,4	87,4	88,4	89,4	90,4	91,4
12	82,1	83,1	84,1	85	86	87	88	89	90	91
13	81,8	82,8	83,8	84,8	85,7	86,7	87,7	88,7	89,7	90,7

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
14	81,4	82,4	83,4	84,4	85,4	86,4	87,4	88,3	89,3	90,3
15	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
16	80,6	81,6	82,6	83,6	84,6	85,6	86,6	87,6	88,6	89,6
17	80,2	81,2	82,2	83,2	84,2	85,2	86,2	87,2	88,2	89,3
18	79,9	80,9	81,9	82,9	83,9	84,9	85,9	86,9	87,9	88,9
19	79,5	80,5	81,6	82,6	83,6	84,6	85,6	86,6	87,6	88,6
20	79,1	80,1	81,2	82,2	83,2	84,2	85,2	86,2	87,2	88,2
21	78,7	79,7	80,8	81,8	82,8	83,8	84,8	85,9	86,9	87,9
22	78,4	79,4	80,4	81,4	82,4	83,4	84,4	85,5	86,5	87,6
23	78	79	80,1	81,1	82,1	83,1	84,1	85,1	86,1	87,2
24	77,6	78,6	79,7	80,7	81,7	82,7	83,7	84,7	85,7	86,8
25	77,3	78,3	79,3	80,3	81,3	82,3	83,4	84,4	85,4	86,5
26	76,9	77,9	78,9	79,9	80,9	81,9	82,9	84	85	86,1
27	76,5	77,5	78,5	79,5	80,5	81,6	82,6	83,6	84,7	85,7
28	76,1	77,1	78,2	79,2	80,2	81,3	82,3	83,3	84,3	85,4
29	75,7	76,8	77,8	78,8	79,8	80,9	81,9	83	84	85
30	75,3	76,4	77,4	78,4	79,4	80,5	81,5	82,6	83,6	84,7

DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
0	95,9	96,8	97,7	98,6	99,5	100,3				
1	95,6	96,5	97,4	98,3	99,2	100				
2	95,2	96,1	97	97,9	98,9	99,8				
3	94,9	95,8	96,7	97,7	98,6	99,5				
4	94,6	95,5	96,4	97,4	98,3	99,2	100,1			
5	94,3	95,2	96,2	97,1	98	98,9	99,8			
6	93,9	94,9	95,9	96,8	97,7	98,7	99,6	100,5		
7	93,6	94,6	95,6	96,5	97,4	98,4	99,3	100,2		
8	93,3	94,3	95,3	96,2	97,1	98,1	99	99,9		
9	93	94	95	95,9	96,8	97,8	98,7	99,7		
10	92,7	93,7	94,7	95,6	96,5	97,5	98,5	99,4	100,4	
11	92,4	93,3	94,3	95,3	96,2	97,2	98,2	99,1	100,1	
12	92	93	94	95	95,9	96,9	97,9	98,9	99,8	
13	91,7	92,7	93,7	94,6	95,6	96,6	97,6	98,6	99,5	
14	91,3	92,3	93,3	94,3	95,3	96,3	97,3	98,3	99,3	
15	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
16	90,7	91,7	92,7	93,7	94,7	95,7	96,7	97,7	98,7	99,7
17	90,3	91,3	92,4	93,4	94,4	95,4	96,4	97,4	98,5	99,5
18	89,9	91	92	93	94	95,1	96,1	97,1	98,2	99,2
19	89,6	90,7	91,7	92,7	93,7	94,8	95,8	96,9	97,9	98,9
20	89,2	90,3	91,3	92,4	93,4	94,5	95,5	96,6	97,6	98,6



DEGRÉS du ther- momètre	DEGRÉS DE L'ALCOOMÈTRE									
	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
21	88,9	90	91	92	93,1	94,1	95,2	96,3	97,3	98,4
22	88,6	89,6	90,7	91,8	92,8	93,9	94,9	96	97	98,1
23	88,3	89,3	90,4	91,4	92,4	93,5	94,6	95,7	96,7	97,8
24	87,9	88,9	90	91,1	92,1	93,2	94,3	95,3	96,4	97,5
25	87,5	88,6	89,7	90,7	91,8	92,9	93,9	95	96,1	97,2
26	87,2	88,2	89,3	90,4	91,5	92,5	93,6	94,7	95,8	97
27	86,8	87,9	89	90	91,1	92,2	93,3	94,4	95,5	96,7
28	86,5	87,5	88,6	89,7	90,8	91,9	93	94,1	95,2	96,4
29	86,1	87,2	88,2	89,3	90,4	91,6	92,7	93,8	94,9	96,1
30	85,8	86,9	87,9	89	90,1	91,2	92,4	93,5	94,6	95,8

TABLEAU VII

Table de Courtonne.

FORCE réelle.	POIDS apparent du litre.	VOLUME du kilogr.	FORCE réelle.	POIDS apparent du litre.	VOLUME du kilogr.
	gr.	cc.		gr.	cc.
0	998,08	1 001,9	16	978,04	1 022,4
1	996,52	1 003,4	17	977,01	1 023,5
2	995,03	1 005	18	975,99	1 024,5
3	993,60	1 006,4	19	974,97	1 025,6
4	992,21	1 007,8	20	973,96	1 026,7
5	990,85	1 009,2	21	972,96	1 027,7
6	989,53	1 010,5	22	971,96	1 028,8
7	988,24	1 011,8	23	970,95	1 029,9
8	986,99	1 013,1	24	969,95	1 030,9
9	985,78	1 014,4	25	968,94	1 032
10	984,61	1 015,6	26	967,91	1 033,15
11	983,46	1 016,8	27	966,86	1 034,27
12	982,33	1 017,9	28	965,79	1 035,41
13	981,23	1 019,1	29	964,69	1 036,59
14	980,15	1 020,2	30	963,55	1 037,82
15	979,09	1 021,3	31	962,38	1 039,08

FORCE réelle.	POIDS apparent du litre.	VOLUME du kilogr.	FORCE réelle.	POIDS apparent du litre.	VOLUME du kilogr.
	gr.	cc.		gr.	cc.
32	961, 17	1 040, 39	67	896, 70	1 116, 4
33	959, 93	1 041, 73	68	893, 31	1 119, 5
34	958, 65	1 043, 12	69	890, 89	1 122, 4
35	957, 33	1 044, 56	70	888, 44	1 125, 5
36	955, 96	1 046, 05	71	885, 96	1 128, 7
37	954, 56	1 047, 60	72	883, 94	1 131, 9
38	953, 10	1 049, 20	73	880, 94	1 135, 1
39	951, 61	1 050, 84	74	878, 38	1 138, 4
40	950, 07	1 052, 55	75	875, 79	1 141, 8
41	948, 47	1 054, 32	76	873, 16	1 145, 2
42	946, 83	1 056, 14	77	870, 50	1 148, 7
43	945, 16	1 058, 01	78	867, 82	1 152, 3
44	943, 46	1 059, 93	79	865, 09	1 154, 8
45	941, 72	1 061, 87	80	862, 33	1 159, 6
46	939, 95	1 063, 88	81	859, 54	1 163, 4
47	938, 14	1 065, 93	82	856, 71	1 167, 2
48	936, 29	1 068, 04	83	853, 84	1 171, 1
49	934, 41	1 070, 18	84	850, 93	1 175, 1
50	932, 49	1 072, 39	85	847, 97	1 179, 2
51	930, 56	1 074, 64	86	844, 96	1 183, 4
52	928, 53	1 076, 9	87	841, 90	1 187, 7
53	926, 50	1 079, 3	88	838, 79	1 192, 1
54	924, 43	1 081, 7	89	835, 60	1 196, 7
55	922, 33	1 084, 2	90	832, 34	1 201, 4
56	920, 22	1 086, 6	91	829	1 206, 2
57	918, 10	1 089, 2	92	825, 58	1 211, 2
58	915, 97	1 091, 7	93	822, 05	1 216, 4
59	913, 82	1 094, 2	94	818, 49	1 221, 8
60	911, 65	1 096, 9	95	814, 61	1 227, 5
61	909, 44	1 099, 5	96	810, 66	1 233, 5
62	907, 21	1 102, 2	97	806, 50	1 239, 9
62	904, 96	1 105	98	802, 11	1 246, 7
64	902, 68	1 107, 8	99	797, 47	1 253, 9
65	900, 38	1 110, 6	100	792, 55	1 261, 7
66	898, 06	1 113, 5			

TABLEAU VIII

Tableau de Guillemin pour les mouillages.  
(Richesses en volumes).

TITRE cherché.	TITRE INITIAL																			
	98	97	96	95	94	93	92	90	85	80	75	70	65	60	55	50	45	40	35	
97	1,25																			
96	2,53	1,26																		
95	3,80	2,51	1,24																	
94	5,09	3,79	2,50	1,24																
93	6,38	5,07	3,77	2,50	1,24															
92	7,70	6,38	5,06	3,78	2,51	1,24														
91	9,03	7,69	6,37	5,07	3,78	2,51	1,24													
90	10,39	9,04	7,70	6,39	5,07	3,80	2,52													
89	17,34	16,11	14,70	13,31	11,94	10,50	9,23	6,56												
88	25,41	23,90	22,40	20,94	19,40	18,06	16,62	13,79	6,82											
75	34,23	32,63	31,03	29,48	27,94	26,28	24,88	21,87	14,46	7,18										
70	44,19	42,49	40,80	39,15	37,40	35,88	34,23	31,03	23,11	15,53	7,83									
65	55,59	53,78	51,98	50,20	48,44	46,70	44,95	41,51	33	24,63	16,38	8,15								
60	68,77	66,82	64,88	62,97	61,28	59,20	57,32	53,61	44,43	35,39	26,44	17,35	8,87							
55	84,27	82,16	80,06	78	75,94	73,91	71,87	67,84	57,87	48,04	38,31	28,63	19,02	9,49						
50	102,71	100,52	98,13	95,88	96,63	91,41	89,18	84,76	73,87	63,10	52,42	41,80	31,25	20,78	10,35					
45	125,65	122,53	120,23	117,54	115,06	112,61	110,16	105,30	93,25	81,34	69,52	57,76	46,07	34,46	22,69	11,40				
40	152,81	150,01	147,21	144,44	141,69	138,96	136,24	130,79	117,32	104	90,76	77,59	64,48	51,45	38,47	25,56	12,74			
35	188,17	183	181,86	178,72	175,60	172,51	169,41	163,25	147,99	132,86	117,82	102,84	87,93	73,19	58,31	43,60	28,96	14,43		
30	234,97	231,23	227,90	224,09	220,50	216,93	213,35	206,23	188,59	171,07	153,64	136,88	118,98	101,76	84,58	67,48	50,47	33,53	16,72	

TABLEAU IX

*Relation entre la richesse d'un liquide alcoolique, son point d'ébullition sous la pression ordinaire et la richesse de ses vapeurs.*

RICHESSE DU LIQUIDE		TEMPÉRATURE d'ébullition. <i>t</i>	RICHESSE DES VAPEURS	
En volume <i>G.L.</i>	En poids <i>T</i>		En volume <i>V</i>	En poids <i>U</i>
0	0	100	0	0
1	0,80	99	9,90	7,97
2	1,59	98,2	17,70	14,37
3	2,39	97,4	25,20	20,63
4	3,20	96,6	31,25	25,76
5	4,04	95,9	35,75	29,74
6	4,81	95,2	39,30	32,76
7	5,62	94,5	42,60	35,71
8	6,43	93,9	45,50	38,34
9	7,24	93,3	48,40	41,01
10	8,05	92,6	51,10	43,53
11	8,87	92,1	53,45	45,77
12	9,67	91,5	55,75	47,98
13	10,51	91,1	57,45	49,64
14	11,33	90,6	59,80	51,96
15	12,15	90,2	61,50	53,76
16	12,97	89,7	62,95	55,13
17	13,80	89,3	64,05	56,24
18	14,62	89	64,95	57,17
19	15,45	88,6	65,65	57,89
20	16,28	88,3	66,20	58,46
21	17,11	87,9	66,60	58,87
22	17,94	87,7	67	59,29
23	18,78	87,4	67,36	59,67
24	19,62	87,1	67,70	60,02
25	20,46	86,9	67,95	60,29
26	21,30	86,6	68,20	60,55
27	22,14	86,4	68,47	60,93
28	22,99	86,2	68,75	61,13
29	23,84	86	69	61,39
30	24,69	85,7	69,26	61,66
31	25,54	85,5	69,50	61,92
32	26,40	85,3	69,77	62,20
33	27,26	85,1	70,05	62,52
34	28,12	85	70,30	62,79
35	28,99	84,8	70,60	63,09
36	29,86	84,7	70,87	63,39

TABLEAU IX

RICHESSE DU LIQUIDE		TEMPÉRATURE d'ébullition. <i>t</i>	RICHESSE DES VAPEURS	
En volume <i>G.L.</i>	En poids <i>T</i>		En volume <i>V</i>	En poids <i>U</i>
37	30,73	84,5	71,15	63,69
38	31,61	84,4	71,43	63,99
39	32,49	84,2	71,68	64,26
40	33,38	84,1	71,95	64,56
41	34,25	83,9	72,22	64,84
42	35,17	83,8	72,50	65,14
43	36,07	83,7	72,80	65,47
44	36,97	83,5	73,12	65,82
45	37,88	83,4	73,45	66,18
46	38,80	83,3	73,75	66,51
47	39,72	83,1	74,05	66,85
48	40,64	83	74,35	67,18
49	41,57	82,9	74,65	67,51
50	42,51	82,8	74,95	67,83
51	43,44	82,70	75,27	68,19
52	44,39	82,58	75,58	68,52
53	45,34	82,47	75,90	68,89
54	46,30	82,35	76,22	69,25
55	47,26	82,25	76,54	69,61
56	48,23	82,14	76,86	69,97
57	49,20	82,03	77,18	70,33
58	50,18	81,92	77,50	70,70
59	51,17	81,81	77,83	71,07
60	52,16	81,70	78,17	71,45
61	53,16	81,61	78,52	71,85
62	54,17	81,52	78,86	72,23
63	55,18	81,43	79,20	72,62
64	56,20	81,34	79,56	73,03
65	57,22	81,25	79,92	73,45
66	58,25	81,16	80,28	73,86
67	59,29	81,07	80,65	74,30
68	60,34	80,98	81,05	74,76
69	61,39	80,89	81,45	75,22
70	62,45	80,80	81,85	75,70
71	63,53	80,71	82,30	76,23
72	64,60	80,63	82,75	76,78
73	65,69	80,54	83,20	77,30
74	66,79	80,45	83,65	77,83
75	67,89	80,35	84,10	78,37
76	69	80,27	84,55	78,91
77	70,13	80,16	85	79,45
78	71,26	80,09	85,48	80,03
79	72,39	80	85,98	80,55
80	73,54	79,92	86,49	81,17

RICHESSE DU LIQUIDE		TEMPÉRATURE d'ébullition. <i>t</i>	RICHESSE DES VAPEURS	
En volume <i>G.L.</i>	En poids <i>T</i>		En volume <i>V</i>	En poids <i>U</i>
81	74,70	79,83	87	81,90
82	75,87	79,74	87,50	82,52
83	77,06	79,66	88,02	83,17
84	78,25	79,57	88,53	83,83
85	79,45	79,49	89,05	84,50
86	80,67	79,41	89,59	85,19
87	81,90	79,33	90,12	85,85
88	83,14	79,25	90,67	86,57
89	84,44	79,18	91,23	87,30
90	85,70	79,12	91,80	88,05
91	87	79,05	92,55	89,06
92	88,32	78,98	93,25	90,01
93	89,67	78,90	93,80	90,76
94	91,03	78,83	94,50	91,73
95	92,43	78,75	95,35	92,93
96	93,86	78,68	96,20	94,14
97	95,35	78,61	97,10	95,50
98	96,84	78,56	98,10	96,99
99	98,39	78,48	99,05	98,86
100	100	78,4	100	100

TABLEAU X

DEGRÉ centésimal. <i>G.L.</i>	CHALEUR spécifique. <i>c</i>	CHALEUR de mélange à 0° <i>μ</i>	CHALEUR latente de vaporisation <i>λ</i>
1	1,015 + 0,00135 t.	1	533,7
2	1,025	1,6	531
3	1,030	2	528,2
4	1,035	2,4	525,6
5	1,040	2,8	522,8
6	1,045	3,1	520
7	1,050	3,5	517,2
8	1,055	3,8	514,4
9	1,055	4,2	511,5
10	1,060	4,5	508,8
11	1,060	4,9	506

TABLEAU X

DEGRÉ centésimal. <i>G. L.</i>	CHALEUR spécifique. <i>c</i>	CHALEUR de mélange à 0°. $\mu$	CHALEUR latente de vaporisation $\lambda$
12	1,060 + 0,00200 t.	5,2	503,2
13	1,060 200	5,6	500,4
14	1,065 205	5,9	497,6
15	1,065 205	6,3	494,8
16	1,065 205	6,6	492
17	1,065 205	6,9	489,2
18	1,065 205	7,2	486,4
19	1,065 205	7,4	483,5
20	1,065 205	7,7	480,8
21	1,065 205	8	477,9
22	1,065 205	8,3	475,2
23	1,060 205	8,5	472,3
24	1,060 205	8,7	469,5
25	1,060 210	8,9	466,6
26	1,060 210	9,1	463,7
27	1,060 210	9,2	460,9
28	1,055 215	9,3	457,9
29	1,055 215	9,4	455
30	1,055 220	9,4	452
31	1,055 220	9,5	449,4
32	1,050 225	9,5	446,5
33	1,050 230	9,6	443,8
34	1,050 230	9,6	440,9
35	1,045 235	9,6	438,1
36	1,045 240	9,6	435,2
37	1,040 240	9,6	432,3
38	1,040 245	9,6	429,4
39	1,035 245	9,6	426,5
40	1,035 250	9,5	423,7
41	1,030 250	9,5	420,8
42	1,025 255	9,4	418
43	1,020 255	9,3	415
44	1,020 255	9,2	412
45	1,015 260	9,1	409
46	1,010 260	9	406
47	1,005 265	8,9	403
48	1, 265	8,7	400
49	0,995 265	8,5	397
50	0,990 270	8,4	394
51	0,985 270	8,2	391
52	0,980 270	8,1	388
53	0,975 275	7,9	384,9
54	0,970 275	7,8	381,9
55	0,960 275	7,6	378,7
56	0,955 280	7,4	375,2

DEGRÉ centésimal. <i>G. L.</i>	CHALEUR spécifique. <i>c</i>	CHALEUR de mélange à 0°. $\mu$	CHALEUR latente de vaporisation $\lambda$
57	0,950 + 0,00280 t.	7,3	372,1
58	0,945	280	369
59	0,940	280	366
60	0,930	285	363
61	0,925	285	359,9
62	0,920	285	356,6
63	0,915	290	353,2
64	0,910	290	349,9
65	0,900	290	346,6
66	0,895	290	343,1
67	0,886	295	339,8
68	0,880	295	336,5
69	0,875	295	332,2
70	0,865	295	329,7
71	0,860	300	326,2
72	0,855	300	322,6
73	0,850	300	319,2
74	0,840	300	315,7
75	0,830	300	312,1
76	0,825	300	308,7
77	0,815	300	305,1
78	0,810	300	301,4
79	0,800	305	297,9
80	0,795	305	294,3
81	0,785	305	290,6
82	0,775	305	287
83	0,770	305	283,3
84	0,760	305	279,6
85	0,750	310	275,8
86	0,740	310	271,9
87	0,725	310	267,9
88	0,725	310	264
89	0,715	310	260
90	0,705	310	256
91	0,695	315	252
92	0,685	315	248
93	0,675	315	243,7
94	0,660	315	239,2
95	0,650	320	234,7
96	0,635	325	229,9
97	0,625	325	225
98	0,610	330	220
99	0,595	335	215
100	0,580	340	209



TABLEAU XI

DEGRÉ centésimal.	CHALEUR (C = $\mu + ct$ ) du liquide alcoolique depuis eau et alcool à 0° jusqu'à :										Ébullition.	Chaleur des vapeurs depuis eau et alcool à 0° jusqu'à la tempéra- ture d'ébullition du li- quide générateur $L = -\mu + c_t t + \lambda_1$
	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°			
1	9,2	19,8	30	40,6	51,4	62,2	73,3	84,4	95,8	105,45	616	
2	8,8	19,2	29,8	40,5	51,4	62,4	74	85,2	94,6	105,42	594	
3	8,4	19	29,7	40,4	51,4	62,8	74,4	85,36	97,4	105,36	570,3	
4	8	18,6	29,5	40,3	51,4	62,9	74,6	86,1	98	105,25	553	
5	7,8	18,4	29,2	40,2	51,4	62,9	74,4	86,2	98,4	105,06	537,5	
6	7,4	18	29,1	40,1	51,4	62,8	74,2	86,2	98,7	104,74	525,7	
7	7	17,8	28,9	40	51,2	62,5	74,1	86,2	98,8	104,24	514,7	
8	6,8	17,5	28,6	39,8	51,1	62,4	73,9	86,2	98,9	103,65	504,2	
9	6,4	17,2	28,4	39,6	50,9	62,3	73,8	86,1	99	102,96	494,5	
10	6,1	17	28,1	39,5	50,8	62,2	73,6	85,9	99	102,20	485,6	
11.	5,8	16,7	27,8	39,3	50,6	62,2	73,4	85,8	99	101,35	476,6	
12	5,5	16,4	27,4	39	50,3	61,8	73,2	85,6	99	100,52	468,7	
13	5,1	16,1	27,1	38,8	50	61,7	73	85,3	98,9	99,70	460,9	
14	4,9	15,9	26,8	38,5	49,8	61,4	72,8	85,1	98,7	98,89	454	
15	4,6	15,6	26,4	38,2	49,4	61,2	72,7	84,9	98,10	98,10	447,2	
16	4,3	15,3	26,2	37,9	49,1	61	72,5	84,7	97,30	97,30	441,3	
17	4	15	25,9	37,6	48,7	60,8	72,3	84,4	96,53	96,53	436,6	

DEGRÉ centésimal.	CHALEUR (C = — $\mu$ + ct)										Chaleur des vapeurs depuis eau et alcool à 0° jusqu'à la tempéra- ture d'ébullition du li- quide générateur $L = -\mu, + c, t + \lambda_1$
	du liquide alcoolique depuis eau et alcool à 0° jusqu'à :										
	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°	Ébullition	
18	3,7	14,7	25,7	37,3	48,4	60,5	72,1	84,2		95,80	432,77
19	3,4	14,5	25,4	36,9	48,1	60,2	71,9	84		95,13	429,55
20	3	14,3	25,2	36,6	47,9	60	71,7	83,8		94,46	426,77
21	2,7	14	24,9	36,2	47,6	59,7	71,4	83,6		93,86	424,44
22	2,5	13,7	24,7	35,9	47,4	59,5	71,1	83,4		93,30	422,55
23	2,2	13,4	24,4	35,6	47,2	59,2	70,8	83,2		92,80	420,55
24	2	13,1	24,2	35,4	47	58,9	70,6	83		92,27	419
25	1,8	12,8	24	35,2	46,8	58,6	70,4	82,8		91,82	417,55
26	1,6	12,6	23,8	35	46,6	58,3	70,3	82,6		91,37	416
27	1,4	12,5	23,6	34,9	46,4	58,1	70,1	82,4		90,93	414,99
28	1,2	12,3	23,4	34,7	46,2	57,9	70	82,2		90,49	413,77
29	1,1	12,2	23,3	34,6	46,1	57,8	69,9	82,1		90,04	412,66
30	1	12,1	23,2	34,5	46	57,7	69,8	82		89,60	411,66
31	1	12,1	23,1	34,4	45,9	57,6	69,7	81,9		89,23	410,66
32	1	12	23	34,3	45,8	57,5	69,6	81,8		88,91	409,55
33	0,9	12	22,9	34,3	45,7	57,4	69,5	81,7		88,60	408,55
34	0,9	11,9	22,9	34,2	45,7	57,3	69,4	81,6		88,36	407,55
35	0,9	11,8	22,8	34,1	45,6	57,2	69,3	81,5		87,94	406,55
36	0,9	11,7	22,8	34,1	45,5	57,2	69,2	81,4		87,61	405,55
37	0,9	11,6	22,7	34	45,4	57,1	69,1	81,3		87,30	404,44
38	1	11,5	22,7	34	45,4	57,1	69,1	81,2		86,98	403,22
39	1	11,5	22,7	33,9	45,3	57	68,9	81,1		86,66	402
40	1	11,4	22,6	33,8	45,2	57	68,8	81		86,33	400,88
41	1	11,4	22,6	33,8	45,2	56,9	68,7	80,9		86	399,66
42	1,1	11,5	22,6	33,7	45,1	56,8	68,6	80,8		85,67	398,55
43	1,1	11,6	22,5	33,7	45,1	56,7	68,5	80,7		85,33	397,11
44	1,2	11,6	22,5	33,7	45	56,6	68,4	80,6		84,98	395,88

TABLEAU XI

45	1, 2	11, 7	22, 5	33, 6	44, 9	56, 4	68, 3	80, 4	84, 63	394, 5
46	1, 3	11, 7	22, 4	33, 6	44, 9	56, 3	68, 2	80, 2	84, 25	393, 1
47	1, 4	11, 7	22, 4	33, 6	44, 8	56, 2	68	79, 8	83, 88	391, 8
48	1, 5	11, 8	22, 4	33, 5	44, 7	56, 1	67, 9	79, 7	83, 50	390, 5
49	1, 6	11, 8	22, 4	33, 5	44, 6	56	67, 8	79, 6	83, 11	389
50	1, 7	11, 9	22, 4	33, 4	44, 5	55, 8	67, 4	79, 4	82, 73	387, 7
51	1, 8	11, 9	22, 4	33, 4	44, 4	55, 7	67, 2	79, 1	82, 34	386, 4
52	1, 9	12	22, 4	33, 3	44, 3	55, 6	67	78, 7	81, 94	385
53	2	12	22, 4	33, 2	44, 2	55, 4	66, 8	78, 5	81, 53	383, 5
54	2, 1	12, 1	22, 4	33, 1	44, 1	55, 2	66, 6	78, 3	81, 11	382
55	2, 2	12, 2	22, 4	33	44	55, 2	66, 4	78, 1	80, 70	380, 6
56	2, 3	12, 2	22, 4	33	43, 8	54, 9	66, 2	77, 9	80, 30	379, 2
57	2, 3	12, 3	22, 4	33	43, 7	54, 7	66	77, 6	79, 86	377, 8
58	2, 4	12, 3	22, 3	32, 9	43, 6	54, 5	65, 7	77, 4	79, 49	376, 5
59	2, 5	12, 3	22, 3	32, 9	43, 4	54, 4	65, 5	77, 1	79, 05	375
60	2, 6	12, 4	22, 3	32, 8	43, 2	54, 2	65, 2	76, 8	78, 65	373, 5
61	2, 7	12, 4	22, 3	32, 8	43, 1	54	65	76, 5	78, 25	372, 1
62	2, 8	12, 5	22, 3	32, 7	43	53, 8	64, 8	76, 2	77, 85	370, 6
63	2, 9	12, 6	22, 3	32, 6	42, 9	53, 6	64, 6	75, 9	77, 45	369, 1
64	3	12, 6	22, 2	32, 5	42, 8	53, 4	64, 4	75, 6	77, 09	367, 5
65	3, 2	12, 7	22, 2	32, 4	42, 7	53, 2	64, 2	75, 3	76, 70	366
66	3, 3	12, 7	22, 2	32, 4	42, 6	53	64	75	76, 30	364, 4
67	3, 4	12, 8	22, 2	32, 3	42, 5	52, 8	63, 7	74, 7	75, 88	362, 6
68	3, 5	12, 8	22, 2	32, 2	42, 4	52, 7	63, 4	74, 4	75, 48	360, 8
69	3, 6	12, 9	22, 2	32, 1	42, 3	52, 5	63, 1	74	75, 05	359
70	3, 7	13	22, 2	32, 1	42, 1	52, 3	62, 8	73, 7	74, 65	357, 2
71	3, 8	13	22, 2	32	42	52, 1	62, 5	73, 4	74, 25	355, 2
72	3, 8	13	22, 2	32	41, 8	51, 9	62, 3	73, 1	73, 80	353, 2
73	3, 9	13, 1	22, 2	31, 9	41, 6	51, 7	62	72, 8	73, 36	351, 2
74	4	13, 1	22, 2	31, 8	41, 4	51, 5	61, 7	72, 5	72, 92	349, 2
75	4, 1	13, 2	22, 2	31, 8	41, 3	51, 3	61, 4	72, 2	72, 46	347, 2
76	4, 3	13, 2	22, 2	31, 6	41, 1	51, 1	61, 3	71, 7	71, 98	345, 1
77	4, 6	13, 2	22, 2	31, 4	41	50, 8	60, 8	71, 2	71, 50	343
78	4, 7	13, 2	22, 1	31, 2	40, 8	50, 5	60, 5	70, 8	71	340, 9
79	4, 8	13, 2	22, 1	31, 1	40, 5	50, 2	60, 1	70, 4	70, 49	338, 6

SOREL. Distillation.

DEGRÉ centésimal.	CHALEUR (C = - μ + ct) du liquide alcoolique depuis eau et alcool à 0° jusqu'à :										Chaleur des vapeurs depuis eau et alcool à 0° jusqu'à la tempéra- ture d'ébullition du li- quide générateur L = - μ + c, t + λ,
	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°	Ébullition.	
80	4,9	13,2	22	31	40,3	50	59,7	69,9		69,95	336,3
81	5	13,2	22	30,8	40	49,7	59,4			69,39	334,4
82	5	13,2	21,9	30,6	39,7	49,3	59			68,79	331,8
83	5	13,2	21,8	30,4	39,4	48,9	58,5			68,15	329,5
84	5,1	13,1	21,7	30,2	39,1	48,5	58,1			67,54	327
85	5,2	13,1	21,5	30	38,8	48	57,6			66,86	324,6
86	5,2	13	21,3	29,8	38,5	47,6	56,1			66,25	322,1
87	5,3	13	21,1	29,5	38,2	47,2	56,6			65,51	319,6
88	5,3	13	21	29,2	37,9	46,8	56,2			64,92	317,1
89	5,4	12,9	20,8	29	37,6	46,4	55,8			64,25	314,5
90	5,4	12,9	20,7	28,8	37,2	45,9	55,2			63,63	311,9
91	5,4	12,9	20,5	28,3	36,9	45,4	54,7			62,92	307,6
92	5,5	12,8	20,4	28,2	36,5	44,9	54,1			62,15	303,9
93	5,5	12,7	20,2	27,9	36,1	44,4	53,4			61,40	301
94	5,4	12,6	20	27,7	35,7	44	52,7			60,68	295,1
95	5,4	12,4	19,8	27,4	35,2	43,6	52,1			59,77	289,5
96	5,4	12,3	19,5	27	34,7	43	51,4			59	285
97	5,4	12,1	19,1	26,6	34,2	42,4	50,6			58,20	281,5
98	5,5	12	19	26,5	33,8	41,7	49,2			57,40	277,4

TABLEAU XII

RICHESSE centésimale.		CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°		RICHESSE centésimale.		CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°		RICHESSE centésimale.		CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°	
En volume	En poids	C	L	En volume	En poids	C	L	En volume	En poids	C	L
1	0,80	105,45	616	18	14,62	95,80	432,7	35	28,95	87,94	406,5
2	1,55	105,42	594	19	15,44	95,13	429,5	36	29,84	87,61	405,5
3	2,39	105,36	570,3	20	16,28	94,46	426,7	37	30,70	87,30	404,4
4	3,18	105,25	553	21	17,18	93,86	424,4	38	31,62	86,98	403,2
5	4	105,06	537,5	22	18	93,30	422,5	39	32,46	86,66	402
6	4,80	104,74	525,7	23	18,80	92,80	420,5	40	33,39	86,33	400,8
7	5,62	104,24	514,7	24	19,60	92,27	419	41	34,28	86	399,6
8	6,42	103,65	504,2	25	20,43	91,82	417,5	42	35,18	85,67	398,5
9	7,19	102,96	494,5	26	21,30	91,37	416	43	36,08	85,33	397,1
10	8,05	102,20	485,6	27	22,16	90,93	414,9	44	36,99	84,98	395,8
11	8,87	101,35	476,6	28	23	90,49	413,7	45	37,90	84,63	394,5
12	9,69	100,52	468,7	29	23,82	90,05	412,6	46	38,82	84,25	393,1
13	10,51	99,70	460,9	30	24,65	89,60	411,6	47	39,73	83,88	391,8
14	11,37	98,89	454	31	25,50	89,23	410,6	48	40,66	83,50	390,5
15	12,18	98,10	447,2	32	26,40	88,91	409,5	49	41,59	83,11	389
16	13	97,30	441,3	33	27,22	88,60	408,5	50	42,52	82,73	387,7
17	13,80	96,53	436,6	34	28,07	88,26	407,5	51	43,47	82,34	386,4

RICHESSE centésimale.	CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°		RICHESSE centésimale.		CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°		RICHESSE centésimale.		CHALEUR TOTALE depuis les éléments à 0°	
	En volume	C	En volume	poids	du liquide bouillant	de la vapeur produite	En volume	poids	du liquide bouillant	de la vapeur produite
52	44,42	81,94	71	63,57	74,25	355,2	89	84,46	64,25	314,5
53	45,37	81,53	72	64,65	73,80	353,2	90	85,76	63,63	311,9
54	46,32	81,11	73	65,73	73,36	351,2	91	87,07	62,92	307,6
55	47,29	80,70	74	66,83	72,92	349,2	92	88,38	62,15	303,9
56	48,26	80,30	75	67,93	72,46	347,2	93	89,70	61,40	301
57	49,23	79,86	76	69,04	71,98	345,1	94	91,01	60,68	295,1
58	50,21	79,49	77	70,17	71,50	343	95	92,46	59,77	289,5
59	51,20	79,03	78	71,30	71	340,9	96	93,89	59	285,5
60	52,20	78,65	79	72,45	70,49	338,6	96,2	94,16	58,82	284,9
61	53,20	78,25	80	73,58	69,95	336,3	96,4	94,42	58,66	284,1
62	54,20	77,85	81	74,75	69,39	334,4	96,6	94,75	58,51	283,3
63	55,21	77,45	82	75,96	68,79	331,8	96,8	95,8	58,36	282,4
64	56,23	77,09	83	77,18	68,15	329,5	97	95,35	58,20	281,4
65	57,25	76,70	84	78,29	67,54	327	97,2	95,68	58,04	280,6
66	58,29	76,30	85	79,50	66,88	324,6	97,4	95,99	57,87	279,8
67	59,33	75,88	86	80,70	66,25	322,1	97,6	96,22	57,70	279
68	60,38	75,48	87	81,95	65,51	319,6	97,8	96,55	57,55	278,2
69	61,43	75,05	88	83,17	64,92	317,1	98	96,84	57,40	277,4
70	62,49	74,65								

TABLEAU XIII

Coefficients relatifs à la distillation de l'alcool.

TITRE centésimal.	VALEUR de $\frac{1}{T}$	VALEUR de $\frac{1}{U}$	VALEUR de $\frac{1}{U-T}$	VALEUR de L - C	VALEUR de $\frac{L-C}{U-T}$	VALEUR de $\frac{TL-UC}{U-T}$
1	1,2500	0,1255	0,1394	510,45	71,157	— 57,20
3	0,4188	0,0479	0,0548	464,94	25,478	— 4,33
5	0,2475	0,0336	0,0389	432,44	16,822	— 37,51
7	0,1769	0,0280	0,0332	400,46	13,295	— 27,55
10	0,1243	0,0227	0,0290	383,40	11,118	— 15,63
13	0,0951	0,0201	0,0265	361,20	9,572	— 3,74
15	0,0823	0,0189	0,0232	349,10	8,099	+ 4,29
20	0,0614	0,0171	0,0237	332,24	7,874	+ 33,69
25	0,0488	0,0165	0,0251	325,68	8,174	+ 74,93
30	0,0405	0,0162	0,0271	322	8,726	+ 124,67
35	0,0345	0,0158	0,0293	318,56	9,334	+ 182,12
40	0,0299	0,0154	0,0320	314,47	10,063	+ 250,10
45	0,0266	0,0151	0,0353	309,87	10,938	+ 330,18
50	0,0235	0,0147	0,0395	304,97	12,044	+ 428,47
55	0,0211	0,0144	0,0447	299,90	13,405	+ 553,49
60	0,0191	0,0140	0,0518	294,85	15,272	+ 721,77
65	0,0171	0,0136	0,0616	289,30	17,820	+ 943,16
70	0,0160	0,0133	0,0755	282,55	21,332	+ 1 252,78
75	0,0147	0,0127	0,0853	274,74	25,435	+ 1 701,57
80	0,0136	0,0121	0,1315	266,35	35,025	+ 2 358,05
85	0,0126	0,0117	0,1975	257,74	50,904	+ 2 965,29
90	0,0115	0,0113	0,4255	248,27	105,639	+ 6 718,85
92	0,01132	0,01111	0,5917	241,75	143,243	+ 9 381,08
93	0,011152	0,011018	0,9174	239,60	219,819	+ 14 646,78
94	0,010985	0,010138	1,3698	234,42	321,098	+ 21 916,80
95	0,010818	0,010330	2,1277	229,73	488,797	+ 34 016,73
96	0,010654	0,010623	3,5514	226	802,616	+ 56 595,11
97	0,010487	0,010471	6,6666	223,30	1 488,518	+ 105 634,83
98	0,010315	0,010310	∞	220	4 400	+ ∞

TABLEAU XIV

Valeurs de  $e - T$  et de  $e - U$  pour les valeurs du titre à l'éprouvette ci-dessous :

TITRE Gay- Lussac	97		96		93		90		85		80		75		70		60	
	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$	$e - T$	$e - U$
1	94,55	87,38	93,06	85,89	88,87	81,70	84,90	77,73	78,65	71,45	72,74	65,57	67,09	59,92	61,65	54,48	51,36	44,19
2	93,76	80,98	92,27	79,49	88,08	75,30	84,11	71,43	77,86	66,08	71,95	59,17	66,50	53,52	60,86	48,08	50,57	37,79
3	92,96	74,72	90,47	73,23	87,28	69,04	83,31	65,07	77,06	58,82	71,15	52,91	65,50	47,26	60,06	41,82	49,77	31,53
5	91,31	65,61	89,82	64,12	85,63	59,93	81,66	55,96	75,41	49,71	69,50	43,80	63,85	38,15	58,41	33,71	58,12	22,42
7	89,73	59,64	88,24	58,15	84,05	53,96	80,08	49,99	73,83	43,74	67,92	37,83	62,27	32,18	56,83	26,74	46,54	16,45
10	87,30	51,82	85,81	50,33	81,62	46,14	77,65	42,17	71,45	35,82	64,49	30,01	59,84	24,36	54,40	18,92	44,11	8,63
13	85,68	45,71	84,19	44,22	79,16	40,03	75,19	36,06	68,94	29,81	63,03	23,90	57,38	18,25	51,94	12,81	41,65	2,52
15	83,20	42,59	81,71	41,10	77,52	36,91	73,55	32,94	67,30	26,96	61,39	20,78	55,74	15,13	50,50	9,69	(14,25)	
20	79,97	36,87	77,58	35,40	73,39	31,21	69,42	27,24	62,17	20,99	57,26	15,08	51,61	9,43	46,17	3,99		
25	74,89	35,69	73,40	33,57	69,21	29,38	65,24	25,41	58,99	19,16	53,08	13,25	47,43	7,60	41,99	2,16		
30	70,66	33,69	69,17	32,20	64,98	27,91	61,01	24,04	54,76	17,79	48,85	11,88	43,20	6,23	37,76	0,79		
35	66,36	32,26	64,87	30,77	60,68	26,58	56,71	21,01	50,46	16,36	44,55	10,45	38,90	4,80	(32,50)			
40	61,97	30,79	60,48	29,30	56,29	25,11	52,32	19,14	46,07	14,89	40,16	8,98	34,51	3,33				
45	57,47	29,17	55,98	27,68	51,79	23,49	47,82	17,52	41,57	13,27	35,66	7,36	30,01	1,71				
50	52,84	28,52	51,35	26,03	47,16	21,84	43,19	16,87	36,94	11,62	31,03	5,71	25,38	0,06				
55	48,09	25,74	46,60	24,25	42,41	20,06	38,44	14,09	32,19	9,84	26,28	3,93	(50,10)					
60	43,19	23,90	41,70	22,41	37,51	18,22	33,54	12,25	27,29	8	21,38	2,09						
65	38,13	21,90	36,64	20,41	32,45	16,22	28,48	10,25	22,23	6	16,32	0,09						
70	32,80	19,65	31,41	18,16	27,22	13,97	23,25	17	17	3,75	(65,20)							
75	27,46	16,98	25,97	15,49	21,78	11,30	17,81	14,33	11,16	1,08	(77)							
80	21,81	14,18	20,32	12,69	16,13	8,50	12,16	1,53										
85	15,90	10,85	14,41	9,36	10,22	5,17	6,25	(86,75)										
90	9,65	6,30	8,16	5,81	3,97	1,62	(91,60)											
92	7,03	5,34	5,54	4,85														
93	5,68	4,59	4,19	3,10														
94	4,32	3,62	2,83	2,13														
95	2,92	2,42	1,43	0,93														
96	1,49	1,21	(96,65)															



TABLEAU XV

Valeurs de  $(e - U) \frac{L - C}{U - T}$  pour les titres suivants à l'éprouvette :

TITRE	97	96	93	90	85	80	75	70	60
1	6 217,69	6 111,67	5 813,54	5 531,03	5 084,17	4 665,76	4 263,84	3 876,63	3 144,43
3	1 256,94	1 231,77	1 161,39	1 094,61	919,47	890,05	795,01	703,50	530,40
5	1 071,37	1 046,62	1 008,14	941,33	840,66	741,24	641,76	567,97	377,15
7	792,91	773,10	717,39	664,75	571,50	502,95	427,83	355,50	218,60
10	575,33	559,57	512,98	468,84	399,35	333,54	270,83	210,34	95,95
13	437,53	423,27	382,90	345,26	285,34	227,82	174,26	122,57	
15	344,98	332,91	298,97	266,81	215,19	168,32	122,55	78,49	
20	290,31	278,74	245,74	214,49	165,35	118,74	74,25	31,48	
25	286,58	274,40	240,14	207,70	156,61	108,33	62,12	17,65	
30	293,97	283,70	243,54	209,77	156,23	103,66	54,36	6,89	
35	301,11	287,20	248,10	211,04	152,70	97,54	44,80		
40	309,84	294,84	252,68	212,73	149,83	90,43	33,61		
45	319,06	302,76	256,93	213,51	145,15	80,50	18,80		
50	343,38	313,40	262,95	214,85	139,90	68,74			
55	353,04	325,07	268,90	215,68	131,90	52,67			
60	364,99	342,24	278,25	217,62	122,17	31,92			
65	390,26	363,70	289,04	218,29	106,92	1,60			
70	419,17	387,39	298,01	213,32	79,99				
75	431,88	403,99	297,86	186,43	27,48				
80	496,65	444,47	297,71	158,66					
85	552,31	476,46	263,17	61,13					
90	665,52	513,76	171,13						
92	764,92	674,72							
93	1 008,97	681,44							
94	1 162,24	683,72							
95	1 182,89	454,32							
96	971,15								



## CHAPITRE PREMIER

### GÉNÉRALITÉS

Laissant de côté la transformation des matières naturelles amylacées ou sucrées en une solution assez faible d'alcool mélangée avec toutes les substances solubles contenues dans le produit naturel traité, nous nous occuperons d'exposer dans ce volume l'art d'extraire de ces mélanges soit de l'alcool brut notablement plus riche, soit de l'alcool pur, ou du moins aussi voisin que possible de l'état de pureté. Nous ne pouvons prétendre faire de nos lecteurs des praticiens ; car il leur faudra séjourner quelque temps dans des distilleries pour apprendre le métier d'ouvrier distillateur, assez facile du reste. Nous nous attacherons surtout à donner des idées nettes sur les principes généraux qui président à cette industrie spéciale, de façon que l'on puisse en cas d'accident reconnaître rapidement la cause du mal, ou en cas d'achat d'appareils être rapidement fixé sur le type spécial qui répond le mieux à nos besoins. Pour rendre nos explications plus claires et plus complètes, nous ferons quelques incursions sur le domaine d'autres industries similaires.

Après l'exposé nécessaire des notions générales, assez peu répandues que comporte notre sujet, nous aborderons la description et l'examen critique des principaux genres d'appareils.

Mais, tout d'abord, nous devons nous arrêter au titre même de cet ouvrage, car si le mot de distillation a un sens net et défini, le mot de rectification est souvent pris dans deux acceptions très différentes.

*Distillation et rectification. Leur but.* — Une partie des produits alcoolisés, provenant de matières sucrées principalement, procure un liquide agréable à l'odorat et au goût qui doit certainement une partie de sa valeur à l'alcool, mais emprunte la plus grande à la présence de matières aromatiques qu'il s'agit de développer le plus possible. Tels sont le vin, le cidre, l'hydromel.

D'autres liquides fermentés sont d'une saveur désagréable qui empêche de les utiliser directement. Ceux-là sont de notre ressort : l'industrie de la fermentation est complétée alors par l'industrie de la distillation qui permet de tirer de ces liquides un nouveau produit principalement constitué par un mélange d'eau et d'alcool, qui tantôt est parfumé par un arôme agréable recherché par les consommateurs, tantôt a une odeur et une saveur plus ou moins repoussantes dont nous devons le dépouiller par une opération spéciale.

D'où une classification toute naturelle, bien que, suivant le soin apporté à la préparation, certains produits puissent passer d'une classe dans l'autre :

1	}	Les raisins nous fournissent.	L'alcool de vin.	}	Alcools naturels
		Les pommes, les poires.	Les eaux-de-vie de vin.		
		Les cerises, les prunes, etc. . . . .	Les eaux-de-vie de marc.		
		Les cannes à sucre et les mélasses de sucre de canne. . . . .	Les eaux-de-vie de cidre et de poiré.		
		Le kirsch, le quetsch.			
		Le rhum, le tafia.			

2	{	Les betteraves. . . . .	L'alcool de betterave.	}	Alcools d'indus- trie.
		Les mélasses de bette- raves . . . . .	L'alcool de mélasse.		
		Les grains (orge, seigle, maïs, riz, etc.). . . . .	Les alcools de grains.		
		Les pommes de terre. . .	L'alcool de pommes de terre.		

Les premiers produits, d'un prix toujours élevé, ont une valeur presque indépendante de leur richesse en alcool, ils augmentent même de prix quand le titre alcoolique s'affaiblit par le vieillissement ; leur valeur dépend du parfum qu'on a su leur donner en les distillant. Il faut des matières choisies, un appareil convenable, des soins attentifs pour les obtenir et y concentrer au maximum un parfum recherché, tout en éliminant les corps à odeur ou saveur désagréables.

Les seconds, alcools d'industrie, sont d'un prix bien moindre, mais d'un emploi plus général ; non seulement on n'y paie que l'alcool contenu, mais la valeur qu'on leur assigne dépend cette fois de la pureté de cet alcool, et est d'autant plus grande que cet alcool entraîne avec lui moins de corps sapides ou odorants.

Suivant donc l'origine de ces produits, nous aurons deux problèmes opposés à résoudre :

Dans le premier cas, nous pouvons ne pas épargner la dépense pour produire de petites quantités d'un alcool dont presque toute la valeur réside dans les impuretés qu'il contient.

Dans le second, le fabricant doit s'attacher à produire beaucoup et très économiquement ; il prend peu d'attention à l'odeur et à la saveur des produits de la distillation. On peut juger que déjà le matériel ne sera pas le même que dans le premier cas. De plus, tandis que le producteur d'alcools naturels doit concentrer dans le liquide qu'il obtient l'arome recherché, le fabricant d'al-

cools industriels est dans la nécessité d'éliminer de son alcool l'odeur qui l'empeste, le goût qui lui ôte toute valeur.

Tous les deux arrivent à leur but par deux opérations successives qui portent le même nom : la distillation d'abord, la rectification ensuite.

*Le mot rectification est pris avec deux sens différents.* — Si la pauvreté de notre langue technique n'indique rien de différent entre les travaux de ces deux catégories de producteurs, le bon sens nous fait saisir que, dans la bouche de l'opérateur, le mot de rectification surtout a deux significations très différentes suivant le produit initial mis en traitement.

Pour bien comprendre cette réflexion, suivons, pendant quelques minutes, le fabricant du cognac authentique de première marque et le fabricant d'alcool de mélasses par exemple.

*Distillation et rectification de l'eau-de-vie.* — Dans les deux départements des Charentes, et surtout dans le petit district portant le nom de fine Champagne, on semble employer un procédé bien primitif, mais que la pratique sanctionne.

Les vins employés sont des vins blancs et légers fort acides, et sans grand bouquet. On les distille presque aussitôt après la récolte ; ce n'est donc pas le bouquet acquis par les vins dans le tonneau qui fait la qualité de l'eau-de-vie. Tout au contraire, car en prenant des vins vieux de Bourgogne ou du Bordelais, infiniment supérieurs à ceux des Charentes, nous aurons des eaux-de-vie très inférieures à celles de fine Champagne.

Ces vins, nous nous contenterons de les séparer des lies après fermentation complète, et nous commencerons par les verser dans un alambic assez plat, d'une faible

capacité (500 litres en moyenne, rarement 1000 litres) dont le fond est chauffé directement et dont les parois latérales sont exposées à la chaleur perdue du foyer. Nous prendrons un combustible léger à longue flamme, bois de sapin, sarments, etc., et nous chaufferons très lentement ; permettez-moi d'employer une expression triviale : « il faut que le vin mijote. » Dans un appareil relativement grand chargé de 10 hectolitres de vin à 9-10°, nous pratiquerons l'opération en neuf heures, en nous attachant à avoir toujours un feu clair, à longue flamme, chauffant les parois latérales, sans surchauffer le fond. De plus, nous réglerons la quantité d'eau envoyée au réfrigérant de façon à ne pas avoir de condensation brusque. Les vapeurs alcooliques et les produits acides distillés auront tout le temps de se combiner pour former des éthers, corps odorants et sapides par excellence.

Le dessus de l'alambic formera un condenseur par contact d'air, si bien que les premiers produits recueillis titreront 60-65° G.-L : ils présenteront l'odeur caractéristique de l'aldéhyde; puis viendront des eaux-de-vie à 70-75°, et nous pousserons la distillation jusqu'à ce que l'alcoomètre marque 0°. Nous obtiendrons, dans les conditions énoncées ci-dessus, 300-350 litres d'un liquide marquant 25-30° G.-L., trouble, et pour cela appelé *brouillis*.

Ce liquide n'est pas vendable puisqu'il n'a pas la force voulue, qu'il est trouble et manque de l'arome recherché, en même temps qu'il est très chargé d'alcools isobutylique et amylique.

Nous allons le soumettre à une deuxième opération (distillation discontinue) qui nous fournira la repasse ou bonne chauffe : c'est la rectification de l'eau-de-vie.

La dimension de la chaudière restant la même, il nous faudra 3 brouillis pour une repasse. Nous répéterons notre opération avec les mêmes précautions générales

que ci-dessus en allant encore moins vite. Une rectification ou repasse de 10 hectolitres de brouillis à 30° demandera de seize à dix-huit heures.

Nous obtiendrons au début 4 à 6 litres d'alcool très chargé d'aldéhyde que nous mettrons de côté, sous le nom de *têtes*, puis le titre montera rapidement et nous recueillerons le *cœur* de l'opération marquant 70-80° : peu à peu le degré s'abaissera, si bien que, au bout de dix heures, nous aurons obtenu de nos 10 hectolitres de brouillis à 30° environ 360 à 380 litres d'eau-de-vie parfumée, extrêmement limpide, marquant de 66 à 67°, et nous nous serons arrêtés quand le liquide condensé ne marquera plus que 45°. Pour arriver à l'épuisement nous aurons à recueillir encore 200 à 225 litres de liquide marquant environ 18-22°, ce qui exigera six à sept heures.

Ces produits appelés *queues*, réunis aux têtes et chargés des impuretés les plus grossières, seront rectifiés isolément, ou mélangés à de nouveaux brouillis.

Si, au lieu d'opérer relativement en grand, nous recourons, comme les petits fabricants de la campagne, à des appareils plus petits, nous constaterons que l'opération est encore moins économique.

Ce procédé charentais que j'ai pris à dessein comme type de la double opération agricole et qui fournit les produits les plus fins au point de vue du goût et de l'arome, est loin de produire des liqueurs pures, au point de vue chimique. Il ne réalise pas la véritable rectification : il donne simplement des produits agréables et dont la nocivité est faible par ce que, vu leur prix élevé, ils ne sont consommés qu'en petites quantités.

Cette observation au point de vue de la pureté est encore plus nette si, par raison d'économie, le producteur, placé sur des crus de second choix, renonce à la



double opération que je viens de décrire, et fait, par des moyens que je vous décrirai plus tard, de l'eau-de-vie de premier jet, sans repasse.

*Distillation et rectification industrielles.* —

D'autre part notre fabricant d'alcool de mélasses de betterave va travailler de tout autre façon. Il n'a pas à développer des arômes, au contraire, il sait que le produit de la distillation de ses vins aura forcément un bouquet désagréable. Il se gardera bien d'opérer par distillation discontinue pour faire des brouillis et des repasses; ce procédé est trop coûteux : il opérera par distillation continue et obtiendra de premier jet des flegmes d'une odeur très désagréable marquant d'habitude de 50 à 55° G.-L., ou, s'il les veut transporter, de 90 à 93° G.-L.

Ces flegmes ont une composition analogue à celle des eaux-de-vie, en ce sens que, comme elles, ils contiennent des acides, des éthers, des aldéhydes, du furfurol, des alcools supérieurs, des bases; mais leurs propriétés organoleptiques les rendent impropres à l'emploi direct. Pour les convertir en spiritueux, il faut les soumettre à une purification aussi complète que possible, qui est encore le plus souvent une distillation fractionnée, mais d'un genre tout différent : la rectification proprement dite.

Cette opération industrielle si importante est basée sur la façon dont se comportent les divers produits volatils qui accompagnent l'alcool vis-à-vis de l'alcool concentré et bouillant. Les vapeurs de certains de ces produits sont peu ou point solubles dans ce corps, elles ne s'y dissoudront donc que peu ou pas. D'autres le sont beaucoup, elles s'y dissoudront donc abondamment.

Vous concevez, par suite, que si d'une source d'alcool

impur nous faisons dégager à la fois l'alcool et les impurétés, et si nous faisons circuler en sens contraire de ces vapeurs de l'alcool concentré qu'elles portent à l'ébullition, la première catégorie de ces corps, échappant à l'action du dissolvant, se concentrera dans les premiers produits obtenus d'autant plus complètement que leur solubilité sera plus faible, et, si la source est finie comme quantité, ces corps auront bientôt disparu complètement. La deuxième catégorie sera retenue par l'alcool bouillant tant que celui-ci aura une concentration convenable, si le contact est suffisamment prolongé avec la quantité d'alcool convenable, et ne pourra s'échapper que si l'alcool devient trop faible. Vous concevez donc qu'entre le départ des premiers corps et l'arrivée des seconds, il y aura une phase du travail dans laquelle on recueillera de l'alcool presque chimiquement pur.

Or l'alcool qui nous sert à ce classement des vapeurs provient précisément de la condensation d'une partie des vapeurs dégagées dans l'appareil. Comme l'expérience a montré qu'il ne remplit convenablement son rôle qu'autant qu'il est au moins à  $95^{\circ},5$  G.-L., il en résulte que le restant de l'alcool, échappant à la condensation doit avoir au moins cette concentration. Donc l'alcool, d'industrie rectifié doit avoir au moins  $95^{\circ},5$  : on s'attache à lui donner au moins  $96^{\circ}$  G.-L.

Le premier caractère d'un alcool rectifié est donc d'être très concentré : mais cela ne suffit pas : il faut qu'il soit pur. On ne tient malheureusement pas toujours assez compte de cette dernière condition et nombre d'appareils ne remplissent bien que la première. Ce n'est pas suffisant.

*Bases de la théorie de la rectification.* — La conception du phénomène de la distillation continue

et de la rectification basée sur une série d'échanges entre un courant de vapeurs et un courant de liquides circulant en sens contraire est relativement récente.

On trouve encore des auteurs, et, chose curieuse, des ingénieurs constructeurs, qui prennent à la lettre la vieille explication donnée par Payen, d'après laquelle chaque étage d'un appareil à rectifier est considéré comme une chaudière spéciale, chauffée par la vapeur que dégage le compartiment inférieur, et font jouer à l'agitation du liquide due à l'ébullition un rôle prépondérant et mystérieux. Rien n'est plus facile que de démontrer la fausseté des raisonnements basés sur cette idée trop simple. Il suffit de recourir à des appareils où l'ébullition est supprimée et remplacée par de simples renouvellements de contact du liquide et de la vapeur circulant en lames minces, en un mot par une véritable diffusion.

Cette conception d'échanges successifs nous permettra d'établir une théorie nette des phénomènes que nous avons à étudier, et de comparer les appareils que nous aurons à décrire ; elle a l'avantage d'être basée sur des phénomènes qui dépendent directement d'études physiques et non sur des raisonnements alambiqués ; par contre, elle exige une connaissance approfondie de relations physiques des plus délicates : solubilité des divers composés les uns dans les autres, tension et composition des vapeurs émises par des liquides mixtes, chaleurs spécifiques, chaleurs latentes, etc.

Il est facile de voir quel problème se pose à l'ingénieur quand il étudie la question générale de la séparation réciproque de différents corps, et de quelle masse de données il a à tenir compte dans chaque cas. C'est de la connaissance approfondie des lois de la physique dans ses applications à la chaleur, que dépend le succès ou

l'insuccès d'un appareil, et c'est pourquoi le pur praticien qui a bien réussi en copiant l'appareil d'un ingénieur peut courir à un échec absolu quand les données du problème sont modifiées.

La plus grande partie des données dont nous avons besoin peuvent être déterminées dans le laboratoire du physicien ; malheureusement bien peu de savants s'en sont occupés, soit que le sujet leur parût peu important, soit que l'impossibilité reconnue jusqu'ici d'arriver à des lois mathématiques les ait rebutés. Il faut donc que le constructeur se transforme en expérimentateur. D'autres données sont d'un ordre tel qu'elles sont difficilement fournies par l'expérience *in vitro*, et ce n'est qu'une pratique prolongée qui permet de trouver la solution.

Pour le cas qui nous occupe, envisageons de suite les difficultés que nous avons à vaincre. S'agit-il de la distillation, nous avons à extraire l'alcool de produits fermentés contenant outre ce principe précieux :

De l'eau, des matières minérales ou organiques non volatiles (lesquelles resteront dans les résidus ou vinasses), les homologues de l'alcool éthylique, des acides de la série grasse, lesquels se dégageront en partie à l'état libre, en partie à l'état de combinaison sous forme d'éthers, des glycols, des acides-alcools, des éthers-alcools, des aldéhydes, le furfurool, des bases volatiles.

Séparer ces corps quand ils sont à l'état anhydre n'est déjà pas facile, la présence de l'eau vient encore compliquer le problème ; de plus, les uns sont insolubles dans le mélange d'alcool et d'eau mis en œuvre ; d'autres sont partiellement solubles, d'autres complètement solubles ; nous aurons à étudier successivement chacun de ces cas pour nous rendre compte des conditions à réaliser dans la séparation.

Nous commencerons par nous occuper d'un cas simple, celui de la distillation d'un liquide unique quelconque, l'eau, par exemple, de façon à étudier les conditions à réaliser dans trois organes que nous rencontrerons presque constamment : la chaudière de distillation, le condenseur et le réfrigérant.

---

## CHAPITRE II

### ÉTUDE GÉNÉRALE DE LA CHAUDIÈRE, DU CONDENSEUR DU RÉFRIGÉRANT

Avant d'aborder le problème de la distillation et de la rectification, étudions trois organes que nous rencontrons presque toujours réunis, dont deux ne manqueront jamais : la chaudière à distiller, le condenseur des vapeurs et le réfrigérant.

Nous ne nous occuperons pas d'abord de séparer les divers produits volatils qui peuvent être dans la chaudière, nous ne chercherons qu'à les vaporiser pour les séparer des matières fixes qui les accompagnent. Nous pouvons donc prendre comme exemple les appareils construits pour produire l'eau distillée nécessaire pour les coupages, tout en réunissant les renseignements nécessaires à la production d'un bon alambic pour fabricant d'eaux-de-vie naturelles.

*L'alambic. Ses accessoires.* — L'appareil le plus simple est ce qu'on appelle l'alambic (fig. 1). Il fonctionne sans pression et, par suite, n'exige aucun des dispositifs de sécurité que comportent les générateurs de vapeur proprement dits. Dans les plus grands appareils, nous trouverons simplement un indicateur du niveau d'eau, un robinet de vidange ou d'extraction, et quelquefois un reniflard ou soupape permettant la

rentrée de l'air quand on interrompt l'opération. Ce générateur de vapeur comporte toujours une chaudière ou *cucurbite*, surmontée d'un dôme ou *chapiteau* formant chambre de vapeur, et constituant souvent un

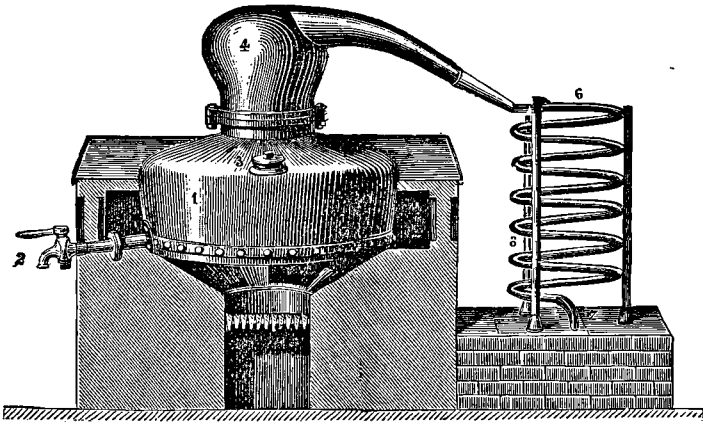


Fig. 1. — Alambic à tête de Maure.

épurateur qui permet aux gouttelettes liquides projetées par l'ébullition de retomber sans être entraînées jusqu'au condenseur.

Dans certains cas, nous pousserons même la précaution plus loin (fig. 2) : à la suite du dôme, nous placerons un brise-mousses, généralement très simple, constitué par un épanouissement du tuyau de vapeur, où le courant se brise en changeant de direction, et abandonne au contact de parois solides mouillées les molécules liquides entraînées qui sont ramenées à la chaudière par un tube en U.

Si l'on désire avoir une plus grande certitude de ne pas entraîner des particules du liquide bouillant, on peut recourir, avec grand avantage, à un dispositif plus parfait, consistant en un épanouissement horizontal du

tube de vapeurs, dans lequel sont fixés des plaques

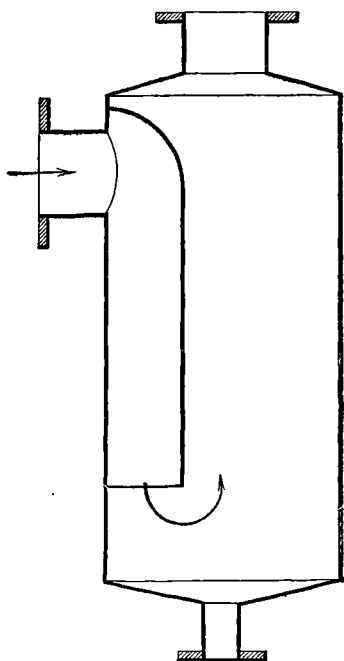


Fig. 2. — Brise-mousses simple.

ou diaphragmes perforés d'une série de trous disposés en chicanes, de façon qu'une paroi solide corresponde aux vides de la paroi antérieure. Il suffit d'une pression de quelques centimètres d'eau pour donner aux molécules de vapeur une vitesse très grande dans leur passage à travers ces trous, et leur permettre de venir heurter vivement les parois solides qui retiennent par adhérence le liquide entraîné (fig. 3).

Le mode de chauffage de notre alambic variera avec le but que l'on recherche. Le procédé le plus simple que nous rencontrons dans

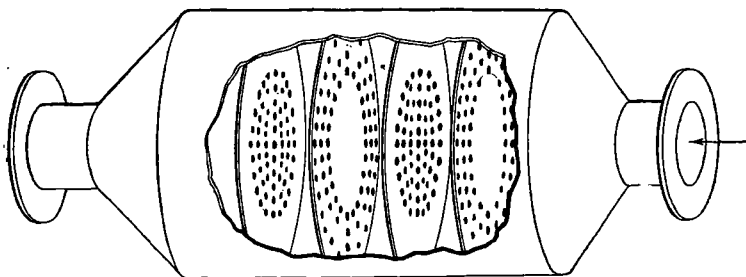


Fig. 3. — Brise-mousses à diaphragmes perforés.

tous les petits alambics est le chauffage direct par un foyer.



*Chauffage direct par un foyer.* — Il ne faut toutefois pas généralement calculer, dans ce cas, la surface de chauffe, comme nous le ferions pour un générateur à vapeur, où nous admettrions pouvoir transmettre 10 000 calories par heure et par mètre carré de surface exposée au rayonnement. Le plus souvent on risquerait de faire adhérer aux parois des corps en suspension dans le liquide à distiller et à décomposer les matières organiques qu'ils contiennent. Il faut donc recourir à un chauffage très modéré, et développer beaucoup la surface de chauffe pour compenser la faible transmission. Nous serons donc amenés à des formes en apparence peu économiques, vases très plats, chauffés à la fois par le fond et surtout par les parois. Le plus souvent nous pourrions admettre 7 500 calories comme maximum de ce que l'on peut faire passer par mètre carré et par heure.

Dans les petites installations vinicoles, où l'on s'attache à obtenir un produit de grande valeur, les alambics seront très petits : nous leur donnerons un volume de 300 à 400 litres, rarement plus. Dans ces conditions certains corps très odorants, mais peu volatils, sont plus facilement entraînés par la vapeur qui se forme sur les parois. En un mot, nous chercherons à augmenter la surface par rapport au volume.

Quel combustible devons-nous prendre ? Cela dépend beaucoup de la construction du foyer et de l'habileté de l'opérateur. Les vieux distillateurs posent en principe qu'il est nécessaire de brûler du bois très sec et très divisé pour obtenir une eau-de-vie de qualité supérieure. Il est clair que, dans le cas de produits très fins, on aurait tort de faire une économie légère de combustible aux dépens de la valeur du produit à obtenir. Le bois, brûlant avec une flamme longue et de peu de durée, permet au chauffeur de mieux régler son feu que la

houille, qui laisse toujours sur la grille un amas de coke incandescent dont on ne peut régler le rayonnement avec la même facilité.

Quoi qu'il en soit, le chauffage direct demande une extrême attention si les matières à distiller sont troubles et tendent à former des dépôts sur le fond de la chaudière. Aussi ce chauffage direct n'est-il approprié qu'aux installations petites et destinées à produire des liqueurs de grande valeur.

*Chauffage par la vapeur.* — L'industriel qui produit des flegmes de la deuxième catégorie recourt à un tout autre dispositif, et emploie le chauffage par la vapeur. S'agit-il d'obtenir des flegmes destinés à une purification ultérieure, il opérera par chauffage direct en injectant la vapeur dans la masse à chauffer. Mais si les liquides résiduaux doivent être concentrés en vue d'un usage ultérieur, on aurait tort d'y mélanger la vapeur de chauffage. On recourt au chauffage indirect par l'emploi de serpentins ou d'appareils tubulaires comme dans les sucreries. D'autres procédés encore sont à adopter si les produits sont pâteux; nous en parlerons plus loin.

Les surfaces de chauffe à adopter varient beaucoup avec la disposition de la capacité où l'on fait arriver la vapeur de chauffage, et avec l'état de repos relatif ou de mouvement du liquide à chauffer.

Nous supposons, dans tout ce qui suit, que le métal constituant la surface de chauffe est très mince, de sorte que nous n'aurons pas à tenir compte de sa conductibilité. Il faudrait d'ailleurs une épaisseur notable pour que cette hypothèse cessât d'être admissible.

*Chauffage par double fond.* — Si la chaudière est chauffée par un double fond, il est très rare qu'on puisse

expulser tout l'air qui y était contenu lors de la mise en route : or, la présence d'un gaz fixe gêne notablement la condensation des vapeurs, et, par suite, la transmission de la chaleur. Il sera prudent, dans ce cas, d'admettre qu'il ne se condense que 1 kilog. 5 de vapeur par mètre carré, par heure et par degré de différence de température tant que le liquide à chauffer n'est pas à l'ébullition ou fortement agité, et 3 kilogrammes à partir du moment où l'ébullition ou une forte agitation favorisent le renouvellement du liquide sur la paroi conductrice.

*Chauffage tubulaire.* — Si, au contraire, la vapeur de chauffage arrive dans un tube étroit, ou dans un corps tubulaire permettant d'expulser facilement tout l'air, on pourra compter environ 3 kilogrammes de vapeur d'eau condensée par mètre carré, par heure et par degré de différence de température, tant que le liquide à chauffer n'est pas à l'ébullition, et de 8 à 10 kilogrammes à partir du moment où il bout.

Il est essentiel de tenir compte de ce que, dans ce calcul, il faut que toute la paroi soit mouillée : aussi a-t-on quelquefois des mécomptes dans le calcul des corps tubulaires si le liquide est visqueux et apte à mousser : alors une partie de la surface est en contact avec de la vapeur et non avec de l'eau et la transmission est notablement diminuée. De là nombre de dispositifs adoptés pour forcer la circulation à s'établir : gros tubes de retour, ruissellement. Ce sont là des points qui intéressent plutôt la sucrerie.

*Alambic à eau distillée.* — Dans nombre de fabriques de liqueurs, on est obligé de réduire le degré de l'alcool concentré et pur obtenu par une addition d'eau. L'eau ordinaire ne convient généralement pas, car les

sels calcaires qu'elle contient sont précipitables par l'alcool et lui communiquent une teinte bleuâtre désagréable et très lente à disparaître. On recourt donc à l'eau distillée. Si l'eau commune employée est très pure, un des alambics décrits ci-dessus est parfaitement suffisant : mais ce cas est rare. Presque toujours, à

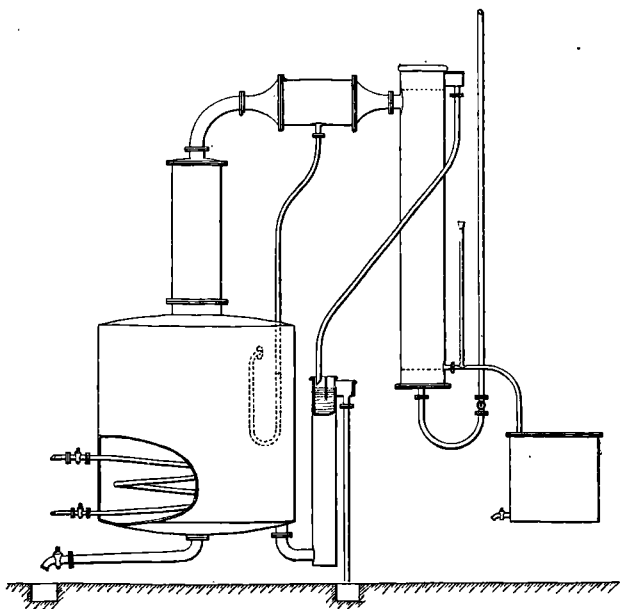


Fig. 4. — Alambic à eau distillée à niveau constant.

côté des sels minéraux, existent de petites quantités de corps organiques ou organisés. Ces corps se concentrent dans l'eau en même temps que les sels et finissent par former avec ces derniers un dépôt limoneux qui adhère aux surfaces de chauffe, ralentit le passage de la chaleur et par suite détermine une élévation locale de température. Les matières organiques s'altèrent, brunissent et communiquent à l'eau ainsi qu'à la vapeur un goût de grailon fort désagréable. On serait donc as-

treint à vider et à nettoyer fréquemment la chaudière si l'on ne recourait pas à un artifice assez simple qui, pourtant, est fort peu connu (fig. 4).

Cet artifice consiste à faire une purge continue de la chaudière. Il y a des points de la chaudière suffisamment éloignés de la surface de chauffe pour que les filets liquides n'y conservent qu'une faible vitesse, et, comme les limons ont une densité plus grande que celle de l'eau, ils tendent à s'accumuler au voisinage de ces points. Établissons dans ces régions de repos relatif une prise d'eau, une purge, et nous pourrons extraire, sans perte notable d'eau, par suite de chaleur, sensiblement autant de matières solides qu'il s'en sera précipité dans le même temps dans toute la chaudière ; dès lors le danger est évité.

Naturellement, il conviendra de restituer par l'emploi d'un trop-plein à niveau constant une quantité égale d'eau chaude venant de la partie supérieure du réfrigérant pour conserver à l'appareil son régime normal.

Dans des cas exceptionnels, où l'eau est très chargée de matières organiques altérables, il conviendra de remplir le dôme de la chaudière de charbon de bois qui absorbera activement les produits empyreumatiques. À l'extrême, on se trouvera bien d'employer du charbon de bois chargé de sesquioxides par ébullition avec du permanganate de potasse ou des bichromates.

*Distillation dans le vide.* — Il se présente des cas où la température de l'ébullition sous la pression ordinaire serait trop élevée, et altérerait les corps soumis à la distillation. C'est ainsi, par exemple, qu'il ne pourrait être question de concentrer du moût de raisin à 100° pour le rendre transportable. On recourt dans ce cas à l'action du vide. Vous savez qu'un corps

bout lorsque la tension des vapeurs qu'il émet fait équilibre à la pression qu'on maintient à sa surface. Le corps pourra donc distiller à une température d'autant plus basse qu'on le maintiendra dans un vide plus parfait, et, si l'on dispose d'un réfrigérant suffisamment grand et froid, on pourra déterminer une distillation aussi rapide, plus rapide même que dans un alambic ordinaire : la dépense de vapeur peut généralement être plus faible.

Tel est le principe des appareils à cuire en grains des sucreries, des appareils à lait concentré, etc. Il nous suffira donc de relier notre alambic à un puissant réfrigérant et celui-ci avec un réservoir dans lequel nous ferons le vide. Au début de l'opération nous déplacerons l'air de la chaudière et du condenseur par de la vapeur d'eau, ou bien nous ferons le vide avec une pompe. Quand tout l'air sera chassé, nous fermerons toute communication avec l'extérieur, et nous refroidirons le condenseur : le vide s'établira instantanément. Il nous suffira dès lors de maintenir le vide au degré voulu avec une pompe à air, et d'alimenter la chaudière en évitant toute rentrée d'air autre que celui qui est dissous dans le liquide à concentrer. La distillation continuera à se produire indéfiniment tant que le vide sera maintenu. Le liquide condensé s'accumulera dans un réservoir refroidi en communication avec le condenseur, et que l'on peut isoler de celui-ci par un jeu de robinets pour le vider sans rendre l'air dans l'appareil.

L'emploi d'un réfrigérant est même inutile si le liquide distillé n'a pas de valeur. Dans ce cas, nous pouvons opérer la condensation par contact direct avec un jet d'eau refroidie. Nous trouvons un exemple de cette disposition dans les chaudières à cuire en grains des sucreries et dans les appareils à production du lait concentré. Le condenseur est alors un cylindre en fonte ver-

tical à deux compartiments concentriques, pour faire brise-mousses. La vapeur arrive à la partie supérieure. Au bas du cylindre est un tube percé d'un grand nombre de petits trous par lesquels on injecte de l'eau froide, dont l'accès est réglé par un robinet. L'air ou les gaz dégagés, l'eau injectée et l'eau condensée sont constamment extraits par la pompe à air branchée sur une tubulure inférieure.

Les appareils des sucreries sont d'habitude de grandes caisses cylindriques terminées par des fonds sphériques où la liqueur à concentrer est chauffée par une série de serpents. On trouve une disposition semblable dans les fabriques de lait concentré. Il y a quelques années, on employait en Californie un dispositif du même genre pour concentrer des vins ou des moûts de raisin. Mais le résidu de la concentration acquérait un goût de fruit cuit assez désagréable, dû à ce qu'il restait trop longtemps chaud. M. Sprigmühl a tourné la difficulté en ne laissant pénétrer le moût qu'en couche très mince et le faisant circuler, non plus dans la caisse de l'appareil, mais dans un serpent à section croissante, de façon que le moût ne reste pas plus de 2' 30" en contact avec les parois chaudes. Le moût, préalablement chauffé, est distillé dans ce serpent à une température qui ne dépasse jamais 45° C. Le mélange de liquide et de vapeurs arrive dans un séparateur à diaphragmes semblable à celui que je vous ai décrit ; les vapeurs vont à la pompe à air, tandis que le moût concentré, qui a une consistance sirupeuse, est pompé et refroidi rapidement.

*Appareils à effets multiples.* — Jusqu'ici, nous avons supposé que la vapeur dégagée de notre alambic est immédiatement condensée ; le seul usage que nous en ayons pu faire est de l'utiliser partiellement à réchauffer le liquide alimentaire.

Dans l'industrie, on recourt souvent à un dispositif donnant une meilleure utilisation de la chaleur, et permettant d'employer les vapeurs dégagées d'un alambic à produire l'ébullition d'une autre quantité de liquide, dont les vapeurs seront utilisées de même, et ainsi de suite. Pratiquement, on arrive ainsi à effectuer jusqu'à 5 distillations. On est, en effet, limité par les pertes de chaleur dues à la conduction et au rayonnement, par la température que conservent les liquides concentrés et par la nécessité de maintenir entre les alambics successifs une différence de température suffisante pour qu'on obtienne une vaporisation convenable sans recourir à des surfaces métalliques de dimensions exagérées. La différence de température entre les divers alambics successifs s'obtient soit en faisant le vide dans la dernière chaudière, c'est le cas général des multiples effets des sucreries, soit, au contraire, en créant une pression dans la première et laissant échapper la vapeur de la dernière à une pression voisine de la pression atmosphérique, pour la réutiliser à d'autres chauffages. On trouve un exemple de cette marche dans les multiples effets de quelques distilleries de mélasses.

Théoriquement, pour avoir une chute uniforme de température entre les diverses chaudières, il suffit évidemment de leur donner les mêmes surfaces de chauffe. Dans le cas où le liquide devient visqueux en se concentrant et dépose, la pratique a montré que l'effet utile de la surface de chauffe décroît de la première à la dernière chaudière : on compense souvent ce défaut par une augmentation de surface.

Il est clair que, si le liquide concentré, par suite de son état de viscosité, se vaporise moins, cet effet se répercutera sur les caisses antérieures dont la température s'élèvera, faute d'une vitesse suffisante d'évaporation, ce qui tendra à rétablir la marche générale.



Mais, pratiquement, cette conclusion théorique amènerait à un piètre résultat, puisque, du fait d'une caisse marchant mal, tout l'appareil en souffrirait, sinon au point de vue de sa production, tout au moins au point de vue de la conservation des produits à traiter.

C'est ainsi qu'en sucrerie on compte généralement que, pour traiter, par 24 heures, 1 000 hectolitres de jus sucré à la densité 1,05, par des vapeurs d'échappement à 106 — 110° agissant dans un triple effet, il faut une surface de chauffe de 150 mètres carrés, savoir : 38 mètres à la première chaudière, 50 à la seconde, 62 à la troisième.

Or, au début, le jus contient 12 kilogrammes de matières fixes dans 88 kilogrammes d'eau ; le jus concentré tient à la fin 33 kilogrammes de matières fixes dans 67 kilogrammes d'eau.

$$\begin{array}{l} \text{Nous avons donc au début} \left\{ \begin{array}{l} 92\,400 \text{ kil. eau.} \\ 12\,600 \text{ matières fixes.} \end{array} \right. \\ \text{A la fin, } 12\,600 \times \frac{67}{33} \dots \underline{25\,885 \text{ eau.}} \\ \text{Evaporé.} \dots 66\,515 \end{array}$$

Ainsi 1 mètre carré de surface évapore 18 kilog. 4 par heure.

Généralement, la pression au premier corps est 62-65 centimètres de mercure, correspondant à une température d'ébullition de 94 — 96° ; dans le second elle est réduite à 35 centimètres (80°), dans le troisième à 11-15 centimètres (56 — 60°).

Les règles que je viens de vous présenter sont loin d'être inflexibles, et l'art de l'ingénieur arrive souvent à les transgresser, mais dans des conditions bien déterminées. Il est clair, par exemple, que si vous disposez de vapeur à 5 ou 6 kilogrammes, et que si certaines opérations de l'usine ne demandent que de la vapeur à 1 kilog. 5 par exemple, si les matières à concentrer, tant qu'elles sont à

l'état très fluide, ne craignent rien du contact avec des serpents très chauds, vous pouvez détendre votre vapeur dans une première caisse à très grande surface, produire une énorme vaporation, sauf à renvoyer, d'une part, à certains appareils, une partie de la vapeur refroidie et, par suite détendue, d'autre part, aux autres caisses d'évaporation le restant de la vapeur nécessaire à leur marche. C'est ainsi que l'ingénieur français Horsin-Déon a pu établir soit des appareils évaporatoires de sucrerie par le vide, soit des appareils d'évaporation de vinasses sous pression, en exagérant complètement, et avec plein succès, le rapport de la surface de chauffe du premier corps de ses effets multiples aux corps suivants, mais utilisant la majeure partie des vapeurs détendues dans ce premier corps à des opérations qui ne demandent qu'un apport de calories, soit carbonatation, par exemple, soit, pour un autre exemple, distillation des vins de mélasses.

#### CONDENSATION

La quantité d'eau nécessaire à la condensation se calcule très facilement, en écrivant que toute la chaleur gagnée par l'eau du condenseur est égale à celle qui est fournie par la condensation de la vapeur et le refroidissement du liquide distillé.

Appelons donc  $Q$  la quantité d'eau nécessaire à la condensation, —  $t$  sa température initiale, —  $\theta$  sa température finale, —  $P$  le poids de vapeur à condenser, —  $C$  sa chaleur totale depuis 0 jusqu'à la température qu'elle possède, —  $t_1$  la température du liquide condensé, —  $c$  sa chaleur spécifique moyenne entre les températures  $t_1$  et 0.

Nous aurons la relation

$$Q(\theta - t) = P(C - ct_1).$$

Dans le cas de la vapeur d'eau nous aurons :

$$Q(\theta - t) = P(606,5 + 0,305 T - ct_1)$$

T étant la température de la vapeur saturée.

Ce qui peut s'écrire :

$$Q = \frac{P(606,5 - ct_1)}{\theta - t} + P \frac{0,305 T}{\theta - t}.$$

Comme  $\theta$  est forcément toujours inférieur à T,  $\theta - t$  décroît beaucoup plus rapidement que T ; en d'autres termes, il faut d'autant plus d'eau de condensation que l'ébullition de l'eau se fait à une pression plus faible.

On peut dépasser de beaucoup la quantité d'eau théorique si le condenseur n'est pas disposé pour assurer une utilisation satisfaisante de l'eau : c'est le cas des grands serpentins plongés dans d'immenses cuves ; au contraire les réfrigérants tubulaires bien disposés sont très économiques.

Le calcul des dimensions théoriques à donner au condenseur est assez délicat.

Pour résoudre la question, nous supposons l'appareil divisé en deux parties successives. Dans la première, nous ne ferons que condenser la vapeur sans la refroidir ; dans la deuxième, nous refroidirons le liquide condensé.

*Condenseur proprement dit.* — Appelons Q la quantité de chaleur à transmettre par unité de temps,  $\tau_0$  la température de la vapeur qui sera celle du liquide condensé, P la quantité de liquide froid en kilogrammes passant par unité de temps,  $\theta$  sa température dans une section déterminée, —  $\theta_i$  sa température initiale, —  $\theta_f$  sa température finale, — c sa chaleur spécifique, —  $p_0$  le poids de vapeur en kilogrammes entrant par unité de temps, —  $\lambda$  sa chaleur latente de vaporisation, — S la surface du condenseur, — s sa surface depuis l'entrée de la vapeur

jusqu'à la section considérée, —  $h$  le coefficient de convection de la chaleur.

Un élément  $ds$  laisse passer pendant le temps  $dt$  une quantité de chaleur  $dQ$  proportionnelle à la différence de température entre les faces :

$$dQ = ds \times h \times dt (\tau_0 - \theta). \quad (1)$$

Cette quantité de chaleur correspond à la condensation d'un poids  $dp$  de vapeur

$$dQ = - \lambda dp \quad (2)$$

et échauffe de  $d\theta$  le liquide réfrigérant :

$$dQ = - Pcd\theta dt. \quad (3)$$

On a, d'ailleurs, la relation évidente :

$$\lambda (p_0 - p) = Pc (\theta_f - \theta). \quad (4)$$

On tire facilement de là :

$$S = \frac{Pc}{h} \cdot \log \text{nép} \frac{\tau_0 - \theta_i}{\tau_0 - \theta_j} = \frac{\lambda p_0}{h (\theta_f - \theta_i)} \log \text{nép} \frac{\tau_0 - \theta_i}{\tau_0 - \theta_f}$$

Remarquons que (1) :

$$\tau_0 - \theta_i = (\tau_0 - \theta_f) \cdot e^{\frac{Sh}{Pc}}.$$

**Réfrigérant proprement dit.** — La vapeur ayant été complètement condensée dans le condenseur, il faut maintenant refroidir le liquide obtenu jusqu'à une température donnée. Cette deuxième partie du problème est encore plus intéressante, car nous la rencontrons, non seulement dans les appareils à eau distillée, mais dans

---

(1) On sait que le log nép s'obtient en multipliant le log vulgaire par 2,30258.

Tes réfrigérants de nos distilleries et dans les récupérateurs de chaleur dont sont munies nombre de colonnes à distiller.

Appelons  $\tau$  la température du liquide condensé dans une section donnée, —  $\tau_f$  sa température finale, —  $\gamma$  sa chaleur spécifique.

$\theta$  la température du liquide réfrigérant dans la section considérée, —  $\theta_0$  sa température initiale, —  $\theta_i$  sa température finale.

$S'$  la surface du réfrigérant.

Nous aurons :

$$dQ = ds' \times h' \times dt (\tau - \theta) \quad (6)$$

$$dQ = - p_0 \gamma d\tau \cdot dt \quad (7)$$

$$dQ = - Pc d\theta dt \quad (8)$$

$$Pc (\theta_i - \theta_0) = p_0 \gamma \cdot (\tau_0 - \tau_f) \quad (9)$$

d'où nous déduisons

$$S' = \frac{Pc}{h'} \cdot \log \text{ nép } \frac{\tau_f - \theta_0}{\tau_0 - \theta_i} = \frac{p_0 \gamma (\tau_0 - \tau_f)}{h' (\theta_i - \theta_0)} \log \text{ nép } \frac{\tau_f - \theta_0}{\tau_0 - \theta_i} \quad (10)$$

Nous avons d'ailleurs la relation tirée de (9)

$$\frac{(\tau_0 - \theta_i) - (\tau_f - \theta_0)}{\tau_0 - \tau_f} = \frac{Pc - p_0 \gamma}{Pc} \quad (11)$$

d'où nous nous déduisons, suivant les cas, une des différences.

Avant de quitter ce sujet, appliquons nos formules à un cas particulier : celui où  $Pc = p_c \gamma$  : ce sera sensiblement le cas des récupérateurs de chaleur de nos colonnes à distiller, ce sera aussi le cas de réfrigérants bien conçus pour les moûts fermentés.

Nous en déduisons forcément :

$$\begin{aligned} \tau_0 - \theta_i = \tau - \theta_i \quad \text{ou} \quad \tau_0 - \tau = \theta_i - \theta \quad \tau_0 - \tau_f = \theta_i - \theta_0 \\ \tau_f - \theta_0 = \tau_0 - \theta_i \end{aligned} \quad (12)$$

c'est-à-dire que la différence de température reste constante dans chaque tranche.

Nous arrivons alors à la relation simple :

$$dQ = ds'h \cdot dt (\tau - \theta)$$

Nous avons par suite

$$ds'h (\tau_0 - \theta_i) = - Pcd\theta$$

d'où :

$$Sh = \frac{Pc(\theta_i - \theta_0)}{\tau_0 - \theta_i} = \frac{p_0 \gamma (\tau_0 - \tau_f)}{\tau_0 - \theta_i}.$$

**Valeur du coefficient  $h$ .** — Tout ceci est parfait si nous connaissons exactement le coefficient  $h$ . Or, celui-ci dépend de la conductibilité du métal qui forme la paroi et du renouvellement des liquides au contact de la paroi. Le calculateur a donc besoin de coefficients pratiques,

Heureusement, dans la plupart des appareils de notre industrie, les surfaces des condenseurs et des réfrigérants sont constituées par du cuivre mince ; nous pouvons donc presque toujours ne pas tenir compte de la conductibilité spécifique du métal : mais il nous faut connaître la loi de la conduction entre le liquide chaud touchant la paroi d'un côté, et le liquide froid touchant l'autre paroi.

Cette loi n'a rien d'absolu, mais nous pouvons nous servir de chiffres expérimentaux déduits des expériences de M. Ser.

Appelant, comme ci-dessus,  $h$  la quantité de chaleur qui

est transmise par mètre carré, par heure et par degré de différence de température, on déduit des données fournies par M. Ser les valeurs suivantes de  $h$  :

Vitesse de l'eau.	Coefficient $h$ .
m.	
0,10	750
0,15	1,050
0,20	1,265
0,30	1,480
0,40	1,585
0,50	1,690
0,60	1,800
0,70	1,920
0,80	2,025
0,90	2,180
1	2,260
1,10	2,400

Il est extrêmement rare d'arriver à des vitesses analogues à celles qui sont indiquées ci-dessus : excepté dans certains appareils à ruissellement. Le plus souvent la vitesse réciproque ne dépasse pas 3 ou 5 centimètres et par extrapolation nous trouverons pour  $h$  250 dans le premier cas, 450 dans le second.

Il est préférable de prendre pour valeur moyenne, dans la plupart des cas, 360. C'est un coefficient qui donne presque toujours des résultats satisfaisants, à condition de tenir les surfaces en bon état de propreté ; car il faut bien tenir compte des incrustations qui peuvent faire descendre  $h$  jusqu'à 100.

Dans les parties où la vapeur existe encore on pourra prendre  $h = 3000$ . Par contre, si l'air est substitué à l'eau comme fluides réfrigérants, il faudra diviser les chiffres précédents par 1200.

Nous aurons d'ailleurs à revenir sur ces questions de distillation en étudiant la condensation des liquides mixtes.

## CHAPITRE III

### DISTILLATION D'UN MÉLANGE DE PLUSIEURS LIQUIDES

Après avoir examiné les éléments les plus simples d'un appareil distillatoire, nous allons étudier comment s'y comporte un mélange de plusieurs liquides volatils.

Nous aurons constamment ce problème devant les yeux dans le cours de cet ouvrage puisque nous nous proposons d'utiliser les produits d'une fermentation alcoolique.

Si nous nous en rapportons à l'équation si simple de Pasteur, la fermentation alcoolique ne fournirait que de l'eau, de l'alcool, de l'acide carbonique, de la glycérine, de l'acide succinique (l'emploi des antiseptiques nous permet, il est vrai, de nous rapprocher de plus en plus de cette hypothèse); mais, en réalité, par suite de fermentations étrangères, par suite de réactions entre les produits de ces fermentations, par suite de la sécrétion de produits d'élimination provenant des cellules des ferments, nous voyons, le plus souvent, le nombre des corps contenus dans les moûts fermentés augmenter presque à l'infini. A ce nombre déjà considérable de corps, il faut en ajouter d'autres dont la présence n'était même pas soupçonnée récemment et qui appartiennent à la classe des acides-alcools et des acides-éthers.

De ces corps, les uns communiquent à l'eau alcoolisée un arôme et un goût recherchés, les autres l'empestent; les uns sont sans danger, les autres sont considérés comme très nocifs.



Il nous faudra donc nous occuper de la séparation de ces corps, et, comme la distillation est nécessaire pour extraire l'eau alcoolisée des moûts fermentés, nous avons de suite à chercher comment ces corps se comportent sous l'action de la chaleur.

Nous pouvons bien connaître la température d'ébullition propre à chacun d'eux, et en déduire une notion indirecte et vague de leur tension de vapeur à la température d'ébullition du moût. Mais ce serait une grave erreur de se figurer, comme le font encore quelques constructeurs, que les corps passent à la distillation d'après leurs points d'ébullition spécifiques.

Le fait d'être mélangés exerce une influence plus grande que les propriétés spécifiques de chaque corps étudié en particulier.

Pour nous rendre compte de l'influence de ce fait, reportons-nous au tableau suivant (p. 88), emprunté à Wulner (*Pogg. Ann.* CXXIX, 353).

Si les vapeurs des deux liquides mélangés conservaient leurs tensions spécifiques, il est clair que, pour la même température, on trouverait une tension constante indépendante de la richesse du mélange : or il n'en est rien, et si, pour les très grandes richesses alcooliques, la réduction de tension est sensiblement proportionnelle au taux d'eau, il est loin d'en être ainsi quand la proportion d'eau augmente et devient prédominante.

Il faut donc tenir compte de la solubilité réciproque des corps.

Or, dans le cas spécial qui nous occupe, nous nous trouvons en présence de corps solubles l'un dans l'autre en toutes proportions, de corps partiellement solubles, de corps insolubles, et comme nous avons au moins un mélange ternaire où l'alcool joue un rôle prédominant, comme nombre de corps insolubles dans l'eau deviennent

TEMPÉRATURES	FORCES ÉLASTIQUES						RAPPORTS				
	Eau F	Alcool pur F'	8 parties d'alcool 1 d'eau F <sub>1</sub>	1 partie d'alcool 1 d'eau F <sub>2</sub>	0,5 partie d'alcool 1 d'eau F <sub>3</sub>	mm.	mm.	mm.	$\frac{F_1}{F+F'}$	$\frac{F_2}{F+F'}$	$\frac{F_3}{F+F'}$
11°,8	10,22	29,75	28	23,90	21				0,699	0,597	0,520
20°,5	17,93	49,05	46,08	39,26	35,41				0,686	0,587	0,528
30°,4	32,27	84,10	79,25	68,76	62				0,681	0,591	0,533
40°	54,90	137	130,16	116,75	103,25				0,677	0,599	0,530
50°,5	94,31	225	216,78	189,86	173,98				0,677	0,595	0,545
60°,3	151,25	354,68	342,25	300,75	277,38				0,676	0,594	0,547
70°	234,12	543,10	526,25	463,55	376,45				0,677	0,595	0,541
80°,4	360,49	824,86	800,76	705,67	642,81				0,675	0,595	0,542
81°,7	380,63	873,81	849,07	747,73	682,41				0,677	0,596	0,544

partiellement ou complètement solubles dans l'eau alcoolisée, on conçoit combien complexe est le problème que nous allons aborder.

Les physiiciens nous ont donné peu de renseignements à ce sujet. Résumons-les cependant, et nous les compléterons par quelques résultats déduits de mes propres expériences.

Nous commencerons par le cas le plus simple :

*Distillation d'un mélange de deux liquides insolubles l'un dans l'autre.* — Nos deux liquides ne pouvant avoir aucune réaction réciproque, il est presque évident que la tension maxima du mélange sera égale à la somme de celles des constituants. Dès lors l'ébullition se produira quand la somme des tensions individuelles fera équilibre à la pression extérieure. Nous en concluons que la température d'ébullition du mélange sera inférieure à celle du corps le plus volatil, et parfois d'une quantité très notable.

Nous pouvons également prévoir *a priori* la composition du liquide distillé. Appelons en effet  $g$  et  $G$  les poids respectifs des deux liquides passant simultanément à la distillation, il est clair que ces poids vont être proportionnels aux tensions  $t$  et  $T$  de leurs vapeurs pour la température d'ébullition du mélange, et aux densités de vapeur de ces corps, nous avons donc  $\frac{g}{G} = \frac{t.d}{T.D}$ . Mais nous savons que les densités des vapeurs sont, à peu d'exceptions près dues à des phénomènes de condensation, proportionnelles aux poids moléculaires  $m.M$ , nous avons donc  $\frac{g}{G} = \frac{t.m}{T.M}$ .

Cette relation semble bien se vérifier d'après les expériences de Naumann (*Ber. der Deut. Chem. Gesell.*, 1877, p. 1421) dont je sou mets ci-dessous les résultats (p. 90).

LIQUIDE soumis à l'expérience.	FORMULE	POIDS spécifique.	TEMPÉRATURE			PRESSION extérieure.	RAPPORTS	
			d'ébullition du corps pur.	d'ébullition du liquide mixte.	de la vapeur.		$\frac{G}{m} : \frac{M}{n}$	$\frac{t}{T}$
Benzine . . . . .	$C^6H^6$	0,8773	79°,5	68°,5	69°,1	742	0,41	0,42
Toluène . . . . .	$C^7H^8$	0,8657	108°	82°,4	84°	752	1,27	1,26
Essence de térébenthine	$C^{10}H^{16}$	0,8827	160°	93°,2	94°,8	745,5	6,6	6,83
Tétrachlorure de car- bone . . . . .	$CCl^4$	1,5990	76°,1	65°,7	66°,7	747	0,36	0,36
Nitrobenzine . . . . .	$C^6H^5NO^2$	1,2060	208°	98°,6	99°	753	38,5	35,3
Bromure d'éthyle . . . . .	$C^2H^5Br$	1,4069	72°	37°	37°	741	0,064	0,065
Benzoate d'éthyle . . . . .	$C^2H^5C^6H^5O^2$	1,0480	213°	98°,7	99°,1	751	49,91	45,99
Naphtaline . . . . .	$C^{10}H^8$	0,977 à 0,800	218°	97°,4	98°,8	750	49,98	36,44

Ces expériences sont relatives à l'entraînement de différents corps par un courant de vapeur d'eau dégagé au sein du liquide à distiller. On peut en déduire que la loi est sensiblement juste dans les conditions où l'expérience a été faite.

Nous pouvons en conclure que, l'eau étant le corps volatil usuel dont le poids moléculaire est le plus faible, se trouve tout spécialement apte à l'entraînement de corps peu volatils et insolubles. Nous comprendrons dès lors facilement pourquoi les huiles essentielles contenues dans les moûts sont surtout entraînées à la fin de la distillation dans les alambics simples, quand presque tout l'alcool leur servant de dissolvant a disparu ; pourquoi, dans les appareils de distillation continus, on obtient des liquides moins aromatiques que par l'emploi des vieux alambics, à moins de pratiquer une extraction spéciale de vapeur sur les plateaux où le liquide est déjà dépouillé d'alcool.

Si nous abordons une autre industrie, celle des goudrons et des pétroles, nous remarquerons que ces corps sont toujours accompagnés d'une petite quantité d'eau et que, par suite, il est impossible de faire une séparation de leurs principaux constituants par première distillation. Il est aussi impossible de chercher à les séparer par rectification tant qu'il reste de l'eau, puisque de la relation

$$\frac{g}{G} = \frac{m.t}{M.T} \text{ que nous pouvons écrire } g = K m t, \text{ nous}$$

pouvons conclure que chaque corps passera, indépendamment des autres, en quantités proportionnelles à son poids moléculaire et à sa tension tant que le véhicule eau n'aura pas disparu.

De cette relation nous déduirons aussi que des corps appartenant à une série homologue seront très difficiles à séparer, car à mesure que la teneur en  $\text{CH}^2$  s'élève, si le poids moléculaire augmente, la tension de vapeur

pour une même température diminue, la valeur du produit  $m.t$  ne change donc pas rapidement.

Mais nous trouvons, par le fait même, un remède à cette difficulté : nous pouvons séparer plus facilement des corps homologues en opérant sous pression réduite, car le rapport  $\frac{m}{M}$  restant constant, le rapport  $\frac{t}{T}$  deviendra d'autant plus grand que nous nous éloignerons du point d'ébullition du second corps.

Inversement, voulons-nous extraire une plus grande quantité d'un arôme de nos mouës, nous aurons intérêt à achever la distillation sous une pression un peu forte. Voulons-nous, dans un appareil rectificateur, éviter l'entraînement des mauvais goûts de queue, nous diminuerons la pression. L'expérience montre que cette conclusion est exacte et que de très faibles variations de pression peuvent exercer une influence des plus sensibles.

L'exemple suivant (p. 93) nous montre l'influence de la température d'ébullition, ou plutôt de la pression extérieure sur l'entraînement, par l'eau, d'un corps insoluble.

Nous déduirons encore de ce qui précède des conséquences fort importantes :

La température d'ébullition et la composition du liquide distillé à température donnée sont indépendantes des proportions relatives des deux corps dans le mélange liquide, si chaque corps est à même de produire une vapeur saturée pour cette température.

Nous observerons donc une constance absolue en nous plaçant dans les mêmes conditions que Naumann jusqu'à élimination complète du corps qui disparaîtra le premier : la température finale dépendra donc de la plus ou moins grande abondance d'un des corps : et suivant que l'un d'eux disparaît avant l'autre, par suite de sa rareté relative, nous pourrions avoir deux températures finales très différentes.

*Distillation sous diverses pressions de la benzine et du sulfure de carbone  
dans un courant de vapeur d'eau.*

TEMPÉRATURE	TENSIONS EN MILLIMÈTRES DE MERCURE					100 PARTIES D'EAU entraînent :	
	De la vapeur d'eau.	De la benzine.	Du sulfure de carbone.	Du mélange benzine et vapeur d'eau.	Du mélange sulfure de carbone et vapeur d'eau.	Benzine.	Sulfure de carbone.
	mm.	mm.	mm.	mm.	mm.		
0°	4,57	25	128	29,57	132,57	2370	11822
10	9,1	45	199	54,1	204,1	2143	8359
20	17,4	76	298	93,4	315,4	1867	7228
30	31,5	120	435	151,5	382,5	1650	5830
40	54,9	184	617	238,9	661,9	1452	4735
50	92.	271	857	363	955	1274	3939
60	148,9	390	1164	538,9	1312,9	1132	3307
70	233	547	1550	780	1783	998	2807
80	354	752	2030	1106	2384	920	2429
90	525	1013	2620	1538	3145	805	2031

Pour fixer les idées, prenons un mélange de 100 vol. de benzine et 8,4 d'eau ; d'après des expériences de Naumann, il passera intégralement sans altération sous la pression de 741<sup>mm</sup>,5 et la température restera fixée à 68°,8 pendant toute l'opération.

Mais si nous prenons 100 parties de benzine et 15 d'eau, et si nous nous arrangeons, par une agitation convenable, pour que les deux corps distillent avec leurs tensions propres, nous aurons le même produit que ci-dessus, bouillant à la température de 68°,8, tant qu'il y aura de la benzine, puis la température s'élèvera brusquement à 100° et nous ne recueillerons plus que de l'eau.

Inversement distillons 115 parties de benzine et 8,4 d'eau par exemple, la température finale sera non plus 100° mais 79°,5 et le résidu sera de la benzine pure.

Dans ce qui précède, j'ai eu grand soin de dire que la loi indiquée s'applique autant que chaque corps peut donner sa tension propre. En d'autres termes, il faut que la vapeur servant à l'entraînement puisse toujours se saturer de la vapeur à entraîner. Ce cas était facile à réaliser dans les expériences de Naumann : il suffisait de prendre la précaution de faire constamment arriver le courant de vapeur au dessus de la couche d'eau condensée. Dans la pratique industrielle, nous trouverons nombre de cas où cette condition n'est pas réalisée. Le corps dont nous voulons entraîner les vapeurs est en suspension, en émulsion dans l'eau, ou même enclos dans des cellules végétales. Il est clair que, si nous portons simplement notre eau à l'ébullition, et si le corps est peu volatil, la vapeur d'eau traversant brusquement la masse n'aura pas le temps de rencontrer assez de particules suspendues pour se saturer et que nous ne serons plus dans les conditions théoriques étudiées jusqu'ici. Tandis que, d'après les notions que je viens d'exposer, nous devrions prévoir un entraînement tel que, dans les



liquides condensés, il se fit une séparation nette du liquide entraîné et de l'eau, il peut se présenter des cas où nous n'obtiendrons qu'un liquide louche, incapable de livrer le résidu cherché à moins d'un temps de séjour dans des bacs de dépôt si prolongé qu'il devienne incompatible avec une opération industrielle.

La question peut heureusement se résoudre. Il est clair, d'après ce que nous savons, que, dans le cas qui nous occupe, la température va être plus élevée que si le corps entraînable avait fourni toute la vapeur qu'il peut donner. Soumettons donc le mélange de vapeurs à un refroidissement lent et progressif comme dans le serpentin ascendant de Schlœsing ou d'Aubin : l'excès de vapeur d'eau va se condenser, et nous arriverons finalement au mélange passant à la température minima définie par notre équation et fournissant le résultat cherché. Mais nous nous heurterons à une difficulté pratique si le corps est entraînable à une très faible tension de vapeur : c'est que pour une très faible variation de la pression barométrique l'appareil se dérègle ; c'est, paraît-il, ce qui arrive quand on extrait par ce procédé l'essence de jasmin.

Il me semble qu'on corrigerait facilement cet inconvénient en installant sur la cucurbite un manomètre ou, mieux encore, un régulateur de vapeur et, d'autre part, sur le serpentin ascendant un de ces diaphragmes à section variable qui nous rendent en distillerie de si grands services, et créent ainsi une pression intérieure notablement plus grande que les variations de la pression atmosphérique.

Il est fort probable que des installations de ce genre rendraient également de grands services dans nos industries.

L'influence de variation de pression est rendue du reste manifeste dans certains appareils de la maison Deroy où

l'épuisement des vins se fait sous pression et donne un bouquet beaucoup plus puissant.

Dans l'application des études scientifiques, il n'est ja-  
mais prudent de généraliser et nous allons trouver une  
confirmation de cette assertion en passant du simple  
alambic à la colonne continue.

Alimentons une colonne continue avec de la benzine  
froide ou tiède et cherchons à reproduire les faits ci-  
dessus ; cela nous sera impossible : en effet, le mélange  
de vapeur d'eau et de vapeur de benzine que nous avons  
obtenu dans notre alambic est celui qui bout à la plus  
basse température possible et entraîne le moins de calo-  
ries tant pour cette raison que parce que la dose d'eau  
y est minimum (chaleur de vaporisation de la benzine  
147 calories à 82°, soit probablement moins de 140 à 68°,  
chaleur de vaporisation de l'eau à 69°=552,5—chaleur de  
vaporisation du mélange

$$\frac{100 \times 0,87 \times 140 + 8 \times 552,5}{87 + 8} = 174,33.$$

Nous ne pouvons donc pas avec la chaleur apportée  
par ce mélange porter la benzine à la température de 69°  
et la vaporiser. Il faudra donc donner un excès d'eau. Si  
nous opérons avec de la benzine pure et en abondance  
nous pourrions régler l'accès de la vapeur de façon que  
celle-ci se condense entièrement et donne des vapeurs  
de benzine pure : le thermomètre se fixera à 82° ; si au  
contraire nous forçons la vapeur, ou si la benzine n'arrive  
qu'en petite quantité, nous verrons la température s'élever  
peu à peu, jusqu'à 98°, 99°,5 même, et nous recueillerons  
beaucoup d'eau pour peu de benzine.

Appliquons ceci aux goudrons de gaz et surtout aux  
huiles lourdes chargées de benzine dans les usines à  
coke, non seulement la benzine distillera, mais le to-  
luène qui bout aux environs de 110, mais les huiles à

acide carbolique, même la naphthaline puisque nous sommes à une température correspondant à la production du mélange le plus riche en vapeurs de naphthaline.

Par contre, soumettons notre courant de vapeurs mixtes à un refroidissement progressif à 82° par exemple; comme il nous fallait, à 98°, 49 gr. 4 d'eau pour entraîner 8 gr. 9 de naphthaline, chaque fois que nous condenserons 50 grammes d'eau, nous aurons condensé au moins 8 grammes de naphthaline.

Le même raisonnement peut s'appliquer pour nombre d'autres corps contenus dans les goudrons, et en particulier aux huiles à acide carbolique: si bien que l'on peut obtenir de premier jet des benzols à 85-90 p. 100 par le procédé que je viens de décrire rapidement. Lorsqu'en suivant le dispositif de Naumann nous avons étudié la distillation d'un mélange d'eau et de benzine par exemple, nous avons vu qu'il faut d'autant moins d'eau pour entraîner un poids déterminé de benzine, qu'on opère à température plus basse et par suite à pression plus faible.

Dans une colonne de distillation continue, il n'en est pas forcément ainsi, puisque l'atmosphère gazeuse n'est généralement pas saturée du corps à entraîner. Supposons que nous maintenions constante la température du haut de la colonne, la vapeur d'eau étant saturée aura toujours la même tension, et la tension du corps à entraîner sera la différence entre la tension existant en haut de la colonne et la tension maxima de la vapeur d'eau pour la température adoptée. Nous aurons donc intérêt à créer une certaine contre-pression par l'interposition d'un diaphragme sur le tuyau d'écoulement des vapeurs mixtes.

*Distillation d'un mélange de deux liquides solubles l'un dans l'autre.* — Abordons maintenant le cas

directement opposé au précédent. Lorsque les deux liquides sont solubles l'un dans l'autre en toutes proportions, comme l'alcool et l'eau, la loi si simple que j'ai exposée ne s'applique plus, ainsi que je l'ai dit au début de ce chapitre, et que je l'ai montré par la comparaison des tensions de vapeur de divers mélanges d'eau et d'alcool avec les tensions de vapeurs des deux constituants. Non seulement la température d'ébullition, mais aussi la composition des vapeurs varieront avec la composition du mélange.

Jusqu'ici les physiciens n'ont découvert aucune loi relative à ce cas, et nous pouvons en effet nous heurter à des phénomènes très complexes et à des allures tout à fait différentes en étudiant des corps très voisins par leur constitution chimique et leurs propriétés générales.

Tantôt en effet la tension de vapeur du mélange à une température déterminée sera comprise entre celle des constituants, tantôt elle sera supérieure à celle du constituant ayant la plus grande tension pour chaque température, tantôt elle sera inférieure à celle du constituant ayant la plus petite tension.

Il nous faut donc recourir à l'expérience, et comme les phénomènes que nous allons étudier ont une importance capitale pour l'industrie qui nous occupe, nous leur consacrerons une grande attention.

Je ne décrirai pas la façon de mesurer les tensions de vapeurs, on la trouve dans tous les traités de physique.

Imaginons que nous ayons déterminé, pour une série de températures progressivement croissantes, les tensions des mélanges d'eau et d'un corps déterminé, et que nous ayons construit pour chaque température la courbe des tensions obtenues à mesure que le mélange s'appauvrit en eau.

Nous trouverons par exemple, que, dans le cas du mélange d'eau et d'alcool méthylique, nos courbes se confondront sensiblement avec les droites joignant la tension de l'eau pure et la tension de l'alcool méthylique pur pour la même température. Dans le cas de l'alcool

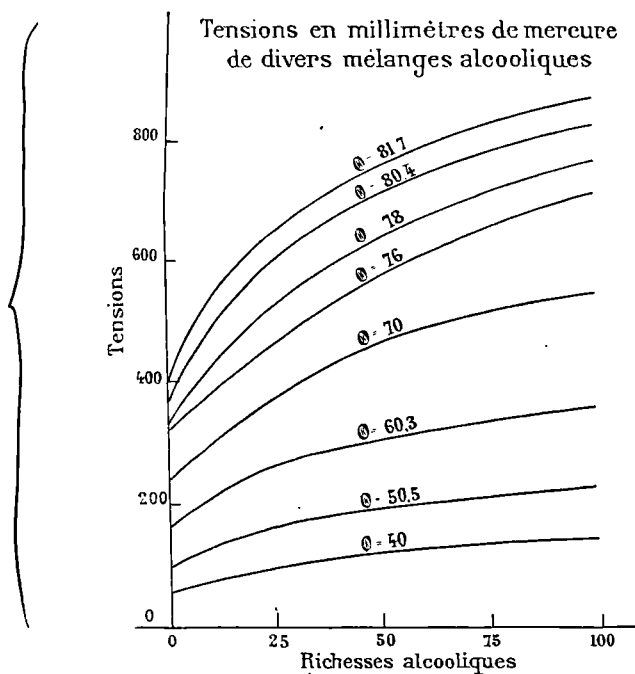


Fig. 5.

éthylrique, son homologue immédiat, notre courbe sera toujours au-dessus de la droite correspondante, et cela d'autant plus que la température sera plus élevée, mais ne présentera pas de maximum (fig. 5).

Considérons d'abord ce cas où la tension croît constamment. Imaginons que nous maintenions notre mélange à température constante dans un vase fermé par des parois solides, mais dont une des faces constitue un

piston parfaitement mobile, et transmet exactement la pression extérieure.

Exerçons une traction sur le piston de façon à augmenter le volume de notre vase clos ; il va évidemment se produire de la vapeur : pour que celle-ci maintienne en équilibre stable le piston dans la nouvelle position, ou le ramène en arrière, il faut que, pendant cette dilatation de l'enveloppe, la tension ne devienne jamais plus grande que la pression extérieure, sinon le piston serait indéfiniment poussé, elle doit donc être égale ou inférieure à la pression extérieure.

Appelons  $t$  la tension de vapeurs du liquide mixte avant ce travail,  $p$  le taux p. 100 en poids du liquide considéré mélangé avec l'eau,  $t'$  et  $p'$  les valeurs correspondantes après le déplacement de notre piston, nous aurons évidemment, puisque la courbe des pressions est ascendante,  $t > t'$  d'où  $p > p'$ .

Appliquons ceci au cas de l'alcool éthylique par exemple, appelons A le taux d'alcool, E le taux d'eau,  $a$  et  $e$  les poids émis en vapeurs, nous traduisons la relation précédente par

$$\frac{A}{A + E} > \frac{A - a}{(A + E) - (a + e)}$$

c'est-à-dire que le mélange resté liquide va en s'appauvrissant : donc  $\frac{A}{A + E} < \frac{a}{a + e}$  et l'appauvrissement est d'autant plus rapide que la courbe se rapproche plus de la verticale.

Si nous voulons faire distiller notre liquide mixte à pression constante, nous voyons que la température du mélange ira en croissant à mesure que l'alcool se dégage (en général à mesure que se dégage le corps qui passe le plus facilement dans les vapeurs).

Si nous répétons les distillations sur les produits pro-

venant de la distillation du liquide initial, le résidu de nos opérations répétées sera le corps qui a la plus faible tension, tandis que le liquide de plus haute tension passera dans le distillat. Il est clair qu'il ne pourra jamais être anhydre, puisque nous aurons toujours à condenser un mélange de deux vapeurs.

Nous prendrons comme exemple de ce cas la distillation d'un mélange d'eau et d'alcool éthylique sous la pression de 760 millimètres pour répondre aux besoins usuels, nous donnerons les compositions en volume à côté des compositions en poids (Tableau IX).

Cette table diffère très notablement de celle de Groning qui est la plus répandue. Je conseille de prendre celle que je présente comme base de tous les calculs théoriques : elle est établie dans l'hypothèse que les vapeurs n'éprouvent aucune condensation sur les parois, tandis que celle de Groning fournit les résultats bruts d'une distillation dans un appareil que l'auteur n'a pas défini. Nous apprendrons d'ailleurs plus tard à calculer l'influence des parois.

Imaginons maintenant que notre courbe soit décroissante, ce qui est le cas des mélanges d'eau avec les acides formique, acétique, propionique, etc. (au delà d'une certaine concentration), le même raisonnement montrera que

$$\frac{A}{A + E} > \frac{a}{a + e}.$$

Le résidu ira en s'enrichissant, et le résultat final sera la concentration de l'acide dans la cornue. Le tableau suivant donne les résultats relatifs à la distillation de ces trois acides à l'abri du rayonnement ou de tout refroidissement des parois.

On voit que l'acide propionique résume les deux conditions que nous venons d'étudier : jusqu'à 18,4 p. 100 sa dissolution s'appauvrit par distillation, à partir de 18,4 p. 100 elle se concentre.

## Distillation de mélanges d'eau et d'acides de la série grasse.

TENEUR du liquide en acide p. 100 du volume total.	TENEUR CORRESPONDANTE DU LIQUIDE DISTILLÉ			
	Acide formique.	Acide acétique.	Acide propionique.	Acide butyrique.
1	0,7	0,75	1,3	1,5
2	1,4	1,5	2,6	3
3	2	2,3	3,9	4,8
5	3,8	4,8	6,4	8,5
10	5	7,7	12	13,6
15	7,5	11,5	16,2	16,5
17,2	»	»	»	17,2
18,4	»	»	18,4	»
20	10,5	15,3	19,6	17,9
25	14,9	18,7	20,8	18,5
30	17,3	22,1	24	18,5
35	20	25,6	»	18,6
40	25	29,3	»	18,9
45	29,7	33,4	»	19,8
50	35,1	37,6	»	21
55	40,8	42	»	22,3
60	46,7	46,8	»	23,6
65	53,4	52,3	»	»
70	60,4	57,8	»	»

Rapportons la quantité absolue de chaque acide recueillie dans le premier dixième distillé, à la quantité existant dans le liquide générateur, nous obtenons le tableau suivant :

	QUANTITÉ D'ACIDE dans 100 volumes du liquide employé.									
	0,5	1	3	5	10	15	17,2	18,4	20	30
Acide formique .	»	4,8	4,9	5	5	5,1	»	»	5,3	5,7
— acétique . .	7,2	7,2	7,2	7,2	7,4	7,5	»	»	7,8	7,4
— propionique	12,8	13,4	13,2	12,9	12	10,8	»	10	9,6	»
— butyrique .	18	18,2	17,1	16,2	13,8	10,7	10	»	9	6,4



Arrivons maintenant à un cas plus complexe qui se rencontre souvent ; nous l'observons dans l'étude des mélanges d'eau et d'alcool propylique, d'alcool isobutylique, butylique, d'acide butyrique, etc., d'alcool avec le sulfure de carbone, d'alcool éthylique ou méthylique avec le cyanure de méthyle, etc.

Les mélanges en question diffèrent des précédents en ce que leur tension est constamment supérieure à celle de chacun des constituants. La courbe des tensions passe donc pour chaque température par un maximum ; aux environs immédiats de ce maximum, la courbe se confond avec une horizontale, et par suite nous en concluons

$$\frac{A}{A + E} = \frac{a}{a + e},$$

c'est-à-dire que la composition du mélange de vapeurs émises est alors identique à celle du liquide générateur : celui-ci, ne changeant pas de composition, passe à la distillation comme une combinaison définie.

Pour les compositions correspondant à la branche ascendante de la courbe, le mélange s'appauvrira en un de ses deux éléments, pour la branche descendante ; il s'appauvrira en l'autre. On arrivera donc, en répétant les distillations sur les premières parties recueillies, à obtenir un mélange bouillant à la plus basse température possible, et le résidu finit par ne contenir qu'un seul des deux liquides, dont la nature varie avec le rapport initial des constituants.

C'est ainsi que nous reportant au tableau précédent, un mélange d'eau et d'acide propionique titrant 18,4 p. 100 de cet acide distille sans modification sous la pression ordinaire.

Un mélange d'eau et d'acide propionique à 10 p. 100 par exemple, laisserait un résidu final d'eau ; un mélange à 25 p. 100 un résidu final d'acide.

Nous observerons de même une distillation sans modifi-

cations avec un mélange de 77 parties d'alcool propylique et 23 d'eau, de 91 d'alcool ordinaire et de 9 de sulfure de carbone, etc.

Il en sera encore de même pour un mélange de 17,2 d'acide butyrique et 82,8 d'eau. Mais le mélange d'eau et d'acide butyrique présente, en outre, une particularité bien remarquable. Ce mélange, qui est capable de se troubler à chaud pour les teneurs de 25 p. 100 d'acide, présente de 24 à 33 p. 100 une courbe de tension horizontale, ce qui nous fait prévoir qu'entre ces deux compositions le mélange donnera une vapeur indépendante de sa composition et bouillira à une température constante.

Le cas est encore plus net si l'on étudie les mélanges d'eau et d'alcool isobutylique : toute la partie moyenne de la courbe des tensions est horizontale et les extrémités s'inclinent rapidement vers les ordonnées extrêmes. L'ordonnée maxima est fort peu supérieure aux ordonnées extrêmes.

Ces deux derniers corps, donnant à chaud un trouble avec l'eau, forment la liaison entre le cas des liquides solubles l'un dans l'autre et le cas des liquides insolubles l'un dans l'autre.

L'étude de ce cas nous montre que la constance du point d'ébullition sous une pression donnée n'est pas une preuve absolue de la pureté d'un corps.

Si nous soumettons à la rectification de tels mélanges, il en sera comme dans le cas de liquides insolubles l'un dans l'autre, nous ne pourrons que séparer un mélange défini d'avec le constituant qui est en excès.

Nous pouvons généralement déplacer le maximum de notre courbe des tensions en changeant la pression sous laquelle se produit l'ébullition : nous pourrons donc dans les deux cas modifier la composition du liquide constant-extrait, mais nous retomberons toujours sur une liqueur

présentant le même caractère, nous ne pourrions donc arriver à une séparation absolue qu'en modifiant la tension d'un des corps par son entrée dans une nouvelle forme chimique.

*Distillation de mélanges ternaires de liquides solubles les uns dans les autres.* — Après ces études préparatoires dont nous aurons besoin quand nous traiterons de la rectification, abordons un cas plus général, celui où nous avons un mélange de trois liquides solubles les uns dans les autres.

Quand il s'agissait de deux corps solubles l'un dans l'autre, nous avons vu que la solubilité jouait un rôle au moins aussi grand, parfois même plus grand, que la tension propre des constituants. Il est presque évident qu'il en sera de même *a fortiori* si nous mettons en présence trois corps solubles les uns dans les autres.

Le problème serait presque insoluble dans le cas où les corps seraient mélangés en proportions quelconques ; mais fort heureusement nous n'aurons qu'à considérer le cas relativement simple où 2 corps (eau et alcool) dominent, et où le troisième corps n'existe qu'en quantité faible.

C'est la distillation de ce dernier corps en présence d'un mélange variable des deux autres qui va nous occuper.

Si nous appelons  $\sigma$  le poids de ce troisième corps contenu dans un kilogramme de vapeurs mixtes,  $s$  le poids contenu dans un kilogramme du liquide mis en expériences, nous pouvons toujours représenter la relation entre  $\sigma$  et  $s$  par une formule empirique se développant comme il suit :

$$\sigma = ks + k's^2 + k''s^3 \dots$$

C'est la forme à laquelle les physiciens rapportent la traduction de presque toutes les expériences en séries.

Mais dans l'hypothèse que nous avons faite,  $s$  est très petit, ses puissances deviennent donc négligeables; aussi, le plus souvent, pouvons-nous réduire la relation à la forme simple *purement approximative*

$$\sigma = ks.$$

Voyons la valeur de ce coefficient  $k$  pour différents corps que nous pouvons rencontrer dans les flegmes, en admettant que le taux de ces corps ne dépasse pas 2 p. 100.

Nous sommes bien loin, on le voit, de retrouver ici la loi si simple observée dans le cas de deux corps insolubles l'un dans l'autre. Ni le poids moléculaire, ni la tension de vapeurs n'interviennent d'une façon nette. Il suffit pour le constater de comparer, par exemple, les colonnes relatives au formiate d'éthyle et à l'acétate de méthyle qui ont le même poids moléculaire et sensiblement le même point d'ébullition, à l'isovalérate d'éthyle et à l'acétate d'amyle qui sont dans le même cas.

Par contre, nous constatons que la solubilité joue un rôle prépondérant à mesure que diminue le taux d'alcool, dissolvant par excellence des impuretés considérées, la valeur de  $k$  augmente d'autant plus rapidement que la solubilité dans l'eau pure est plus faible.

*Distillation de liquides partiellement solubles l'un dans l'autre.* — Le cas qui va nous occuper se rencontre généralement à la fin des distillations et des rectifications. Nombre de corps contenus dans les mouës ou les flegmes sont tenus en dissolution par l'alcool; mais, lorsque celui-ci est éliminé, ils se séparent, et si on ne les agite pas, ils forment deux couches distinctes, dont la composition sera absolument fixe pour une température donnée.

Table des valeurs de  $K$  pour différents corps.

DEGRÉS Gay-Lussac de l'alcool employé.	CORPS AJOUTÉS							Isovalérate d'amyle.
	Alcool amylique de fermentation	Formiate d'éthyle.	Acétate de méthyle.	Acétate d'éthyle.	Isobutyrate d'éthyle.	Isovalérate d'éthyle.	Acétate d'amyle.	
10°	»	»	»	29	»	»	»	»
15°	»	»	»	21,5	»	»	»	»
20°	»	»	»	18	»	»	»	»
25°	5,50	»	»	15,2	»	»	»	»
30°	3	»	»	12,6	»	»	»	»
35°	2,45	»	12,5	10,5	»	»	»	»
40°	1,92	»	10,5	8,6	»	»	»	»
45°	1,50	»	9	7,1	»	»	»	»
50°	1,20	»	7,9	5,8	»	»	»	»
55°	0,98	12	7	4,9	»	»	»	»
60°	0,80	10,4	6,4	4,3	4,2	2,3	1,7	1,30
65°	0,65	9,4	5,9	3,9	2,9	1,9	1,4	1,05
70°	0,54	8,5	5,4	3,6	2,3	1,7	1,1	0,82
75°	0,44	7,8	5	3,2	1,8	1,5	0,9	0,65
80°	0,34	7,2	4,6	2	1,4	1,3	0,8	0,50
85°	0,32	6,5	4,3	2,7	1,2	1,1	0,7	0,40
90°	0,30	5,8	4,1	2,4	1,1	0,9	0,6	0,35
95°	0,25	5,1	3,8	2,1	0,9	0,8	0,55	0,30
Températures d'ébullition...	132°	54°3	56°	77°1	110°1	134°3	147°6	196°

Dans chaque couche prédominera un des constituants saturé de l'autre.

Or, ainsi que l'a remarqué Konowalof, la composition de chacune des deux couches, à une température déterminée, est indépendante de la quantité absolue de chaque couche. Nous pouvons donc enlever la partie que nous voudrions de chaque couche sans changer la composition de l'autre, si la température ne change pas.

D'autre part, la tension de vapeur ne dépend évidemment, à température constante, que de la composition de la couche supérieure. Elle est donc indépendante des volumes relatifs des deux couches.

Appelons, comme ci-dessus, A et E les quantités initiales des deux liquides dans la couche inférieure, et  $n$  le rapport  $\frac{A}{E}$ ; la tension ne variera pas si l'on ajoute à A la quantité  $nx$  du liquide A, à E la quantité  $x$  du deuxième liquide, c'est-à-dire qu'elle ne change pas si le rapport des constituants passe de  $\frac{A}{E}$  à  $\frac{A + nx}{E + x}$  quel que soit  $x$ , en particulier quand nous passerons de  $\frac{A}{E}$  à  $\frac{A + n}{E + 1}$  ou de  $\frac{A}{E}$  à  $\frac{n}{1}$  en faisant  $x$  infiniment grand.

De même appelons  $m$  le rapport  $\frac{A_1}{E_1}$  dans la couche inférieure, nous ne changerons rien en faisant passer ce rapport de  $\frac{A_1}{E_1}$  à  $\frac{m}{1}$  quel que soit le rapport initial; or comme celui-ci peut devenir égal à  $\frac{A}{E}$ , nous n'avons aucune modification des tensions tant que le rapport des constituants passe de  $\frac{n}{1}$  à  $\frac{m}{1}$ .

Or, ces rapports représentent la solubilité réciproque des deux liquides l'un dans l'autre, les deux couches doivent donc avoir la même tension maxima de vapeur.

Donc, tant que le mélange reste trouble, c'est-à-dire qu'il y a séparation de la masse en parties où chaque liquide est saturé de l'autre, la tension de la vapeur, et par suite la température d'ébullition et la composition du liquide distillé resteront constantes. Il en sera ainsi tant qu'une des couches n'aura pas disparu.

Si donc nous distillons un mélange d'eau et d'un corps peu soluble, et en excès, nous donnant un milieu trouble par agitation, ou deux couches séparées, nous obtiendrons par distillation sous pression constante un distillat dont la richesse sera au début indépendante de la quantité de notre corps. Il n'y aura que la quantité du distillat utile recueilli qui variera avec cette quantité.

Le tableau suivant, emprunté à Konowalow, montre l'exactitude de cette remarque :

*Tension de liquides partiellement solubles l'un dans l'autre.*

Eau et éther : température 19°,8.

Couche supérieure.	{ 1 eau. 33 éther }	tension maxima.	432 <sup>mm</sup> ,2
Couche inférieure.	{ 1 eau. 0,1 éther }	. . . . .	430 <sup>mm</sup> ,1

Éther, alcool méthylique, eau : température 15°,6.

Couche supérieure . . . . .	359 <sup>mm</sup> ,1
— inférieure . . . . .	358 <sup>mm</sup> ,5

Éther, alcool éthylique, eau : température 18°,8.

Couche supérieure . . . . .	366 <sup>mm</sup> ,8
— inférieure . . . . .	365 <sup>mm</sup>

Éther, alcool propylique, eau : température 15°,7.

Couche supérieure . . . . .	243 <sup>mm</sup> ,3
— inférieure . . . . .	244 <sup>mm</sup> ,2

Sulfure de carbone, alcool méthylique, eau : température 16°,9.

Couche supérieure . . . . .	327 <sup>mm</sup>
— inférieure . . . . .	328 <sup>mm</sup>

Alcool méthylique, eau, potasse : température 18°.

Couche supérieure . . . . .	59 <sup>mm</sup> ,8
— inférieure . . . . .	59 <sup>mm</sup> ,6

Alcool éthylique, eau, potasse : température 16°,7.

Couche supérieure . . . . .	32 <sup>mm</sup> ,3
— inférieure . . . . .	32 <sup>mm</sup> ,5

Considérons donc un mélange constitué par exemple par un vin fortement chargé de ce qu'on appelle le *bouquet*, que nous aurons épuisé par distillation tant qu'il fournit une eau-de-vie à degré convenable, nous ne l'aurons généralement pas dépouillé de son bouquet, et si nous venons à y introduire le corps enlevé, l'alcool, nous pourrions encore obtenir une eau-de-vie aussi parfumée que la première. Je n'ai pas à discuter si le procédé est loyal, je n'ai qu'à voir s'il est praticable.

*Distillation d'un mélange contenant de l'eau et plusieurs liquides miscibles entre eux, mais non avec l'eau.* — Abordons maintenant le cas le plus général qui se présente à la fin de beaucoup de distillations, et dans presque toutes les rectifications.

Il est clair que la tension des deux couches formées devra encore être égale, mais généralement elle ne restera pas constante jusqu'à la disparition d'une des deux couches. Sa valeur absolue variera au contraire à mesure que la distillation fera des progrès, et dépendra des rapports pondéraux des liquides dans les deux couches.

Il n'est, en effet, pas généralement possible, dans le cas de trois corps en quantités A, B, C, de diviser les quantités de ces liquides de façon que les rapports  $n = \frac{A-a}{b}$ ,  $n' = \frac{A-a}{c}$ ,  $m = \frac{B-b}{a}$ ,  $m' = \frac{B-b}{c}$ ,  $p = \frac{C-c}{a}$ ,  $p' = \frac{C-c}{b}$  restent constants pour une valeur quelconque de A, de B et de C.



Le plus souvent ces quotients varieront pendant le cours de la distillation, par suite la température d'ébullition et la composition du distillat ne seront pas invariables. Tout ce qu'on pourra dire, c'est que la température d'ébullition sera comprise entre les températures d'ébullition des mélanges binaires que l'on peut former avec deux des liquides pris individuellement.

Si nous appelons :

T la température d'ébullition du mélange binaire, eau + A ;

T' la température d'ébullition du mélange binaire, eau + B ;

$\Theta$  la température d'ébullition du mélange ternaire ;

Q et Q' les volumes des liquides A et B dans le mélange ternaire ; nous trouverons fort approximativement, d'après MM. I. Pierre et Puchot, la relation

$$\Theta = T - (T - T') \frac{Q'}{Q + Q'}$$

d'où :

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{T - \Theta}{\Theta - T'}$$

Nous ne pourrons donc jamais, dans ce cas, opérer une séparation par distillation des liquides, puisque pour chaque valeur de  $\Theta$  comprise entre T et T' il se trouvera toujours une valeur possible du rapport  $\frac{Q'}{Q}$ .

Il peut même arriver que le rapport  $\frac{Q'}{Q}$  et par suite  $\Theta$  restent sensiblement constants. C'est ainsi que, d'après I. Pierre et Puchot, un mélange intime d'eau, d'alcool éthylique, d'alcool propylique, d'alcool butylique et d'alcool amylique, passe à la distillation presque sans modification, dès que la température d'ébullition atteint 85°.

C'est ce phénomène qui crée la différence entre la soi-disant rectification du fabricant d'eau-de-vie et la rectification industrielle, où, comme on le verra, on s'oppose, dans la colonne de rectification, à l'existence de pareils mélanges troubles, en y réintroduisant constamment une dose convenable d'alcool concentré. Dès que, par suite de l'épuisement de l'appareil, cela ne peut plus se réaliser, la colonne est envahie par ces mélanges troubles, et l'on n'obtient plus que des mauvais goûts de queue.

En résumé, tous les phénomènes que nous avons étudiés dans ce troisième chapitre, reposent sur des états d'équilibre entre les vapeurs et les liquides générateurs ; tantôt la vapeur s'enrichit en l'un des constituants, tantôt elle s'appauvrit si on la compare au liquide. En règle générale, le distillat n'aura pas la composition du liquide générateur et, par suite, pas la même température d'ébullition.

Si nous soumettons ce distillat à une nouvelle chauffe, nous ne devons pas nous étonner qu'il ne bouille pas à la même température, et nous nous garderons de conclure, avec un auteur français, que la vapeur d'un liquide alcoolique est surchauffée : on arriverait à un résultat absurde dans le cas de l'acide formique, en appliquant son raisonnement et disant que sa vapeur est *souschauffée*.

J'appelle vivement l'attention sur ces états d'équilibre, car nous nous en servirons constamment dans la suite de ces études.

---

## CHAPITRE IV

### ÉPUISEMENT PAR DISTILLATION D'UN MÉLANGE DE LIQUIDES

Appliquons maintenant au problème industriel de la distillation les données théoriques et expérimentales que nous avons déjà acquises.

Il va nous être très utile de connaître quelle quantité de liquide nous aurons à distiller pour extraire complètement le corps cherché, car de la quantité à distiller dépendent la dépense de charbon, la capacité et la forme même de l'appareil.

Mais, pour éviter toute cause d'erreur, nous supposons d'abord que notre appareil est à l'abri du rayonnement, qu'il ne se fait, somme toute, aucune condensation sur les parois. Ensuite nous étudierons l'influence du refroidissement des parois en contact avec les vapeurs. Nous arriverons ainsi logiquement à nous rendre compte des qualités et des défauts des appareils distillatoires simples, et à substituer des idées précises à ces notions vagues, à ces assertions intéressées répandues par certains fabricants.

Si nous abordons le cas le plus simple, celui où deux liquides sont insolubles l'un dans l'autre, et si nous nous plaçons dans des conditions telles que celles réalisées par Naumann, soit par une distribution convenable du chauffage, soit, ainsi que nous l'avons vu, en condensant la vapeur en excès, nous savons que la vapeur mixte conservera, sous pression constante, la même composition tant

que le corps insoluble existera dans les mélanges, et qu'en nous y prenant bien nous arriverons à la relation :

$$\frac{g}{G} = \frac{ml}{MT}.$$

Nous connaissons donc la quantité  $G$  de vapeur à dépenser pour entraîner la quantité  $g$  du corps à recueillir, et, suivant les propriétés de ce dernier, nous ferons varier la température de la chaudière pour faire croître la valeur  $t$ . C'est ainsi que certaines essences sont obtenues par distillation en présence de l'eau salée.

Mais si les corps sont solubles, nous savons qu'aucune loi théorique ne préside à la distillation : l'expérience seule peut nous répondre.

Or nous ne possédons guère que des données empiriques, variant avec chaque expérimentateur, car ceux-ci n'ont jamais indiqué nettement dans quelles conditions ils opéraient, et, par suite, dans quelle mesure le refroidissement des parois a pu influencer les résultats qu'ils ont publiés. Nous ne pouvons donc utiliser ces données dans le calcul des appareils.

A mon avis, lorsqu'on a à étudier l'épuisement d'un mélange de liquides dont on connaît les constantes physiques, le mieux est de supposer d'abord que le rayonnement est supprimé, et de déterminer ensuite l'influence d'un refroidissement donné sur la composition des vapeurs.

Nous aborderons aujourd'hui la première partie du problème. Voici comment je l'ai résolu pour les cas que j'ai eu à étudier. Le liquide à étudier, et dont nous connaissons exactement la composition initiale, est placé dans un ballon (fig. 6) à col étiré et recourbé, col soigneusement essuyé; nous prendrons par exemple 550 centimètres cubes de ce liquide, puis nous adaptons au col du ballon un puissant réfrigérant, capable de condenser et de refroidir toutes les vapeurs. Le ballon est plongé

dans une double enceinte, et l'intervalle compris entre les deux enceintes est porté, grâce à une couronne de becs Bunsen, à une température légèrement supérieure à la température d'ébullition du liquide. Par transmission, l'enceinte intérieure s'échauffe progressivement, et quand un thermomètre placé près du col du ballon indique que l'étuve intérieure est portée à une température supérieure à la température d'ébullition du liquide mis en expérience, nous commençons à chauffer le ballon assez dou-

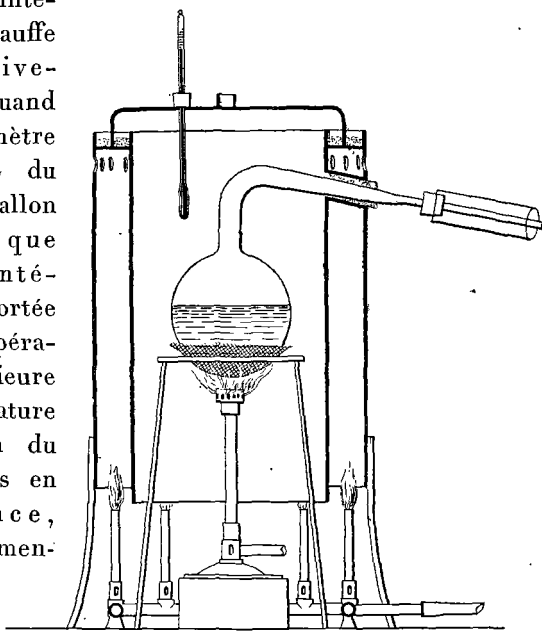


Fig. 6.

cement pour qu'il n'y ait pas de projections.

Les premières parties qui passent, contiennent les produits de condensation de vapeurs qui se sont dégagées au-dessous de la température d'ébullition, nous les mettrons de côté et recueillerons à part les 50 premiers centimètres cubes, dont nous déterminerons la teneur. Nous serons donc en présence de 500 centimètres cubes amenés à la température d'ébullition, et nous connaissons exactement la composition de ces 500 centimètres cubes.

Recueillant successivement 50 centimètres par 50 cen-

timètres le liquide distillé, nous aurons, en dosant les teneurs successives des produits recueillis, la courbe d'épuisement du liquide générateur, et nous pourrons déterminer quelle quantité il nous faut recueillir pour épuiser *pratiquement* le liquide mis en expérience.

Répétant l'expérience avec des titres initiaux différents, nous arriverons, par cette méthode simple et précise, à étudier les conditions d'épuisement progressif de nos mélanges en dehors de toute intervention extérieure. Nous verrons plus loin comment, dans beaucoup de cas, nous pouvons étudier l'influence du rayonnement sans recourir à l'empirisme, qui sera cependant souvent notre seule ressource. Ces courbes d'épuisement nous permettront de déterminer la composition des vapeurs produites par un mélange donné.

Appelons  $P$  la quote-part du poids restant au moment considéré,  $a$  le taux p. 100 du corps étudié dans le mélange,  $U$  le même taux p. 100 dans les liquides recueillis, il est clair qu'on a à chaque instant :

$$Pa = (P - dP)(a - da) + dPU$$

$$\text{d'où :} \quad U = a + P \frac{da}{dP}.$$

Nous voyons donc que la valeur de  $U$ , c'est-à-dire le titre des vapeurs s'obtient de suite par la détermination du coefficient angulaire de la tangente à la courbe d'épuisement, et qu'autant on a de courbes d'épuisement permettant de trouver dans le liquide la même valeur de  $a$ , autant on aura de vérifications. La valeur de  $U$  peut donc être déterminée avec une très grande précision : naturellement on doit donner au coefficient angulaire de la tangente, non seulement sa valeur absolue, mais son signe algébrique.

C'est par cette méthode, en principe très simple, en réalité très longue, que j'ai déterminé la composition des

vapeurs émises par les mélanges d'eau et d'alcool, d'eau et des premiers acides de la série grasse.

On obtient, en réunissant par une courbe les diverses valeurs de  $U$ , un tracé qui n'affecte généralement pas l'allure d'une courbe géométrique simple, mais qui, une fois construite, est parfaitement suffisante pour tous les besoins.

Cela fait, et en possession de cette courbe, nous pouvons déterminer comment se fait l'épuisement par la distillation simple et à l'abri du rayonnement.

Appelons en effet  $p$  le poids du mélange à un moment déterminé (le poids initial étant 1000),  $t$  le taux p. 100 en poids en ce moment, du liquide à distiller, l'alcool aqueux par exemple,  $U$  le taux p. 100 en poids du même corps dans la vapeur; supposons que nous poursuivions la distillation pendant un temps infiniment petit, et que nous dégagions un volume  $dp$  de vapeur, nous aurons la relation évidente :

$$pt = dp \left( U - \frac{dU}{2} \right) + (p - dp)(t - dt)$$

d'où, négligeant les différentielles de second ordre :

$$Udp - tdp = p dt$$

et repassant aux intégrales définies :

$$\log \text{ nép } \frac{p}{1000} = - \int_t^T \frac{dt}{U-t}$$

$T$  représentant le taux p. 100 en poids de notre liquide dans le mélange initial pris pour 1000.

Il nous suffit donc de construire la courbe ayant pour abscisses les valeurs successives de  $t$ , pour ordonnées les valeurs correspondantes de  $\frac{1}{U-t}$  (table XIII), que nous déduirons de notre relation empirique, et de faire

la quadrature de notre segment de courbe pour obtenir la valeur du logarithme cherché (fig. 7).

Il est clair que rien n'empêche de faire la même opération dans un appareil exposé au contact de l'air, et

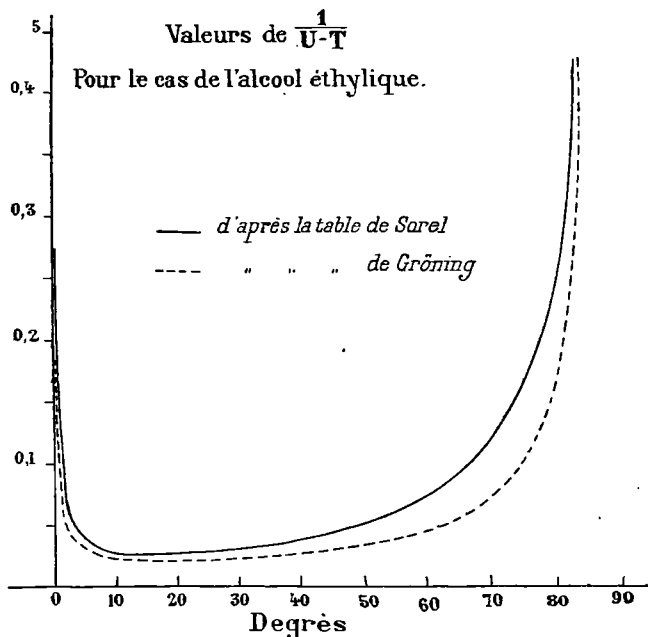


Fig. 7.

que, si l'on opère toujours avec le même appareil et la même vitesse de travail, on arrivera à des valeurs de  $U'$  différentes des précédentes, mais sensiblement constantes pour une même valeur de  $t$ .

Pour des corps passant à la distillation plus vite que l'eau,  $U'$  sera plus grand que  $U$ , d'où  $\frac{1}{U'-t} < \frac{1}{U-t}$ ; en d'autres termes, pour épuiser jusqu'à un degré donné, il faudra distiller moins de liquide dans le second cas que dans le premier, ou plutôt on recueillera moins de distillat.



En d'autres termes, un petit alambic donnera de l'alcool plus fort qu'un gros alambic de même forme. — Avec un alambic donné on obtiendra de l'alcool d'autant plus fort qu'on poussera moins le feu.

L'aspect de la courbe montre qu'il est fort erroné d'admettre qu'en distillant toujours la moitié du volume des moûts, on en extrait tout l'alcool : tantôt c'est trop, tantôt pas assez ; la courbe montre aussi que, les titres bas une fois atteints, l'épuisement se fait avec une grande lenteur.

Remarquons enfin que la valeur  $\frac{P}{1000}$  dépendant uniquement de la succession des valeurs de  $\frac{1}{U-t}$  et non de la volatilité spécifique du corps considéré, ce ne sera pas forcément celui-ci qui partira le plus vite.

C'est ce que montre bien le tableau suivant emprunté à M. Duclaux.

Ce savant, en opérant dans une cornue, il est vrai exposée au rayonnement, a trouvé pour loi de la distillation des premiers alcools de la série grasse, dans certaines limites, la loi :

$$\frac{da}{de} = m \frac{a}{a+e}.$$

Les valeurs de  $m$  sont, d'après M. Duclaux :

10,9 pour l'alcool méthylique, $\text{CH}^4\text{O}$ Point d'ébullition $66^{\circ},3$ .	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Jusqu'à ce que le liquide à distiller titre 30 p. 100; le liquide distillé titre alors 96-97 p. 100, et l'ébullition se produit à } 75^{\circ}. \end{array} \right.$
15,4 pour l'alcool éthylique, $\text{C}^2\text{H}^6\text{O}$ . Point d'ébullition $78^{\circ},05$ .	
20,9 pour l'alcool isopropylique, $\text{C}^3\text{H}^8\text{O}$ . Point d'ébullition $83^{\circ},83$ .	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Jusqu'à ce que le liquide à distiller titre 25 p. 100; le produit recueilli titre alors 80 p. 100, et l'ébullition se produit à } 87^{\circ}. \end{array} \right.$

41,5 pour l'alcool butylique, C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O.	Jusqu'à ce que le liquide traité titre 4 p. 100; le liquide recueilli titre alors 61 p. 100. Pour de plus grandes richesses, le titre devient constant et égal à 71 p. 100, et l'ébullition se produit à 90°5.
Point d'ébullition 108°.	
49,6 pour l'alcool amylique, C <sup>6</sup> H <sup>12</sup> O.	Jusqu'à ce que le liquide à distiller titre 1,6 p. 100. Pour de plus grandes richesses le titre se fixe à 56 p. 100, et l'ébullition se produit à 93°.
Point d'ébullition 132°.	
61 pour l'alcool caprylique, C <sup>7</sup> H <sup>14</sup> O.	Jusqu'à ce que le liquide à distiller titre $\frac{1}{400}$ . Pour des richesses plus grandes, on obtient un liquide de composition constante, titrant 27 p. 100 et passant à 98°.
Point d'ébullition 158°.	

Le tableau suivant, emprunté au même auteur, montre qu'en thèse générale, même en recourant à la distillation dans une cornue exposée à l'air, on ne peut compter faire un dosage exact d'alcool éthylique en ne recueillant que la moitié du produit si le liquide titre plus de 5 p. 100 d'alcool; que pour les vins il faut recueillir au moins les 0,6.

*Taux p. 100 recueillis dans chaque dixième successif du produit distillé.*

## ALCOOL MÉTHYLIQUE

DIXIÈMES recueillis.	TITRE INITIAL EN VOLUME					
	5 p. 100	10 p. 100	20 p. 100	34 p. 100	45 p. 100	60 p. 100
1	54 p. 100	51 p. 100	30 p. 100	25 p. 100	20,5 p. 100	14,9 p. 100
2	26	26	29	25	19,5	14,9
3	12	14,5	10	20	19	14,5
4	6	3	3,5	17	17	14,2
5	2	1,5	1,5	8,5	13,5	13,6
6	»	0,5	1	3	6	12,4
7	»	0,5	0,5	1	1,7	9,9
8	»	»	0,5	0,5	0,6	4,7
9	»	»	»	»	0,2	0,5
10	»	»	»	»	»	0,4

## ALCOOL ÉTHYLIQUE

DIXIÈMES recueillis.	TITRE INITIAL EN VOLUMES							
	2 p. 100	5 p. 100	10 p. 100	15 p. 100	20 p. 100	30 p. 100	40 p. 100	50 p. 100
1	77p.100	68p.100	56p.100	47p.100	37p.100	29p.100	22p.100	18p.100
2	20	26,5	32	35	33	27	21,5	18
3	2	5	9	14	22,5	23	20,5	18
4	1	0,5	1,5	3	6	15,5	19	17,5
5	»	»	1	0,5	0,5	4,5	14	16
6	»	»	0,5	0,5	0,5	0,7	2	11
7	»	»	»	»	0,5	0,3	0,6	1
8	»	»	»	»	»	»	0,4	0,3
9	»	»	»	»	»	»	»	0,2
10	»	»	»	»	»	»	»	»

Sous les réserves faites ci-dessus, ces nombres montrent comment varie le rapport  $\frac{P}{1000}$ . Dans un appareil à l'abri du rayonnement, ce rapport serait sensiblement plus grand, ou, si l'on veut, l'épuisement moins rapide.

*Cas d'un mélange de trois liquides.* — Nous avons vu que, si un corps volatil soluble dans le mélange de deux autres n'existe qu'en petite quantité dans ce mélange, on peut poser avec une exactitude suffisante la relation  $\sigma = ks$ , dans laquelle  $\sigma$  représente la teneur du corps considéré dans la vapeur,  $s$  la teneur du corps considéré dans le liquide, et  $k$  un coefficient expérimental.

Or  $K$  variant, comme nous l'avons vu, d'une façon très notable, avec la concentration du liquide alcoolique, et en sens inverse de cette concentration, nous pouvons bien prévoir *a priori* si, au début, notre corps se dégagera rapidement ou se concentrera, mais rien ne nous indique avec quelle vitesse cela se produira, ni surtout quelle quantité il faudra distiller pour ramener le taux initial à une valeur donnée.

Nous pouvons y arriver de la façon suivante, si nous connaissons la relation entre  $U$  et  $t$ , à condition que la quantité du troisième corps soit assez petite pour ne pas influencer sur la valeur de  $U$ .

Appelons, comme ci-dessus,  $p$  le poids de liquide restant dans notre appareil à un moment donné de la distillation, et distillons un volume infiniment petit  $dp$ ; la richesse en matière dissoute diminuera évidemment de  $ds$ , et il se sera vaporisé une quantité

$$\left(s - \frac{ds}{2}\right) k dp \Big|_{d'v} ps = (p - dp)(s - ds) + k.dp \left(s - \frac{ds}{2}\right)$$

d'où :

$$(k - 1) s dp = p ds$$

ou :

$$\frac{dp}{p} = \frac{ds}{(k - 1)s}$$

or, nous avons vu que :

$$\frac{dp}{p} = \frac{dt}{U - t}$$

done :

$$\frac{ds}{(k - 1)s} = \frac{dt}{U - t}$$

d'où :

$$\log \text{ nép } \frac{s}{s_0} = - \int_t^T \frac{(k - 1) dt}{U - t}.$$

Si donc nous avons déterminé expérimentalement les valeurs de  $U$  et de  $k$  en fonction de  $t$ , et construit la courbe  $y = \frac{1}{U - t}$ , il nous suffira de multiplier chaque ordonnée par la valeur correspondante de  $k - 1$  pour obtenir par quadrature la solution du problème (fig. 8).

Une fois que cette quadrature nous aura indiqué la

chute de degré nécessaire pour passer du titre  $S$  au titre  $s$ , la quadrature de la courbe  $y = \frac{I}{U - t}$  fera

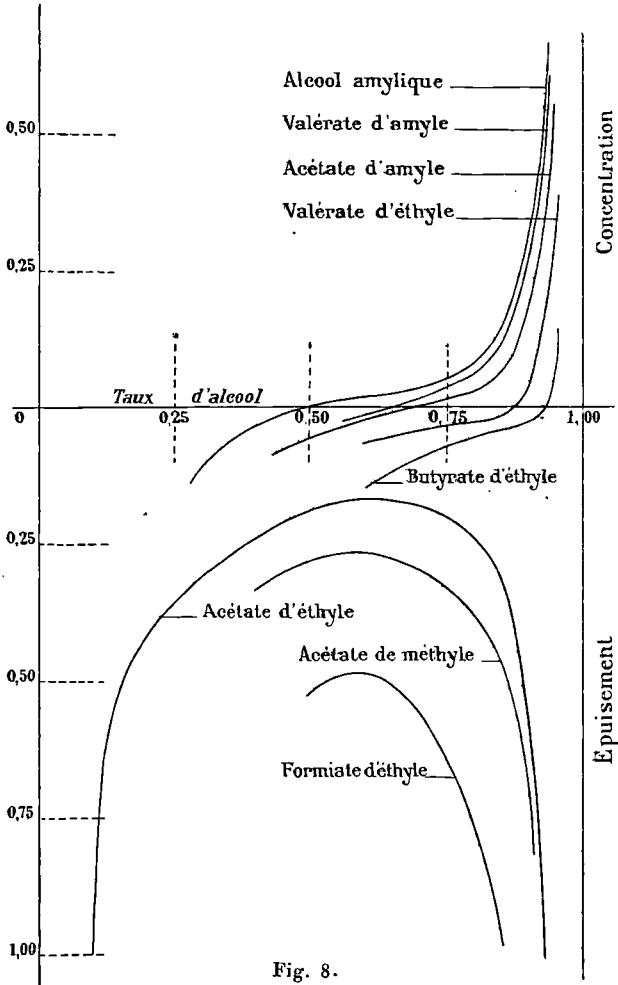


Fig. 8.

connaître la quantité à distiller pour passer d'un titre à l'autre.

Tant que  $k$  est plus grand que l'unité, la courbe étu-

diée se trouve tout entière au-dessous de l'axe des abscisses ; en d'autres termes la valeur de  $\text{Log. nép. } \frac{s}{S}$  est négative,  $s$  est donc plus petit que  $S$ , c'est-à-dire que l'impureté considérée s'accumule dans les premiers produits distillés, dans les têtes ; l'inverse a lieu si  $k$  est plus petit que l'unité, alors l'impureté s'accumule dans le résidu de distillation et ne passe que faiblement dans le distillat ; mais la figure nous montre que pour la plupart des impuretés le signe de  $k - 1$  peut varier avec le titre ; de négative la valeur de  $k - 1$  devient positive pour les titres faibles de la solution alcoolique : c'est-à-dire que les impuretés de *queue* peuvent devenir impuretés de *tête*.

C'est ce qui se présente, par exemple, dans la distillation des vins à l'alambic ordinaire. Dans l'opération où l'on traite directement le vin, le titre initial est faible et les impuretés de toute sorte passent à la distillation, et donnent aux brouillis leur aspect laiteux caractéristique.

Dans la *seconde chauffe* ou *repassé*, on part de titres plus élevés ; les impuretés pour lesquelles  $k - 1$  est toujours positif passent dans les premières parties d'alcool et constituent les *têtes*, puis leur taux s'abaisse rapidement, tandis que le titre est assez élevé pour ne laisser passer que de très petites quantités des autres impuretés, juste pour donner au liquide distillé son arôme caractéristique ; enfin le titre s'abaisse assez pour que les dernières impuretés passent en queue dans les *petites eaux*, en même temps que les matières aromatiques devenues insolubles dans l'eau : aussi ces petites eaux une fois éclaircies, sont-elles souvent employées pour les coupages.

Pour la même raison, on distille souvent avec l'eau les lies, afin d'obtenir un brouillis très chargé de matières aromatiques qui sert à donner de l'arôme aux alcools

rectifiés de l'industrie, ramenés par coupage à un degré convenable.

Dans la distillation continue les choses se passent autrement ; naturellement les corps de tête de la distillation simple passent constamment avec l'alcool, en même temps qu'une petite partie des corps de queue. Le restant de ceux-ci reste en dissolution dans le liquide alcoolique qui descend dans l'appareil de distillation : mais à mesure que le titre alcoolique diminue, la valeur de  $k$  augmente, les impuretés de queue sont donc entraînées vers la partie supérieure où elles se dissolvent dans l'eau alcoolisée plus forte et en augmentent la teneur ; il passe donc à titre égal du liquide distillé plus de ces impuretés de queue que dans la distillation simple ; enfin certaines impuretés, comme les matières aromatiques, sont très solubles dans l'eau alcoolisé, et sont donc retenues en grande partie : il est vrai qu'elles se précipitent dans l'eau très faible qui garnit les dernières parties de l'appareil continu, mais elles sont retenues dans les parties antérieures et ne passent qu'en très faible quantité dans le distillat. Elles s'accumulent donc dans les vinasses. On peut, il est vrai, les récupérer en partie par une prise de vapeur pratiquée sur les dernières parties de l'appareil. On utilise parfois aussi les vinasses, comme nous l'avons vu, à étendre de l'alcool rectifié industriel, et obtenir par distillation un produit aromatisé.

Somme toute, à part leur degré, les produits alcooliques, obtenus par distillation continue, se rapprochent plus des brouillis que des véritables eaux-de-vie : la distillation continue peut néanmoins s'appliquer aux matières premières de peu de valeur ; elle donne également un moyen économique d'extraire l'alcool destiné à une deuxième distillation.

## CHAPITRE V

### CONDENSATION. D'UN MÉLANGE DE VAPEURS

Dans l'étude que nous avons faite précédemment sur le condenseur et le réfrigérant, nous n'avons fait intervenir qu'une masse homogène de vapeurs ; nous sommes maintenant à même de faire l'étude de la condensation progressive d'un mélange de plusieurs vapeurs. Nous suivrons ici la même marche que dans le cas de la distillation de liquides mixtes.

*Les produits de la condensation constituent deux liquides insolubles l'un dans l'autre.* — Nous avons vu que si l'on fait passer la vapeur d'un des liquides à travers l'autre liquide, celui-ci est porté à l'ébullition à une température inférieure à sa température d'ébullition propre, et fournit un mélange de vapeurs tel que la somme des tensions propres à chaque liquide pour cette température est égale à la pression extérieure, et que l'on a la relation :

$$\frac{g}{G} = \frac{mt}{MT}.$$

Dirigeons ce mélange limite dans un condenseur tel qu'une partie des vapeurs échappe à la condensation, par exemple dans un tube à boules de Lebel et Henniger, employé dans les laboratoires pour les distillations fractionnées. Tant que le liquide de la boule supérieure bouillira, nous constaterons que le rapport entre les



liquides condensés obéira à la loi ci-dessus : on n'aura fait que condenser une quantité plus ou moins grande de vapeur, mais on n'aura produit aucune séparation.

C'est ainsi qu'en faisant passer de la vapeur d'eau au sein d'une couche de benzine, on obtient un mélange de vapeurs contenant 8 parties d'eau pour 100 de benzine. Notre mélange soumis à la condensation dans un tube à boules, nous fournira exactement le même mélange, en moindre quantité, il est vrai.

Dans les mêmes conditions, un mélange de 100 parties d'eau et 18 de naphtaline passera sans altération.

Mais nous avons vu que cette relation ne peut être réalisée que dans certains cas spéciaux, parce qu'elle représente un état d'équilibre instable. En règle générale on pourra seulement dire que le mélange de vapeurs est à une température inférieure à celle où bouillirait le corps le moins volatil, température qui peut parfaitement être également inférieure à la température normale d'ébullition du corps le plus volatil.

Considérons, pour fixer les idées, un mélange analogue à celui qu'on obtient en faisant passer des huiles lourdes de houille ayant servi à laver les gaz d'un four à coke, dans un appareil de distillation continue où elles sont soumises à l'action d'un courant de vapeur d'eau en excès. Supposons que le mélange soit constitué par vapeur d'eau et vapeurs de benzine, de toluène, de naphtaline, et possède une température de 98° centigrades, c'est-à-dire précisément la température minima du mélange bouillant de naphtaline et d'eau. Soumettons ce mélange au refroidissement dans un condenseur à grande surface maintenu intérieurement à la température de 82°, et rappelons-nous que le mélange limite d'eau et naphtaline passe à la température de 98°, celui d'eau et toluène à 80°, celui d'eau et de benzine à 67° centigrades.

Les mélanges limites eau et toluène, eau et benzine, ne

pourront se condenser, tandis que le mélange eau et naphthaline passera à l'état liquide et pourra être extrait ; il n'en restera, dans le fluide aériforme mixte, qu'une quantité relativement faible qui pourra être déterminée par la loi des mélanges de vapeurs si nous connaissons les tensions des divers composants à 82°. La naphthaline condensée entraînera par solubilité un peu des deux autres carbures ; mais nous apprendrons plus loin à les éliminer.

Toute la naphthaline et toute l'eau condensables à 82° étant éliminées, on pourra envoyer les vapeurs dans un second condenseur, à 70°, par exemple ; là, une nouvelle quantité d'eau et de naphthaline se liquéfiera, mais aussi nous condenserons, en même temps que de l'eau, la plus grande partie du toluène, tandis que toute la benzine restera à l'état de vapeur, sauf la petite quantité dissoute dans la naphthaline et le toluène condensés. Enfin si nous refroidissons au-dessous de 67°, le restant de l'eau et la benzine se condenseront.

*Les produits de la condensation sont entièrement solubles l'un dans l'autre.* — Nous reprendrons ici l'inverse du raisonnement fait au sujet de la distillation de tels liquides.

Imaginons une vapeur saturée, sous la pression extérieure, enfermée dans un vase constitué par des parois solides et un piston parfaitement mobile, maintenu à une température constante, et poussons le piston vers le fond du vase. Une partie de la vapeur se condensera, et pour qu'un nouvel équilibre stable se réalise il faudra que la nouvelle tension  $t'$  soit égale ou supérieure à la tension primitive  $t$ .

Supposons qu'à température constante la tension croisse avec le titre  $p$  d'un des deux liquides ; de la relation  $t' > t$  nous déduirons  $p' > p$  (fig. 9).

Considérons un mélange d'eau et d'alcool éthylique. Appelons  $A$  le poids d'alcool,  $E$  le poids d'eau liquide en présence de notre vapeur saturée lorsque la pression est  $p$

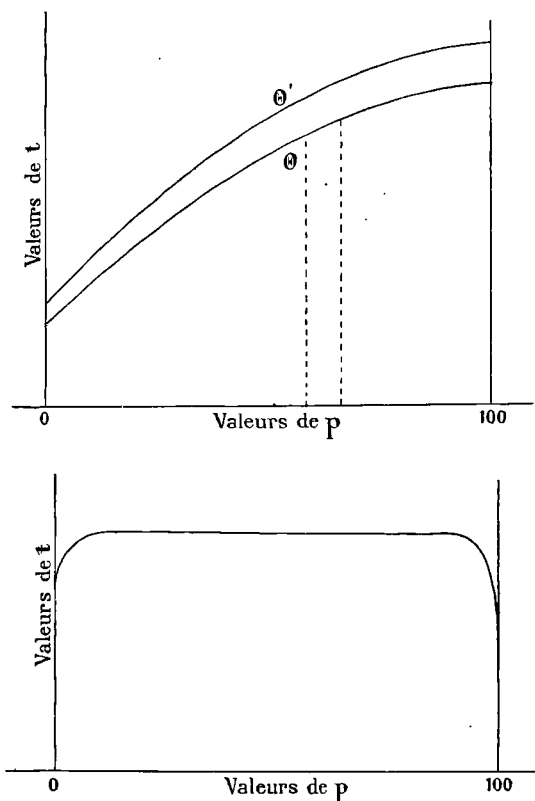


Fig. 9.

pour la température  $\theta_1$ , lorsque la pression sera devenue  $p'$ , nous aurons dans le liquide les quantités  $A + a$  d'eau,  $E + e$  d'alcool, et, d'après ce qui vient d'être dit, nous aurons :

$$\frac{E + e}{A + E + a + e} > \frac{E}{A + E}$$

dans le cas du mélange mentionné, nous aurons donc :

$$\frac{e}{a+e} > \frac{E}{A+E}$$

le liquide condensé ira donc en s'enrichissant à température constante à mesure que la condensation fera des progrès.

Si, au lieu de condenser à température constante, nous opérons sous pression constante en refroidissant progressivement le mélange de vapeurs, le tracé nous montre que le rapport  $\frac{E}{A+E}$  va encore en croissant, et si nous séparons les produits condensés à mesure qu'ils se forment, nous aurons des liquides de plus en plus riches. La richesse s'accroîtra d'autant plus vite que les courbes représentatives de la fonction  $p = \varphi(t, \theta)$  seront plus rapprochées de la verticale. En particulier dans le cas de l'alcool l'enrichissement deviendra d'autant plus lent que la température sera plus basse ou le titre plus élevé.

Inversement, si l'allure des courbes est telle qu'à température constante  $t$  diminue quand  $p$  augmente, nous arriverons évidemment au résultat contraire; le liquide condensé ira en s'appauvrissant à mesure que la condensation se produit, soit à température constante, soit sous pression constante.

Si la courbe présente un maximum, nous serons dans le premier cas tant que la courbe sera ascendante, dans le second cas sur la branche descendante : nous serons donc toujours amenés à passer par le maximum pour lequel  $\frac{e}{a+e} = \frac{E}{A+E}$ , c'est-à-dire que, finalement, la composition des parties condensées sera constante et égale à la composition des vapeurs restantes.

Enfin, nous avons vu qu'une classe assez nombreuse

de mélanges présente cette particularité que, pour chaque valeur de  $\theta$  la valeur de  $t$  est plus élevée que les tensions des deux corps constituants, et reste constants entre deux valeurs assez éloignées de  $p$  : il est évident que la condensation à température constante nous donnera un produit de titre constant et indépendant de  $p$  entre deux limites souvent fort éloignées : le produit condensé dépendra du titre du liquide en contact avec les vapeurs au début.

Pour ces mélanges, la condensation sous pression constante donnera le même produit que la température constante.

D'un côté de l'horizontale, la courbe des tensions ira en s'élevant, de l'autre en s'abaissant. Nous arriverons donc toujours d'un côté par enrichissement progressif des liquides condensés, de l'autre par appauvrissement progressif à la branche horizontale nous donnant un produit de condensation de composition constante, mais les produits différeront d'un cas à l'autre.

Enfin si nous partons d'un point quelconque de la partie horizontale des tensions, et si nous diminuons progressivement la température, la tension diminuera; nous arriverons, pour chaque point de la courbe, à une composition constante, mais dépendant du point de départ. :

*Les produits condensés ne sont que partiellement solubles l'un dans l'autre.* — Dans ce cas assez fréquent, le résultat de la condensation est d'abord une émulsion qui se sépare plus ou moins vite en deux couches superposées dont la quantité relative varie avec la température des liquides recueillis. Nous avons vu que la tension de vapeur des deux couches est la même et indépendante des proportions des deux couches. Si donc on a déterminé pour chaque température, la composition de tels

mélanges saturés, on pourra déterminer inversement la composition des liquides condensés.

**Fonctionnement du condenseur.**— Revenons maintenant au cas le plus fréquent, celui où la tension de vapeur d'un mélange de deux liquides solubles l'un dans l'autre, en toutes proportions, croît, à température constante, avec la richesse du mélange, et proposons-nous de déterminer la relation qui existe entre les vapeurs génératrices, les produits condensés et les vapeurs restantes, si la condensation n'est pas complète. Nous aurons souvent à rencontrer ce cas dans la pratique.

Dans cette étude nous supposons, pour plus de simplicité, que la vapeur qui pénètre dans le condenseur a une richesse constante, comme cela se présente quand elle provient d'un appareil continu de distillation.

Appelons B le poids des vapeurs au titre  $b$  qui pénètrent par unité de temps dans le condenseur,  $\lambda_b$  la chaleur totale depuis  $0^\circ$  (alcool et eau), possédée par ces vapeurs; E le poids des vapeurs non condensées pendant le même temps,  $e$  leur titre,  $\lambda_e$  leur chaleur totale, A le poids du mélange condensé,  $a$  son titre,  $C_a$  sa chaleur totale depuis  $0^\circ$ , R la chaleur cédée au condenseur par unité de poids des vapeurs non condensées.

Nous avons les trois équations évidentes suivantes :

$$B = A + E$$

$$Bb = Aa + Ee$$

$$B\lambda_b = A C_a + E (R + \lambda_e)$$

d'où

$$\frac{R + \lambda_e - \lambda_b}{e - b} = \frac{\lambda_b - C_a}{b - a} = \frac{R + \lambda_e - C_a}{e - a}$$

$$R + \lambda_e = C_a + \frac{(e - a)(\lambda_b - C_a)}{b - a}$$

Si nous appelons  $\alpha$  le rapport  $\frac{A}{B}$  nous avons :

$$\alpha = \frac{e - b}{e - a} = \frac{R + \lambda_c - \lambda_b}{R + \lambda_c - C_a}.$$

Or,  $R + \lambda_c$  représente la chaleur enlevée à l'appareil distillatoire par les vapeurs, nous devons donc chercher le minimum de  $R$ ,  $e$  restant constant.  $R$  sera d'autant plus grand que  $b$  sera plus petit et  $a$  plus grand; on doit donc, quand c'est possible, et si aucune condition de marche de l'appareil ne s'y oppose, s'attacher à rendre les rétrogradations du condenseur très pauvres; elles seront toutefois toujours plus riches que le liquide générateur des vapeurs au titre  $b$ .

De même  $C_a$  devra être le plus grand possible: toutefois, la température des condensations sera toujours inférieure à la température d'ébullition du liquide engendrant des vapeurs au titre  $b$ .

Par suite, pour les degrés moyens ou faibles du liquide distillé, où la différence entre  $b$  et  $a$  pourrait être grande, le constructeur doit adopter un dispositif tel que les produits condensés rétrogradent lentement et méthodiquement de façon à prendre une température et un titre aussi voisins que possible de ceux du liquide qui a fourni les vapeurs.

Prenons quelques exemples. (Voir le tableau des pages 134, 135.)

ALCOOL à l'éprouvette.			ALCOOL GÉNÉRATEUR				ALCOOL CONDENSÉ				R + $\lambda_0$	R	$\alpha$
Degré	Titre pondéral.	$\lambda_0$	Degré	Titre pondéral.	Température d'ébullition.	Titre pondéral des vapeurs.	$\lambda_0$	Degré	Titre pondéral.	Température.			
97°	95,35 o/o	281,4	96° 8	95,07 o/o	78°,63	95,23	282,4	96° 9	95,21 o/o	70°	50,4	1 343	0,86
			96° 6	94,75	78°,64	94,98	282,4	96° 8	95,08	70°	50,4	impossible	»
			»	»	»	»	»	96° 7	94,92	70°	50,3	1 481	0,86
			96° 4	94,42	78°,65	94,70	284,1	96° 5	94,6	70°	50,7	1 753	0,86
			96° 2	94,16	78°,68	94,40	285	96° 3	94,29	70°	50,8	2 306	0,89
			96°	93,89	78°,68	94,16	285,5	96° 1	94,03	70°	51,37	2 376	0,90
96°	93,89	286,3	95° 2	»	»	93,9	»	»	»	»	»	impossible	»
			95° 6	93,30	78°,70	93,67	287,1	95° 8	93,60	70°	51,4	1 028	0,76
			95° 3	92,86	78°,72	93,30	288,3	95° 6	93,02	70°	51,6	787	0,63
95°	92,46	291	93° 6	90,50	78°,86	91,39	297,6	93° 8	90,74	70°	53,1	689	0,62
			93°	89,70	78°,90	90,74	307	93° 4	90,22	70°	53,1	1 127	0,76
			92° 5	89,04	78°,94	90,39	332,4	93° 2	89,96	70°	53,2	868	0,69
			»	»	»	»	»	92° 7	89,37	70°	53,3	899	0,67
			85° 5	80,11	79°,45	84,85	323	93°	89,70	70°	53,3	1 170	0,75
90°	85,76	320	»	»	»	»	»	86°	80,70	60°	47,6	381	0,15
			»	»	»	»	»	87° 5	82,58	60°	47	434	0,28
			»	»	»	»	»	»	»	»	»	»	»



80°	73,58	79°,92	81,31	336,3	81°	74,75	60°	49,5	530	210	0,40
"	"	"	"	"	83°	77,18	60°	48,8	646	326	0,52
"	"	"	"	"	85°	79,50	60°	48	I 039	719	0,71
75°	67,93	80°,34	78,45	347,2	80°	13,58	60°	49,9	793	473	0,60
"	"	"	"	"	81°,75	75,65	60°	49,4	I 121	801	0,72
"	"	"	"	"	82°,50	76,57	60°	48,9	I 350	I 030	0,79
70°	62,49	80°,80	75,79	357,2	75°	67,93	60°	51,3	745	415	0,61
"	"	"	"	"	77°,5	70,74	60°	50,5	961	641	0,73
80°	73,58	81°,70	71,50	373,5	70°	62,49	60°	52,33	448	82	0,18
"	"	82°,25	69,65	380,6	70°	62,49	60°	52,33	561	195	0,35
"	"	82°,82	67,88	389,7	70°	62,49	60°	52,33	747	381	0,57
"	"	84°,08	64,60	400,8	63°	57,25	60°	53,33	825	459	0,56
15°	12,18	90°,30	53,70	447,2	20°	16,28	80°	84,06	640	274	0,34
13°	10,51	91°,12	50,07	460,9	15°	12,18	90°	98,25	686	320	0,38
10°	8,05	92°,70	43,47	485,6	13°	10,51	90°	98,9	638	472	0,49
7°	5,62	94°,47	35,71	514,7	10°	8,05	90°	99	I 084	718	0,58
70°	63,03	90°,20	53,70	447,2	17°	13,80	90°	97,53	529	120	0,19
"	"	91°,12	50,07	460,9	15°	12,18	90°	98,25	642	233	0,25
"	"	92°,70	43,47	485,6	13°	10,51	90°	98,9	715	306	0,37
"	"	94°,47	35,71	514,7	10°	8,05	90°	99 0	926	517	0,49
5°	4	95°,90	29,62	537,5	7°	5,62	90°	98,9	I 147	738	0,75
60°	52,20	92°,70	43,47	485,6	13°	10,51	90°	98,9	587	134	0,21
"	"	94°,47	35,71	514,7	10°	8,05	90°	99	762	309	0,37
"	"	95°,90	29,62	537,5	7°	5,62	90°	98,9	950	497	0,48
3°	2,39	97°,40	20,60	570,3	5°	4	90°	98,29	I 467	I 014	0,65
50°	42,52	94°,47	35,71	514,7	10°	8,05	90°	99	617	128	0,19
"	"	95°,20	29,62	537,5	7°	5,62	90°	98,9	773	284	0,35
"	"	97°,40	20,60	570,3	5°	4	90°	98,29	I 165	676	0,57
1°	0,80	99°	7,96	610,3	3°	2,39	95°	103,4	4 407	3 918	0,86

*Condensation d'un mélange de plusieurs vapeurs.* — De même que la solubilité réciproque des corps les uns dans les autres nous force à recourir à l'expérience pour fixer la loi de la distillation dans chaque cas particulier, de même nous ne pouvons dire rien de général au point de vue de la condensation d'un mélange de plusieurs vapeurs.

Il est cependant un cas fort intéressant, celui où l'une des vapeurs ne représente qu'une quantité très faible vis-à-vis du poids des autres constituants. Nous avons vu que l'on peut fort approximativement poser  $\sigma = k s$  ( $\sigma$  représentant le taux en poids d'une impureté déterminée dans un kilogramme de vapeurs,  $s$  le taux dans un kilogramme du liquide générateur,  $k$  un coefficient numérique, déterminable par expérience et généralement variable avec la richesse du liquide générateur).

Examinons un cas simple qui se rencontre fréquemment dans la pratique, celui où  $k$  est constant. C'est ce qui se présente, par exemple, lorsqu'on condense de l'alcool au voisinage de son maximum de concentration.

Appelons  $P$  le poids des vapeurs soumises à la condensation,  $p = m P$  le poids condensé,  $\Sigma$  le taux initial d'une impureté,  $s_1$  le taux dans le liquide condensé,  $\sigma_1 = k s_1$  le taux dans les vapeurs non condensées. Nous aurons évidemment :

$$P\Sigma = ps_1 + (P - p) ks_1$$

d'où :

$$\begin{aligned} s_1 &= P\Sigma \times \frac{1}{p + k(P - p)} = \Sigma \frac{1}{m + k(1 - m)} \\ &= \Sigma \frac{1}{k + m(1 - k)} \end{aligned}$$

Il reste dans les vapeurs

$$(P - p) ks_1 = P\Sigma \frac{k(1 - m)}{m + k(1 - m)} = P\Sigma \frac{k(1 - m)}{k + m(1 - k)}$$

Condensons une nouvelle quantité  $p = m P$ , nous aurons :

$$(P - p) k s_1 = p s_2 + (P - 2p) k s_2$$

d'où :

$$\begin{aligned} s_2 &= \frac{k(P - p)s_1}{p + k(P - 2p)} = \frac{k(1 - m)}{k + m(1 - 2k)} s_1 \\ &= \Sigma \frac{k(1 - m)}{[k + m(1 - k)][k + m(1 - 2k)]} \end{aligned}$$

D'une façon générale nous aurons :

$$s_n = s_{n-1} \frac{k[1 - (n-1)m]}{k + m(1 - nk)}$$

D'où nous déduisons :

$$\frac{s_n - s_{n-1}}{s_{n-1}} = \frac{m(k-1)}{k + m(1 - nk)}$$

Le dénominateur ne peut être négatif, car il faudrait que  $1 - mn$  fût négatif, ce qui est impossible ; donc le taux d'impuretés ira en croissant dans les produits de condensation, et par suite dans les vapeurs non condensées tant que  $k$  sera plus grand que l'unité. Il ira en décroissant dans le cas contraire, et il n'y aura ni gain ni perte à faire la condensation fractionnée si  $k$  est égal à l'unité.

D'autre part, si nous comparons le taux d'impuretés dans les vapeurs restant après  $n$  condensations au taux qu'on eût constaté en condensant d'un seul coup  $n m P$ , nous constaterons que la différence est en faveur de la condensation fractionnée, c'est-à-dire que si  $k$  est plus grand que l'unité, les premières parties recueillies sont peu chargées de l'impureté considérée et que les vapeurs ayant échappé à la condensation en sont très chargées. Inversement, si  $k$  est notablement plus petit que l'unité, l'impureté correspondante domine dans les premiers produits condensés et n'existe qu'en très faible quantité

dans les vapeurs finales. Il y a donc là un moyen de séparation qui peut devenir pratique dans certains cas. Naturellement ceci suppose qu'on expulse les condensations à mesure qu'elles se produisent.

Supposons notre condenseur divisé en 10 parties d'activité égale, et reprenons les conditions ci-dessus ; nous avons :

NUMÉROS des condenseurs.	$\frac{\sigma_n}{\Sigma}$					$\frac{s_n}{\Sigma}$				
	K=5	K=2	K=1	K=0,5	K=0,2	K=5	K=2	K=1	K=0,5	K=0,2
1	1,064	1,039	1	0,930	0,769	0,213	0,520	1	1,860	3,855
2	1,132	1,083	1	0,860	0,581	0,226	0,541	1	1,720	2,905
3	1,229	1,132	1	0,789	0,429	0,246	0,566	1	1,578	2,145
4	1,321	1,189	1	0,719	0,309	0,264	0,595	1	1,438	1,545
5	1,445	1,256	1	0,649	0,216	0,289	0,628	1	1,298	1,080
6	1,598	1,336	1	0,579	0,146	0,319	0,668	1	1,158	0,730
7	1,794	1,434	1	0,509	0,094	0,359	0,717	1	1,018	0,470
8	2,052	1,557	1	0,439	0,057	0,410	0,779	1	0,978	0,285
9	2,414	1,718	1	0,369	0,032	0,483	0,859	1	0,738	0,160
10	2,960	1,942	1	0,300	0,017	0,592	0,971	1	0,600	0,085

Nous avons donc :

$$\frac{\sigma_n}{\Sigma} = 1,185 \mid 1,214 \mid 1 \mid 0,926 \mid 0,688 \mid$$

Cette disposition active donc le départ des têtes et ralentit l'arrivée des queues au réfrigérant, l'appareil devient donc un auxiliaire utile.

Appelons  $s_a$  les reflux des cinq premiers condenseurs,  $s_b$  les reflux des cinq derniers ; nous aurons pour titres moyens

	K=5	K=2	K=1	K=0,5	K=0,2
$\frac{s_a}{\Sigma}$	0,248	0,570	1	1,579	2,306
$\frac{s_b}{\Sigma}$	0,433	0,799	1	0,898	0,346

Comparons les teneurs de ces reflux à celles du condenseur ordinaire, nous trouvons :

$\frac{s_a}{s}$	0,496	0,711	1	1,385	1,845
$\frac{s_b}{s}$	0,866	0,999	1	0,787	0,269

La répartition des impuretés montre qu'on pourrait revenir à une vieille disposition en la modifiant. Au lieu de renvoyer, comme on le fait actuellement, tous les reflux en bloc au plateau supérieur du rectificateur, on pourrait relever celui-ci de cinq ou six plateaux, envoyer  $s_b$  à la nouvelle tête de la colonne, et  $s_a$  à l'ancienne tête ; on hâterait ainsi le départ des têtes et l'on retiendrait plus longtemps les queues.

J'ai appliqué ce procédé à la condensation à haute température des produits provenant d'un petit rectificateur de laboratoire, la séparation des corps de tête s'est bien faite, mais j'ai toujours trouvé des corps de queue dans les premiers compartiments. Nous devons donc admettre même au début de l'opération qu'il passe des corps caractérisés par  $K < 1$ .

Nous avons supposé, dans ce qui précède, qu'il n'y a en présence que des vapeurs et un liquide provenant de leur condensation progressive ; mais rien n'empêche de mélanger d'avance aux vapeurs un gaz inerte, de façon à augmenter le volume de celles-ci ; comme à température égale  $K$  restera le même, tout se passera comme si le poids de l'atmosphère de vapeurs était augmenté par rapport au poids des produits condensés, c'est-à-dire comme si on diminuait  $m$ . On éliminera facilement ainsi des produits condensés une plus grande quantité des impuretés très volatiles et de celles dont le coefficient  $K$  est voisin de l'unité tout en lui restant supérieur ; par contre, il y aura plus de difficultés pour retenir les corps pour lesquels le coefficient  $K$  est inférieur à l'unité, mais

très voisin de celle-ci. Il est vrai qu'on a souvent intérêt à les entraîner avec les corps de la première classe.

Le même raisonnement s'appliquera aux cas où l'on soumet les vapeurs à un refroidissement progressif, sauf que la valeur de  $K$  ira en décroissant plus ou moins vite avec la température. Si l'on ramène les condensations des parties relativement froides vers les parties plus chaudes, on pourra enlever aux produits condensés une nouvelle portion des impuretés les plus volatiles, et éliminer plus complètement celles-ci dans une petite quantité de vapeurs. Cela peut se faire soit dans un condenseur spécial comme l'a fait le constructeur Pampe, soit en renvoyant les condensations progressives dans une partie spéciale placée au-dessus de l'appareil producteur.

*Condensation d'une vapeur détendue dans un gaz.* — Nous avons, dans nombre d'applications industrielles, à condenser une vapeur plus ou moins mélangée de gaz. Ceci peut se présenter même dans certaines opérations relatives à l'industrie de l'alcool ; mais dans beaucoup d'autres nous rencontrons ce problème.

Si l'on connaît les constantes physiques du corps à condenser et la relation de ses tensions avec la température, on résoudra le problème comme plus haut, en tenant compte des calories apportées au condenseur par le gaz inerte.

Mais comme une partie de la condensation se fait à une température inférieure à celle de l'ébullition, il ne faut plus se servir des valeurs des chaleurs latentes de vaporisation relatives à la température d'ébullition. En particulier on emploiera pour l'alcool les données suivantes :

TEMPÉRATURE	CHALEUR TOTALE de vaporisation de l'alcool.	CHALEUR LATENTE de vaporisation.	
		Alcool.	Eau.
70°	265,2	216,3	557,9
80	255,2	207,9	550,9
90	256	200	543,9
100	257,3	192,3	536,9

Le problème n'est pas difficile à résoudre lorsque la vapeur est mise en présence d'un réactif non volatil avec lequel elle contracte facilement une combinaison dénuée de tension ; c'est le cas, par exemple, de la condensation des vapeurs d'ammoniaque dans l'acide sulfurique.

Mais il se complique singulièrement si le produit de la condensation est plus ou moins volatil et si, comme le plus souvent, la condensation dégage une grande quantité de chaleur.

Pour prendre un exemple bien étudié, que l'on n'aura qu'à copier dans des circonstances analogues, je présenterai rapidement l'étude de la condensation de l'acide chlorhydrique mélangé de gaz, tel qu'il s'échappe des appareils à sulfate de soude. Ce gaz forme avec l'eau une dissolution qui, dans certaines conditions, présente, comme une combinaison chimique, un point d'ébullition fixe sous la pression normale et distille alors sans changement. C'est une de ces pseudo-combinaisons dont j'ai parlé plus haut. Elle dégage au moment de sa formation une grande quantité de chaleur : en effet,  $x$  grammes HCl se dissolvant dans 1 gramme d'eau mettent en liberté  $477,5 \times x - 157x^2$  calories (Berthelot) et, comme la chaleur spécifique de la solution est 0,93 quand la densité de

la dissolution varie entre 1,05 et 1,16, on voit que l'élévation de température correspondante est exprimée par  $5,13x - 169x^2$ .

Nous trouvons ainsi par exemple :

HCl pour 100.	HCl par litre.	CALORIES GR. par gramme d'eau.	ÉLÉVATION de température.
5	gr. 53	24,8	26°,6
10	111	51	54,8
15	176	79,2	85,8
20	250	109,6	117,7

Ainsi la formation d'acide à 20 p. 100 serait capable de porter la dissolution à sa température d'ébullition : aussi la température propre du gaz à son arrivée dans l'appareil de condensation joue un faible rôle. Supposons, par exemple, que le gaz arrive à la température de 500°, il apportera par gramme  $0,18 \times 500 = 90$  calories, et, en se condensant dans 1 gramme d'eau, dégagera  $477x + 90x - 157x^2 = 567$  calories, soit 18 p. 100 en plus.

On voit donc que le refroidissement du gaz avant son arrivée au condenseur est théoriquement de peu d'importance. Toutefois si, comme nous le supposons, le corps à condenser est accompagné d'une grande quantité d'air, l'apport de calories n'est plus négligeable, et le refroidissement préalable s'impose au moins jusqu'à une certaine limite. Il ne faudrait pas, en effet, arriver à produire dans le courant gazeux, par refroidissement de la masse, des gouttelettes très fines constituant une sorte de brouillard à tension de vapeur très faible qui échapperait aux appareils de lavage et de condensation. Il faut ne refroidir



que jusqu'à une température où ce brouillard est encore incapable de se produire. Cette température minima est celle que l'on doit atteindre au point même où le liquide absorbant rencontre le courant gazeux. Elle variera donc avec les conditions de la condensation.

Pour nous en tenir à l'exemple précité, rappelons que la vapeur d'eau et la vapeur d'acide chlorhydrique en se rencontrant tendent à former un liquide ayant une tension de vapeur très inférieure à celle des constituants, comme dans la généralité des cas d'ailleurs. Ainsi, en se servant des données de Roscoë et Dittmar, le docteur Hurter a dressé la table suivante :

TEMPÉRATURE	TENSION maxima de la vapeur d'eau.	TENSION minima de HCl.	TEMPÉRATURE	TENSION maxima de la vapeur d'eau.	TENSION minima de HCl.
	mm.	mm.		mm.	mm.
0°	3,2	0,52	50°	50	7,5
5	5	0,81	60	79	11,8
10	7,2	1,16	70	130	18,6
15	9,8	1,65	80	205	28,4
20	12,8	2	90	313	42
25	16,6	2,6	100	472	60,8
30	21,0	3,3	110	676	84
40	32,8	5			

Comme dans la pratique, on ne rencontre jamais de gaz aussi riche en vapeur d'eau, il se précipite par refroidissement une grande quantité de liquide acide, fournissant un produit condensé très riche. Mais, par contre, une partie de ce précipité reste à l'état de brouillard et il est très difficile de retenir ce brouillard. De là est venue évidemment l'habitude adoptée dans de nombreuses usines allemandes de faire passer les gaz chauds dans des colonnes où ils rencontrent un peu d'eau afin d'éviter la formation de ce brouillard en augmentant artificielle-

ment la tension de la vapeur d'eau contenue dans le mélange. Plus les produits à condenser seront étendus dans un mélange inerte et chaud, plus il faudra évaporer d'eau pour se maintenir dans les conditions où ce brouillard nuisible ne peut apparaître.

Arrivons maintenant à un autre point de vue. Il est intéressant quand le résultat de la condensation a une tension de vapeur, de savoir quelle peut être sa richesse maxima, à une température donnée et pour une composition déterminée de l'atmosphère gazeuse ; cette richesse sera atteinte quand la tension maxima du corps dissous sera égale, dans les conditions de l'expérience, à la tension propre du même corps dans le courant gazeux.

Là encore, l'expérience seule peut nous guider : il faut, pour chaque température et pour chaque pression, répéter la recherche dont j'ai indiqué le principe pour la détermination de la composition des vapeurs fournies par un liquide bouillant sous la pression atmosphérique.

Dans le cas de l'acide chlorhydrique, le docteur Hurter est arrivé à la formule empirique suivante, quand la pression de l'atmosphère gazeuse est égale à 760 millimètres :

$$C = [0,3040 - 0,0016 t] P^{0,154}$$

où C représente le nombre de grammes de HCl dissous par 1 gramme d'eau,  $t$  la température du liquide, P la pression propre au gaz chlorhydrique dans le mélange gazeux exprimée en millimètres de mercure.

On trouve ainsi qu'à la température de 0° et avec du gaz chlorhydrique pur, 1 gramme d'eau peut fixer 0 gr. 822 HCl.

À 50°, sous la pression ordinaire, des gaz contenant 25 p. 100 de leur volume de HCl peuvent céder à 1 gramme d'eau 0 gr. 492 HCl, ce qui correspond à une solution à 33 p. 100 en volume.

*Condensation à chaud de M. Schloësing.* — Si la condensation d'une vapeur étendue dans un gaz inerte est relativement facile, nous avons vu qu'il n'en est plus ainsi lorsque cette vapeur a pu se réunir déjà en gouttelettes très fines suspendues dans le courant gazeux et y formant un brouillard. Pour que ces gouttelettes soient retenues, il faut, puisqu'elles n'ont qu'une tension de vapeur très faible, qu'elles s'approchent très près du corps absorbant, et, comme leur tension superficielle est d'autant plus grande, toutes choses égales d'ailleurs, que leur diamètre est plus petit, il faut qu'elles arrivent au contact immédiat du corps absorbant pour disparaître. Voilà deux conditions contradictoires, car par le fait même de leur très grande tension superficielle, elles ne peuvent mouiller ce corps. On conçoit donc que, même en étalant le corps absorbant sur des surfaces énormes ne laissant que des interstices très faibles, on est presque incapable de retenir ce brouillard pourvu qu'il soit suffisamment fin. Les appareils Pelouze employés dans les usines à gaz retiennent assez bien les goudrons et les vapeurs ammoniacales qui forment un nuage lourd et grossier, mais ils seraient incapables d'arrêter les brouillards bleuâtres tels que la fumée d'une cigarette, et, puisque cette observation se trouve sous ma plume, je ferai remarquer que la fumée grise qui s'échappe de la bouche du fumeur est incomparablement plus grossière et plus facile à retenir par un tissu que la fumée bleuâtre qui s'échappe du bout de la cigarette en ignition.

Nous avons vu, un peu plus haut, que l'on peut parfois diminuer de beaucoup la production de ce brouillard en augmentant la quantité de vapeur d'eau qui existe dans l'atmosphère gazeuse : mais naturellement au détriment de la richesse des produits condensés.

M. Th. Schloësing a su tourner la difficulté d'une façon imprévue et très originale. Puisque la formation de ce

brouillard tient à ce que, dans les conditions actuelles, le corps à retenir ne possède pas la tension de vapeur suffisante, au lieu de la lui donner en l'hydratant, on peut la lui restituer en l'échauffant. Redevenu gaz, il a repris sa liberté d'allures et peut aller chercher et atteindre le réactif absorbant.

Mais ici deux cas peuvent se présenter :

Si le résultat de l'union du corps revaporisé et du réactif ne peut laisser échapper le corps absorbé, l'absorption est intégrale : c'est ainsi que si nous chauffons au-dessus de  $70^{\circ}$  un courant gazeux contenant en suspension des fumées de carbonate d'ammoniaque et si nous dirigeons ce courant, quelque dilué qu'il soit, dans une tour arrosée d'acide sulfurique, l'absorption sera instantanée et complète, parce que le sulfate d'ammoniaque acide est absolument fixe dans les conditions de l'expérience.

Mais si nous prenons un corps dont la dissolution a une tension de vapeurs, comme la solution d'acide chlorhydrique, nous n'obtiendrons dans le bas de la tour qu'une dissolution partielle, limitée par la richesse que je viens de vous apprendre à calculer ; il faudra donc encore une tour assez élevée pour retenir le restant du gaz chlorhydrique dans les parties où le réactif absorbant en est moins chargé et froid. Nous serons donc en présence d'une solution bouillante qui ne pourra pas dépasser la richesse fournie par la formule de Hurter. L'absorption sera absolue, mais la richesse de la solution sera d'autant plus faible que celle des gaz le sera aussi. La non-intelligence de cette loi a fait proférer contre la méthode de Schlœsing des reproches sans fondement.

J'ai eu l'occasion d'étudier la question à propos de la condensation du gaz chlorhydrique produit dans la *calcine* des fours à sulfate de soude, j'ai constaté qu'en refroidissant les gaz très pauvres fournis par cette partie du four jusqu'à la température de  $250^{\circ}$ , tout l'acide chlorhydrique

était retenu sous forme d'acide à 8° B dans une très petite tour, tandis que l'acide sulfurique qui n'avait pas été revaporisé s'échappait presque entièrement. Il est probable qu'en combinant les tours (Vorwarmer) allemandes placées avant le réfrigérant sur le courant gazeux ayant plus de 400° et la tour chaude de Schlœsing, on eût retenu au commencement l'acide sulfurique, à la fin l'acide chlorhydrique.

*Condenseurs et laveurs de gaz.* — Différents types d'appareils sont employés pour retenir les vapeurs dissoutes dans un courant gazeux.

Examinons d'abord les deux types extrêmes.

On se contente souvent de refouler les gaz à travers une certaine épaisseur d'eau ou d'un autre absorbant approprié. Cette méthode est certainement bonne, mais elle présente de notables inconvénients. D'une part elle est coûteuse, car il est facile de calculer que pour refouler 1 mètre cube de gaz à travers une couche d'eau de 1 mètre, ou d'un liquide équivalant à cette résistance, il faut dépenser 998 kilogrammètres, soit sensiblement la force nécessaire pour élever une tonne d'eau à 1 mètre ; si au contraire on détermine le passage du gaz par aspiration, il faut 1 224 kilogrammètres, et si pour augmenter les contacts on exerce sur le liquide une pression d'une atmosphère, on atteint le chiffre énorme de 2 568 kilogrammètres.

Il est à remarquer qu'à partir d'une certaine hauteur de liquide, l'effet utile décroît assez vite parce que d'une part nombre de bulles gazeuses se rejoignent et par suite la surface d'absorption diminue, d'autre part que le liquide étant constamment brassé et homogène, la vitesse d'absorption diminue rapidement à mesure que la richesse du gaz s'abaisse et que le liquide s'échauffe par suite de la condensation.

On peut estimer que la vitesse d'ascension des bulles est assez faible et rapidement uniforme ; elle ne dépasse guère 0 m. 30, et peut être très inférieure si le liquide est visqueux. Dans ce cas une grosse difficulté se présente par suite de la formation de mousses.

Le plus souvent le gaz est refoulé à travers un faux fond perforé ou par des tubes percés de trous dans leur partie inférieure. Il est essentiel que les trous soient bien percés dans un plan horizontal pour qu'ils donnent également.

Pour déterminer le nombre de trous, on admettra qu'ils débitent également s'ils donnent tous, et que la vitesse d'écoulement du gaz est sensiblement la même que s'il s'échappait dans l'air sous la même pression. Il faudra, naturellement, dans le calcul des sections, tenir compte de ce que le gaz n'occupe pas tout l'orifice, mais s'écoule par un orifice en mince paroi dont la section est les 0,6 de la section géométrique. Il est naturellement erroné d'admettre que la somme des sections doit être égale à la section de la conduite ; les deux mesures n'ont aucun rapport.

Si l'on fait l'écoulement du gaz par des rebords horizontaux, ce n'est plus une série de bulles, mais une nappe continue que l'on obtient.

Il est clair que ce mode coûteux de lavage des gaz présente encore une grosse imperfection, en ce sens que l'on expose une masse énorme de liquide au courant gazeux, sans la renouveler ; elle ne peut donc constituer qu'une dissolution très faible, et dont l'efficacité diminue rapidement si le gaz est chaud et a, dans sa dissolution, une tension de vapeur. Bon dans les fabriques de sulfate d'ammoniaque où le barbotage est très faible et où la pression motrice ne coûte rien, ce système est inapplicable dans la plupart des cas.

Le type opposé est celui des tours étroites et hautes

arrosées constamment par une petite quantité du liquide absorbant. Là le travail mécanique est beaucoup moindre, la surface de contact est connue et peut être énorme, le temps de contact peut être long, l'absorption se fait méthodiquement si le courant gazeux entre par le bas, et les parties supérieures étant bien arrosées d'un liquide incessamment renouvelé, l'épuisement peut être complet sans qu'on sacrifie la richesse du liquide recueilli. Par contre, on est souvent amené à construire des tours de grande hauteur, très coûteuses, si la vitesse d'absorption est faible. On se fait du reste souvent illusion sur l'efficacité de la garniture intérieure de ces tours, surtout lorsqu'on la fait avec du coke, car il peut se produire çà et là des étranglements gênants pour la marche des gaz et dès lors ceux-ci ne passent que par les sections où la résistance est la moindre, tandis que les liquides circulent partout ; le résultat est une mauvaise absorption et un appauvrissement du produit recueilli. A mon avis, l'emploi du coke devrait être abandonné ; il vaut mieux se servir de pièces ayant des formes géométriques, prismes rectangulaires ou cylindres creux empilés en chicanes, de façon à avoir une résistance parfaitement uniforme dans chaque section.

Naturellement le liquide servant à l'arrosage de la tour doit être réparti d'une façon parfaitement uniforme.

Un troisième type intermédiaire réunit tous les dispositifs où le liquide est divisé en gouttelettes au sein du courant gazeux. On lui reproche souvent que la vitesse de chute étant très grande la surface de contact et le temps de contact sont très réduits. Je reconnais volontiers qu'on n'obtient que des résultats médiocres en faisant tomber une pluie fine dans un grand caniveau traversé par les gaz, mais il en est tout autrement si on interrompt régulièrement la chute à faibles intervalles par des plateaux perforés léchés par les courants gazeux. On

obtient ainsi, dans un très petit volume, une surface énorme de contact parfaitement utilisée. Cette solution est excellente lorsqu'il s'agit d'établir un équilibre de tensions entre des vapeurs et un liquide chaud et volatil sans créer de contre-pressions et de faire varier à volonté la vitesse du courant de vapeurs. Dans ce cas, ce dernier système résume souvent l'avantage des deux précédents sans présenter leurs inconvénients.

Enfin, on peut donner aux liquides et aux gaz deux vitesses horizontales en sens inverse en forçant les gaz par des chicanes fixes à lécher des disques tournants en partie plongés dans le liquide absorbant qui est isolé par compartiments communicants de façon à produire encore un épuisement méthodique. Nous trouvons des exemples de ce type dans certains appareils à distiller les masses pâteuses et dans différents laveurs à gaz destinés à l'absorption des vapeurs ammoniacales.

---



## CHAPITRE VI

### APPAREILS DE DISTILLATION SIMPLE

Tant qu'il s'agit uniquement de séparer d'un liquide les matières aromatiques que l'eau peut entraîner, les appareils sont d'une simplicité extrême.

*Distillation des essences.* — Prenons donc pour premier exemple la distillation appliquée à l'extraction de certains parfums constitués par des huiles essentielles insolubles ou presque insolubles dans l'eau. Nous placerons ces essences ou plutôt les plantes qui les contiennent avec de l'eau dans une capacité close ; quelquefois au lieu d'eau nous prendrons de l'eau plus ou moins salée pour élever la température d'ébullition et, par suite, la tension du corps considéré : ce sera, par exemple, le cas dans la distillation de l'essence de girofle. Cette capacité close sera soit chauffée à feu nu, soit de préférence par double enveloppe. Elle communiquera par un large tuyau avec un réfrigérant, d'où s'écoulera le mélange d'eau et d'essence. On obtiendra ainsi une eau plus ou moins aromatisée à la surface de laquelle, ou au fond de laquelle on verra peu à peu se réunir en gouttes huileuses le principe aromatique cherché. Pour faire la séparation, nous utiliserons le vase florentin à simple ou à double effet, suivant que l'essence sera plus légère ou plus dense que l'eau.

Mais si l'eau aromatisée n'a pas d'emploi, il résulte de cette façon d'agir une perte notable que l'on évite en renvoyant constamment à la chaudière l'eau séparée au

vase florentin. On fait en même temps une économie de temps et de combustible au début de l'opération (fig. 10).

Le dispositif primitif adopté pour extraire de liquides fermentés l'alcool plus ou moins parfumé qu'ils contiennent est identique. Quelque primitifs qu'ils soient, ce

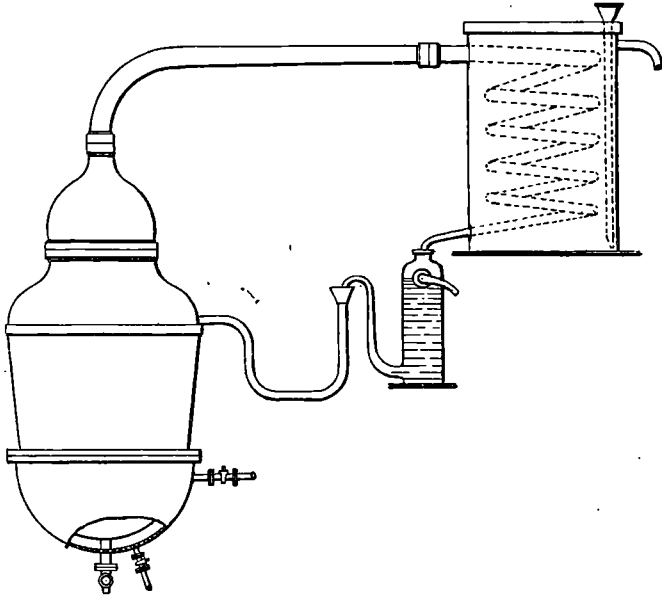


Fig. 10. — Distillation d'essences avec retour de l'eau à l'alambic.

sont ces dispositifs qui fournissent les eaux-de-vie les plus fines. Prenons pour type l'appareil charentais simple, tel qu'il est encore adopté dans beaucoup d'installations (fig. 11).

*Alambics ordinaires.* — L'appareil se compose d'une chaudière en cuivre assez épais, généralement étamé, à fond plat, portant le plus près possible de ce fond une large tubulure de vidange munie d'un robinet, et à la partie supérieure un bouchon à vis pour le rem-

plissage. Un tube de niveau, placé d'habitude sur la tubulure de vidange, permet de connaître à chaque instant la hauteur du liquide dans la chaudière.

Sur la chaudière est fixé un large dôme ou chapiteau

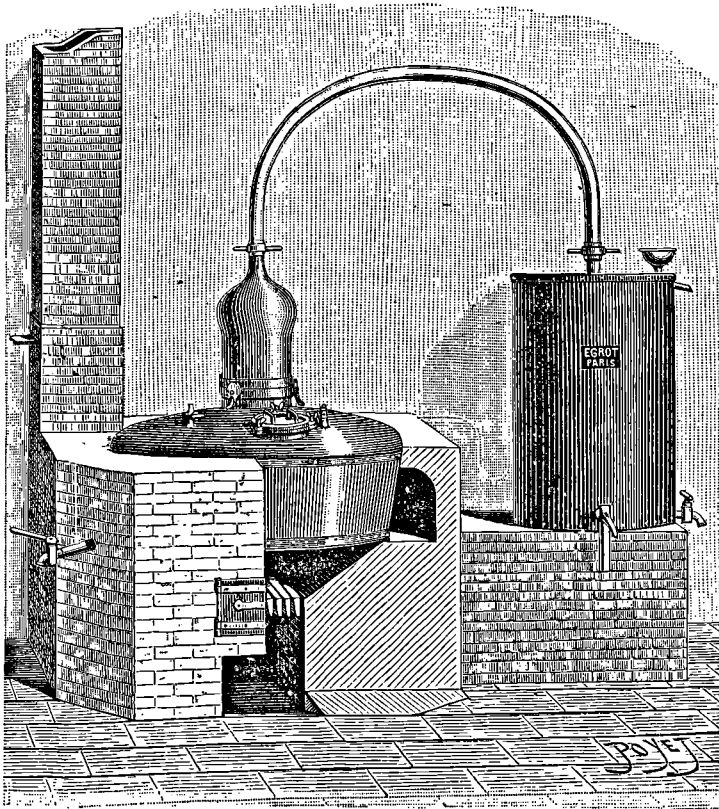


Fig. 11. — Alambic simple.

destiné à empêcher l'entraînement des gouttelettes projetées ; il communique par un tube large également avec un réfrigérant de capacité convenable, lequel se termine par un bec de corbin ; ou par une éprouvette munie d'un

globe de verre qui permet de vérifier à chaque instant le degré de l'eau-de-vie.

A cet appareil si simple, on adjoint souvent un chauffe-vins, consistant en un réservoir capable de contenir la charge de la chaudière, et que traverse, en une spire *unique*, le tuyau allant du chapiteau au réfrigérant. Ce chauffe-vins communique avec la chaudière par un gros tuyau muni d'un robinet, et porte en plus un robinet de

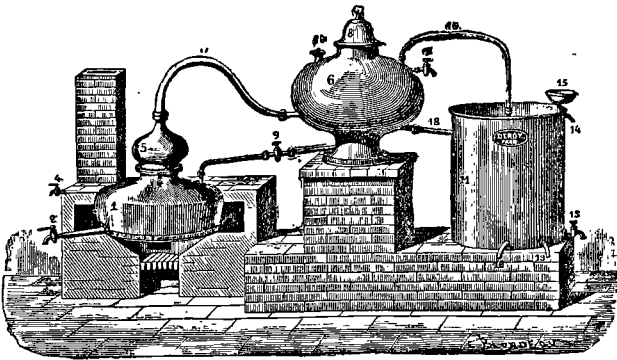


Fig. 12. — Alambic avec chauffe-vins.

jauge. De sa partie supérieure part un tube de sûreté pour que, si le vin émet des vapeurs dans le chauffe-vins, ces vapeurs puissent être recueillies (fig. 12).

La chaudière est encastrée presque entièrement dans un fourneau de briques, chauffé au charbon ou au bois, et entourée d'un carneau circulaire où passent les fumées avant de se rendre dans une cheminée munie d'un registre.

Prenons pour exemple la marche d'un appareil de ce genre d'une capacité de 10 hectolitres. Pour le mettre en route nous chargerons à la pompe le chauffe-vins jusqu'au robinet de niveau, puis nous ferons passer la charge dans la chaudière, et nous remplirons de nouveau le chauffe-vins.

Pendant ce temps, on donne un bon tirage au foyer, et l'on vérifie l'état des joints. Au bout d'environ deux heures et demie, le vin est sur le point d'entrer en ébullition, et les vapeurs dégagées échauffent le chapiteau, puis le col de cygne : il faut dès lors se tenir prêt à modérer le feu, car bientôt le coulage va commencer avec abondance, et s'il se produisait des à-coups dans le chauffage, ceux-ci se transmettraient au réfrigérant d'où le liquide s'écoulerait par saccades. Or l'expérience a prouvé que, pour obtenir de bons produits, il faut une ébullition lente et régulière qui permette de *cuire* le vin, sans brûler les dépôts qu'il peut faire et d'en dégager seulement les parfums les plus légers.

On ne fait généralement aucune séparation des produits recueillis en *tête*, *cœur* et *queue*; toutefois on recueille quelquefois les *petites eaux* à part pour les utiliser à des coupages.

A mesure que le liquide s'épuise, la température d'ébullition s'élève peu à peu; on peut donc, vers la fin de l'opération, pousser un peu le feu.

Enfin, dès que l'alcoomètre placé à la sortie du réfrigérant marque 0°, on couvre le feu, on protège contre le rayonnement le fond de l'alambic avec une plaque de tôle, on ferme le registre et le cendrier, et on vide complètement la chaudière, que l'on remplit aussitôt après avec le contenu du chauffe-vins. On ranime le feu, on remplit de nouveau le chauffe-vins et l'on recommence une nouvelle opération. Mais, cette fois, l'alimentation étant faite avec un liquide chaud, l'apparition des *brouillis* aura lieu au bout d'une demi-heure.

Avec des vins de 9° à 10°, l'alambic étudié épuise une charge de dix hectolitres en neuf à dix heures, il donne de 300 à 350 litres de *brouillis* de 25 à 30°.

Ces liquides sont trop pauvres pour être livrés comme eau-de-vie; de plus, ils contiennent toutes les impuretés

volatiles du vin, et nous avons vu qu'en présence d'eau alcoolisée très étendue certaines impuretés peu volatiles par elles-mêmes, comme l'alcool amylique, dont le goût est si désagréable, sont entraînées avec une grande rapidité et en grande quantité.

Il faut donc concentrer l'alcool, et en profiter pour le purifier partiellement. La nouvelle opération appelée *rectification*, *repassé* ou *bonne chauffe* se fait dans le même alambic que ci-dessus. Il faudra donc 3 opérations de brouillis pour une *repassé*.

Ce travail des repasses exige encore plus de soin et de régularité que le travail des brouillis. On charge et on conduit la chaudière comme dans l'opération précédente ; mais on fait un fractionnement des liquides distillés.

Les premiers produits condensés contiennent surtout des aldéhydes et de l'éther acétique ; mais, comme ils ont lavé la tuyauterie et entraîné ce qui reste des queues de la chauffe antérieure, on obtient d'abord quelques litres d'un liquide laiteux et à bas degré. Au bout de quelques minutes le liquide s'éclaircit et son degré atteint rapidement 75° à 80°. On met de côté sous le nom de *têtes* les liquides qui ont coulé jusqu'à ce moment (2 à 5 litres), et on dirige le *cœur* dans un récipient spécial, jusqu'à ce que l'odeur particulière des produits de queue vienne à apparaître. On doit s'attendre à changer de récipient lorsque le degré tombe entre 45° et 50°. On recueille ensuite les *queues* jusqu'à ce que l'alcoomètre marque 0°.

Si nous avons chargé notre alambic de 10 hectolitres de brouillis à 30°, sortant du chauffe-vins, une opération durera de seize à dix-huit heures. Pendant dix à onze heures, nous recueillerons de l'eau-de-vie, environ 360 à 380 litres marquant 66° à 67°, pendant les six à sept heures suivantes 200 à 225 litres de queues marquant de 20° à 25°.

Tantôt les têtes et les queues sont ajoutées aux brouillis des charges suivantes, tantôt on les emmagasine pour en faire une charge à part : dans ce dernier cas on obtient deux qualités d'eau-de-vie.

Le dispositif que nous venons d'étudier convient fort bien à la distillation de liquides clairs formant très peu

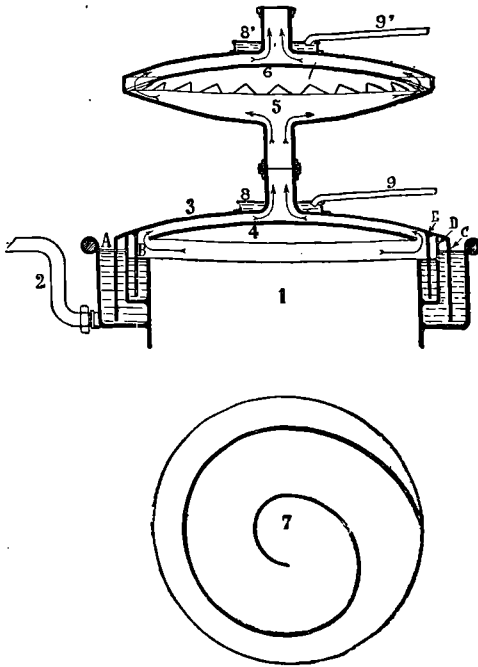


Fig. 13 et 14. — Couvercle de l'alambic Deroy.

de dépôts, mais s'il en est autrement, le nettoyage est très difficile. Aussi modifie-t-on l'appareil pour rendre le couvercle mobile.

Tantôt, on fixe ce couvercle sur un joint de carton ou de caoutchouc par des boulons à oreille ou des excentriques, tantôt, comme MM. Deroy frères, on recourt à un joint hydraulique (fig. 13 et 14). La cucurbite est fermée

par un chapiteau mobile dont les bords rabattus cylindriquement s'engagent dans une rigole maintenue pleine d'eau à niveau constant ; mais, pour éviter que de l'alcool vienne se condenser dans l'eau et se perdre, on établit une seconde rigole intérieure à la première, avec un nouveau rebord au couvercle : l'alcool condensé se réunit dans cette rigole et retombe dans la chaudière.

*Marc*s et *lies*. — Le distillateur de vins a encore à traiter des masses épaisses : les marcs et les lies. On peut faire rentrer ce cas dans le précédent en soumettant les marcs à un lavage méthodique, les lies à une filtration et distillant les liquides clairs obtenus. Mais on a intérêt quelquefois à traiter la matière même pour en extraire une eau-de-vie chargée de matières essentielles, recherchée pour certains coupages ou utilisée dans les pays producteurs comme boisson alcoolique.

Il faut, dans ce cas, employer des alambics à faux-fonds pour éviter que les matières à distiller viennent à adhérer au fond et à s'y brûler en donnant lieu à la production de matières empyreumatiques dont on ne peut plus se débarrasser. Tantôt on emploie un panier simple suspendu dans la cucurbite, tantôt un panier dans une cucurbite que l'on peut chavirer, tantôt une sorte de lessiveuse qui lave le marc et lui enlève tout l'alcool pendant la distillation.

Dans les grands centres de distillation, il est plus simple d'opérer à la vapeur. On peut évidemment mettre de l'eau et un serpent de vapeur au fond de la cucurbite ; mais si l'installation est considérable, on opère autrement. Un ou plusieurs vases cylindriques verticaux sont disposés suivant un arc de cercle ayant pour centre l'axe d'une grue. Chacun de ces cylindres est muni en bas d'une arrivée de vapeur, en haut d'un départ de vapeur. Au centre de chacun d'eux est un guide cylindrique. On



fait descendre une plaque perforée munie d'un moyeu jusqu'à un arrêt fixe, on la couvre de marcs sur une épaisseur de 0 m. 05 en ayant soin de tasser ces marcs sur les bords, puis on descend une seconde plaque qui vient buter sur le moyeu de la première, et on la charge, et ainsi de suite jusqu'à 5 plaques ordinairement ; on pose et fixe le couvercle, puis on donne la vapeur. Généralement on met les cylindres en batterie méthodique pour obtenir une concentration à peu près constante. On peut admettre en moyenne que 100 kilogrammes de marcs donnent de 8 à 12 litres d'eau-de-vie à 50°.

*Alambics déflegmateurs.* — La méthode par distillations successives que nous venons d'étudier demande beaucoup de temps et est coûteuse ; mais c'est elle qui produit les eaux-de-vie les plus fines. Si la valeur des matières premières ne permet pas d'obtenir des eaux-de-vie de haut prix, on peut fabriquer de premier jet des eaux-de-vie assurément très convenables.

Pour atteindre ce résultat, on peut recourir à plusieurs procédés :

Tantôt on fait simultanément la distillation et la repasse ;

Tantôt on déflegme simplement ;

Tantôt, dans le cas d'appareils continus, on recourt aux plateaux de rectification.

L'appareil Savalle (fig. 15) est un type du premier cas ; il ne diffère de l'appareil ordinaire à chauffe-vins qu'en ce que la chaudière est surmontée d'une colonne cylindrique, fermée à ses deux extrémités par des plaques où sont emboîtés des tubes verticaux en cuivre étamé.

Les condensations produites au passage des vapeurs dans le chauffe-vins peuvent par la manœuvre d'un robinet à 3 voies se rendre au réfrigérant ou au cylindre accessoire ; enfin l'intérieur de celui-ci peut communi-

quer avec la chaudière par un robinet spécial, et avec le réfrigérant par un col de cygne.

Les premières vapeurs émises par le vin arrivent au chauffe-vins froid, s'y condensent et sont dirigées dans

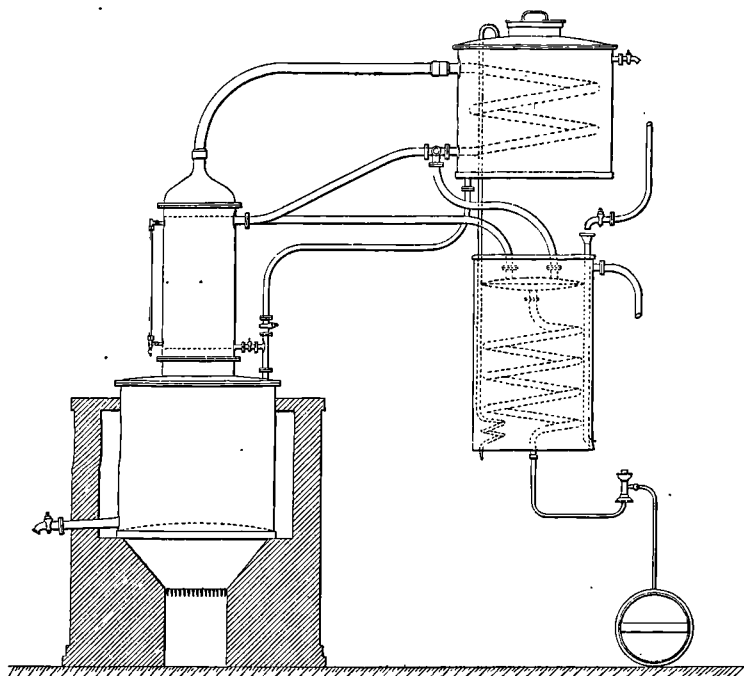


Fig. 15. — Appareil Savalle pour la production directe d'eaux-de-vie.

le cylindre où le liquide condensé occupe l'intervalle des tubes. Là, ce liquide s'échauffe bientôt au contact des vapeurs produites par la chaudière, et distille en donnant des vapeurs très fortes qui vont se condenser au réfrigérant.

Mais à mesure que le chauffe-vin s'échauffe il condense de moins en moins de vapeurs, et n'agit plus que comme déflegmateur, en ne liquéfiant que les parties les plus aqueuses et chargées des corps les moins entraî-

nales ; le reste des vapeurs traverse simplement le cylindre, s'y mélange avec les vapeurs qui continuent à s'y produire, et le tout va ensemble au réfrigérant.

On opérera, comme dans une repasse ordinaire, mettant de côté les têtes, recueillant le cœur tant que l'eau-de-vie marque de  $45^{\circ}$  à  $50^{\circ}$ , puis les queues.

Aussitôt que l'eau-de-vie marque  $50^{\circ}$ , le degré tombe

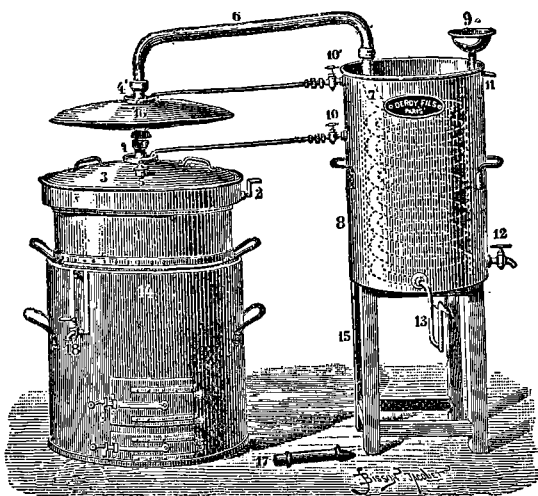


Fig. 16. — Alambic déflegmateur.

très rapidement à  $25^{\circ}$ - $30^{\circ}$ , c'est-à-dire qu'on obtient de suite les queues de la double chauffe. A ce moment, le mieux est de renvoyer le contenu du cylindre dans la chaudière, de marcher à distillation simple en tournant le robinet convenablement, et d'épuiser la chaudière. On la vide et la nouvelle charge est additionnée des têtes et queues de l'opération précédente, ce qui, en l'enrichissant, permet d'avoir une période de cœur plus longue.

Dans d'autres appareils on concentre par simple déflegmation. Le chapiteau mobile déjà décrit porte une

sorte de diaphragme qui oblige les vapeurs à lécher en couche très mince le métal du chapiteau, arrosé constamment par un filet d'eau, dont l'évaporation continue le refroidit. Il se produit donc là une première déflegmation. De là les vapeurs passent dans une lentille également refroidie où elles subissent une seconde déflegmation (fig. 16).

On règlera le degré de l'eau-de-vie d'après la quantité d'eau amenée sur les lentilles : au début on peut n'en pas donner du tout, tant que l'on obtient le degré cherché, puis on mouille le chapeau, et enfin la lentille et on maintient ainsi le degré jusqu'à l'apparition des mauvais goûts ; on achève comme dans une opération ordinaire.

Avec un alambic de 500 litres, on peut en moyenne faire 4 chauffes par vingt-quatre heures.

Cherchons maintenant à nous rendre compte des dépenses théoriques de chaleur dans la fabrication.

*Cas des alambics simples.* — Les calculs sont un peu plus compliqués que s'il s'agit de l'eau, en effet la contraction du mélange d'eau et d'alcool détermine un dégagement de chaleur variable avec la température et avec la concentration.

Nous tournerons la difficulté dans tous ces calculs, en supposant toujours que tous les produits soient ramenés à 0°, température pour laquelle nous connaissons toujours la chaleur  $\mu$  de mélange d'après les tables de Dupré et Page.

D'autre part, la chaleur spécifique d'un mélange d'alcool et d'eau étant de la forme  $\alpha + \beta t$ , la chaleur spécifique moyenne entre deux températures  $t + t'$  sera  $\alpha + \beta \frac{t + t'}{2}$ , et la chaleur acquise en passant de  $t'$  à  $t$  sera  $\left( \alpha + \beta \frac{t + t'}{2} \right) (t - t')$ .

Or considérons un mélange d'alcool et d'eau maintenu à la température de  $0^\circ$ , il aura dégagé la chaleur  $\mu$  de mélange, portons-le de la température  $0$  à  $t^\circ$ , il aura acquis le nombre de calories  $c = \left(\alpha + \beta \frac{t}{2}\right) t$ , donc le mélange possédera depuis ses constituants à  $0^\circ$  le nombre de calories représenté par  $-\mu + \left(\alpha + \frac{\beta t}{2}\right) t = C$ .

S'il s'agit d'une vapeur saturée, elle possédera une chaleur représentée par  $L = -\mu_1 + \lambda_1 + c_1 t$ :

$\mu_1$ étant la chaleur de mélange à $0^\circ$ . $\lambda_1$ la chaleur latente de vaporisation. $c_1$ la chaleur spécifique. $t$ la température d'ébullition du liquide générateur.	}	du liquide provenant de la condensation des vapeurs.
--	---	--

Ceci posé, supposons que nous voulions distiller 1000 litres d'un liquide (eau et alcool) marquant  $10^\circ$ . Nous avons vu que, même avec un faible rayonnement, il nous faudra distiller 350 litres du liquide, et que nous obtiendrons un brouillis à  $28^\circ,57$  environ. Il restera donc dans la cucurbite un volume d'eau bouillante égal à 650 litres.

Appelons A le volume du produit mis en œuvre. Sa densité par rapport à l'eau à  $15^\circ$  est 0,9867, et comme celle de l'eau à  $15^\circ$  est 0,99808, le volume A pèse  $A \times 0,98479$  dans l'air. Supposons que ce liquide ait atteint dans le chauffe-vins la température de  $70^\circ$ , il possédera la quantité de chaleur  $A \times 0,985 \times \left[ -4,5 + \left(1,060 + 0,002 \times \frac{70}{2}\right) 70 \right] = A \times 72,496$

La quantité de chaleur à fournir sera :

Chaleur totale possédée par  $A \times 0,350 \times 0,9655$  à l'état de vapeurs à la température d'ébullition du liquide producteur

$$\frac{A \times 0,350 \times 0,9655}{A \times 0,3379} \times 559 = \dots \dots \dots A \times 188,88$$

Chaleur possédée par le résidu bouillant :  $A(1 - 0,3379)$

$$\times 100 = \dots \dots \dots A \times 66,21$$

$$A \times 255,09$$

A déduire chaleur initiale.  $\dots \dots \dots A \times 72,49$

$$Q = A \times 182,60$$

Dans la repasse, les brouillis entreront à une température de  $60^\circ$  et nous auront fourni en volumes 30 p. 100 d'eau-de-vie à  $53^\circ$ , 30 p. 100 de petites eaux à  $13^\circ,8$ .

Soit  $A \times 0,105$  litres =  $A \times 0,0973$  du 1<sup>er</sup> lot,  $A \times 0,105$  litres =  $A \times 0,1029$  du 2<sup>e</sup> lot et  $A \times 0,1376$  d'eau bouillante qui possèdent :

Chaleur possédée par le 1<sup>er</sup> lot à la température d'ébullition du liquide producteur  $A \times 0,0973 \times 478,4 = \dots \dots A \times 46,548$

Chaleur possédée par le 2<sup>e</sup> lot à la température d'ébullition du liquide producteur  $A \times 0,1029 \times 603,5 = A \times 62,100$

Chaleur possédée par le résidu bouillant  $A \times 0,1376$

$$\times 100 = \dots \dots \dots A \times 13,76$$

$$A \times 122,408$$

A déduire chaleur initiale  $A \times 0,3379 \times 57,8 = \dots A \times 19,530$

$$\text{Chaleur dépensée dans la 2<sup>e</sup> repasse. } Q_1 = 102,878$$

Les deux opérations ont donc dépensé  $Q + Q_1 = 285,478 \times A$  calories.

Mais nous n'avons pas obtenu tout l'alcool, puisqu'il y a des petites eaux, dont nous avons à tenir compte, et qu'il faudra repasser avec les vins ; nous aurons mis en œuvre  $A \times 0,98479 \times 0,0805 = A \times 0,0793$  d'alcool absolu, et nous n'avons tiré que  $A \times 0,0973 \times 0,4537 = A \times 0,0414$  d'alcool absolu à l'état vendable, la dépense totale est donc  $(Q + Q_1) \times \frac{793}{414} = A \times 546,24$ .

Nous avons donc dépensé par hectolitre mis en œuvre 54 624 calories, soit en admettant que 1 kilogramme de houille dans les conditions où l'on opère, produit au maximum 3 000 calories, environ 18 kilogrammes de houille.

La dépense pratique atteint souvent 15 kilogrammes, parce que la condensation intervient toujours.

---

## CHAPITRE VII

### CONCENTRATION DES VAPEURS. — APPAREILS A PLUSIEURS CHAUDIÈRES

Nous avons vu précédemment, en étudiant la condensation des vapeurs mixtes, que l'on peut enrichir les vapeurs alcooliques par une condensation partielle sous pression constante, et nous avons appris à connaître, dans la dernière leçon, des appareils à lentilles refroidies servant à cet effet. D'autres types peuvent être employés, comme des serpentins ascendants et refroidis, soit par le simple contact de l'air, comme dans les appareils de Schløesing et d'Aubin, bien connus dans les laboratoires, soit par un mince filet d'eau.

Naturellement, les produits condensés sont dirigés constamment sur la chaudière.

Si nous appelons comme précédemment :

E la quantité d'alcool allant au réfrigérant par unité de temps,  $e$  son titre pondéral,  $L_e$  la chaleur totale de ses vapeurs ;

A la quantité du liquide condensé,  $a$  son titre,  $C_a$  la chaleur totale de ce liquide ;

B le poids des vapeurs s'échappant de l'alambic,  $U$  leur titre,  $L_u$  leur chaleur totale, nous avons la relation déjà établie :

$$R + L_e = C_a + \frac{(e - a)(L_u - C_a)}{U - a}$$



et nous avons vu que la dépense de calories est minima quand le titre des rétrogradations, tout en restant supérieur au titre du liquide générateur des vapeurs, en est le plus voisin possible, et quand, en même temps, les rétrogradations sont à une température aussi voisine que possible de celle du liquide bouillant contenu dans l'alambic. Il convient, pour réaliser ces conditions, de condenser très lentement les vapeurs et de ramener les rétrogradations en nappes minces et très développées, en contact intime avec les vapeurs non condensées, elles prennent ainsi sensiblement la température de celles-ci, et descendent sensiblement au titre du liquide contenu à ce moment dans l'alambic.

Étudions la marche d'un appareil. Appelons  $P_0$  le poids initial du liquide mis dans la chaudière,  $T_0$  son titre initial,  $t$  le titre à un moment déterminé, et supposons, ce qui est d'ailleurs le cas le plus fréquent, que les liquides condensés en train de rétrograder représentent une quantité négligeable vis-à-vis du contenu de l'alambic.

Nous aurons évidemment :

$$\frac{P_0 t_0 - E e}{P_0 - E} = t$$

d'où :

$$P_0 (t_0 - t) = E (e - t)$$

Supposons que  $e$  reste constant, et considérons comme variables les quantités  $E$  et  $t$ , c'est-à-dire étudions comment l'alambic s'appauvrit à mesure que la distillation avance.

L'équation précédente est celle d'une hyperbole équilatère ayant pour asymptotes les droites  $E = P_0$  et  $t = e$ . Cette hyperbole passe d'ailleurs par le point  $E = 0 = t_0$ .

Ayant les asymptotes et un point de la courbe, il nous est facile de construire celle-ci par points.

Pour faciliter la construction, nous prendrons  $P_0$  comme unité et tracerons les ordonnées à la même échelle que les abscisses; nous aurons ramené l'équation précédente à la forme :

$$t_0 - t = E(e - t)$$

Cette hyperbole coupe l'axe des  $E$  au point  $E = \frac{t_0}{e}$ .

Elle présente, d'ailleurs, une propriété intéressante. Cherchons, en effet, le sommet de la courbe : il se trouve à l'intersection de l'hyperbole avec la droite :  $e - t = 1 - E$ .

Substituant dans l'équation de l'hyperbole la valeur de  $e - t$ , nous avons :

$$t_0 - t = E(1 - E)$$

d'où :

$$E^2 - E + t_0 - t = 0$$

qui est l'équation d'une parabole à axe vertical passant par les points  $E = 0$ ,  $E = 1$ ,  $t = t_0$ , où les tangentes ont pour coefficient angulaire  $\frac{dt}{dE} = \pm 1$ . Le sommet est  $t = t_0 - \frac{1}{4}$ , le foyer  $t = t_0$ ,  $E = \frac{1}{2}$ ; cette parabole est donc très facile à construire et nous donne aisément le sommet des hyperboles correspondant à chaque valeur de  $e$  (fig. 17).

Cette figure nous montre que, si l'on cherche à obtenir des titres élevés à l'éprouvette, le titre varie d'abord assez lentement à la chaudière puisqu'au début l'hyperbole a pour tangente  $-(e - t_0)$ , mais que bientôt l'appau-

vrissement devient rapide, car lorsque le titre est devenu  $t$ , le coefficient angulaire de la tangente est  $\frac{dt}{DE} = -\frac{(e-t)^2}{e-t_0}$ , et devient à la fin  $-\frac{e^2}{e-t_0}$ .

Étudions maintenant la dépense de chaleur pendant

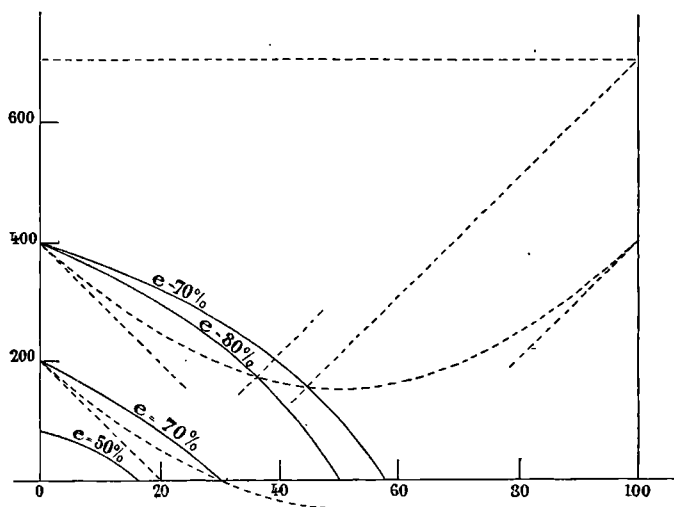


Fig. 17. — Variation du titre dans un alambic à fort degré suivant le degré d'épuisement.

cette opération, en supposant que le liquide est déjà porté à son point d'ébullition. Nous aurons donc à ajouter la dépense de calories nécessaire pour atteindre cette température. Nous avons appris à la calculer dans la précédente leçon.

Appelons  $Q$  la dépense de chaleur à faire pour recueillir la quantité infiniment petite  $dE$  à l'éprouvette : il est clair que  $\int QdE$  sera la dépense cherchée.

Nous nous placerons dans les conditions du minimum

théorique de dépense : c'est-à-dire que nous supposons que les rétrogradations rentrent au titre et à la température du liquide contenu dans la chaudière. Nous n'avons donc pas à en tenir compte. Pratiquement, il faudrait majorer ces chiffres suivant la marche de l'appareil, pour tenir compte de la chaleur nécessaire pour réchauffer les rétrogradations.

La dépense élémentaire sera :

$$QdE = L_e dE + R dE + (P_0 - E) dC$$

d'où :

$$(Q - L_e - R) dE = (P_0 - E) dC$$

Or l'équation de notre hyperbole nous donne :

$$E(e - t) = P_0(t_0 - t).$$

En différenciant on a :

$$dE(e - t) - E dt = -P_0 dt$$

ou 
$$dE(e - t) = -(P_0 - E) dt.$$

Divisant membre à membre les deux équations différentielles, nous avons :

$$\frac{Q - R - L_e}{e - t} = - \frac{dC}{dt}$$

ou

$$Q = R + L_e(e - t) \frac{dC}{dt}.$$

Mais

$$R + L_e = C_t + \frac{(e - t)(L - C)}{U - t}$$

d'où

$$Q = e \left( \frac{L - C}{U - t} - \frac{dC}{dt} \right) - \left( \frac{tL - UC}{U - t} + t \frac{dC}{dt} \right).$$

La table suivante donne les valeurs de ces divers coefficients pour tous les titres compris entre 1° et 25° G. — L.

Valeurs de  $\frac{L - C}{U - t}$                        $\frac{tL - UC}{U - t}$                        $\frac{dC}{dt}$

DEGRÉS Gay- Lussac.	TITRE pondéral.	$\frac{L - C}{U - t}$	$\frac{tL - UC}{U - t}$	$\frac{dC}{dt}$	$\frac{L - C}{U - t} - \frac{dC}{dt}$	$\frac{tL - UC}{U - t} + t \frac{dC}{dt}$
	p. 100.					
1	0,80	71,30	-57,47	+0,200	71,10	57,63
2	1,50	38,14	-46,26	-0,058	38,20	46,18
3	2,39	28,82	-44,33	-0,116	28,94	44,61
4	3,18	19,83	-42,16	-0,17	20	41,42
5	4	16,92	-37,51	-0,32	17,24	36,23
6	4,80	15,06	-31,71	-0,50	15,56	29,32
7	5,62	13,64	-27,55	-0,69	14,33	23,67
8	6,42	12,60	-23,10	-0,87	13,47	17,52
9	7,19	11,58	-19,68	-0,97	12,55	12,71
10	8,05	10,82	-15,04	-0,98	11,80	8,19
11	8,87	10,16	-10,82	-0,98	11,14	2,20
12	9,69	9,61	-7,16	-0,98	10,59	-2,33
13	10,51	9,13	-3,74	-0,97	10,10	-6,45
14	11,35	8,74	-0,36	-0,95	9,64	-10,42
15	12,18	8,40	+4,27	-0,94	9,34	-15,47
16	13	8,16	+8,76	-0,88	9,04	-20,20
17	13,80	8	+13,27	-0,84	8,84	-24,80
18	14,62	7,91	+19,86	-0,80	8,71	-31,60
19	15,44	7,87	+25,14	-0,76	8,63	-36,87
20	16,28	7,87	+33,69	-0,72	8,59	-45,41
21	17,18	7,91	+42,11	-0,68	8,59	-53,79
22	18	7,94	+50,08	-0,65	8,59	-61,78
23	18,80	8,01	+57,83	0,61	8,62	-69,11
24	19,60	8,07	+65,96	0,58	8,65	-77,33
25	20,43	8,16	+75,04	0,54	8,70	-86,07

*Dépenses de chaleur aux diverses phases d'une distillation  
dans l'alambic à fort degré.*

DEGRÉS Gay-Lussac à la chaudière.	$e =$ 70 p. 100	DEGRÉS Gay-Lussac à la chaudière.	$e =$			
			70 p. 100	50 p. 100	30 p. 100	20 p. 100
20	556	9	891	640		
19	567	8	960	683		
18	578	7	1 027	740		
17	594	6	1 118	807		
16	612	5	1 243	898	553	
15	638	4	1 441	1 041	641	
14	664	3	2 026	1 491	913	
13	701	2	2 720	1 956	1 192	810
12	739	1	5 034	3 607	2 191	1 480
11	782					
10	834					

Nous en avons déduit les valeurs successives de Q pour les divers titres depuis 20° G.-L., en admettant que l'alcool recueilli à l'éprouvette titre 70 p. 100 = 76,85° G.-L. et nous avons traduit les résultats par une courbe (fig. 18) qui montre clairement qu'au début la dépense est relativement faible, mais s'accroît très rapidement pour les faibles titres; elle deviendrait même absolument inadmissible, en admettant même que les dispositions de l'appareil permettent de pousser jusqu'au bout l'opération à degré constant.

Nous avons donc supposé qu'à partir d'un certain point 9° nous laissons tomber le titre à 50 p. 100 = 57° 8 G.-L., puis à 30 p. 100 = 36° 25 G.-L., à partir de 5°, enfin à 20 p. 100 = 24° 60 G.-L. à partir de 2° à la chaudière.

On tombe ainsi à une dépense très acceptable, tout en n'ayant que peu d'alcool à titre faible qu'il faut généralement faire rentrer en travail.

Dans le tracé de la courbe, nous avons même négligé la phase de passage à 30 p. 100, si bien que nous avons recueilli sur 100 litres mis en œuvre à 20 p. 100, 18 kilog. 9 à 70 p. 100, soit 12 kilog. 6 d'alcool absolu, 10 kilog. 8 à 50 p. 100 = 5 kilog. 4 d'alcool absolu :

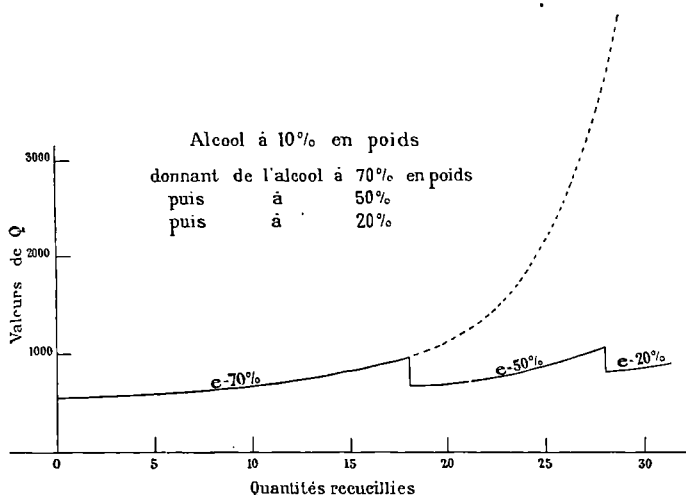


Fig. 18.

réunissant ces deux parties, nous obtenons 18 kilogrammes d'alcool absolu, soit 90 p. 100 de l'alcool contenu dans l'alambic sous forme d'alcool à 62, 5 p. 100, soit 70° G.-L.

La quadrature de la courbe nous montre que, dans ces conditions, nous avons dépensé 35 000 calories en chiffres ronds.

Supposons que l'alcool ait été introduit du chauffevin à la température de 70°, ce qui est la limite admissible ; il possédait par litre 84,06 calories, soit 8 406 calories ; pour le porter à l'ébullition (88°,30) il aurait fallu 9 446 calories.

On a donc dépensé, pour mettre l'opération en route . . . . .	1 040 calories.
On a donc dépensé, pour extraire l'alcool . . . . .	35 000 —
— pour porter à 100° depuis 88°,30 l'eau restant (100-38,8) . . . . .	716 —
Soit un total . . . . .	36 756 calories.

Mais comme nous n'avons retiré de premier jet sous forme utile que 90 p. 100 de l'alcool existant, la dépense réelle par hectolitre d'eau alcoolisée à 20 p. 100, est en fin de campagne  $36\ 756 : 0,9 = 40\ 840$  calories, soit par hectolitre d'alcool absolu 204 200 calories.

Il est clair que la dépense par hectolitre d'alcool absolu croîtrait rapidement si le titre initial de l'alcool s'abaissait.

Ainsi, prenons un autre exemple. L'alcool à distiller titre 8 p. 100 = 10° G.-L. Nous avons donc pour les deux titres 70 p. 100 et 50 p. 100, les valeurs suivantes de E et de Q.

DEGRÉS Gay-Lussac.	TAUX p. 100 en poids.	E		Q	
		$e = 70p.100$	$e = 50p.100$	$e = 70p.100$	$e = 50p.100$
		p. 100.	p. 100.		
10	8,05	0	0	834	598
9	7,19	1,37	2,01	891	640
8	6,42	2,56	3,74	960	691
7	5,62	3,77	5,47	1 027	740
6	4,80	4,99	7,19	1 118	807
5	4	6,14	8,80	1 243	898
4	3,18	7,19	10,38	1 441	1 041
3	2,39	8,37	11,89	2 070	1 492
2	1,55	9,49	13,41	2 720	1 956
1	0,8	10,47	14,73	5 035	3 613

Nous voyons qu'au-dessous de 4° la dépense croît très rapidement dans les deux cas, il est donc bon de ne pas poursuivre plus longtemps la même marche. Nous pou-



vous réduire la concentration à 30 p. 100. Nous obtenons alors

DEGRÉS Gay-Lussac.	TAUX p. 100 en poids.	E			Q
		e = 30 p. 100.			e = 30 p. 100
		P. 100.	p. 100 du liquide initial.		—
4	3,18	0	0	0	641
3	2,39	2,79	1,91	1,55	919
2	1,55	5,72	3,84	3,37	1 192
1	0,80	8,08	5,56	4,51	2 291

Nous voyons qu'il faut abandonner la concentration lorsque l'alcool marque 2° dans la chaudière. Nous savons qu'en tenant compte du rayonnement, il faut alors distiller le tiers du liquide restant

Nous aurons donc dans les deux cas étudiés :

	k.		k.
Alcool à 70° . . . . .	7,19	Alcool à 50° . . . . .	10,38
— à 30° . . . . .	3,84	— à 30° . . . . .	3,37
Petites eaux à 6° . . . . .	29,66	Petites eaux à 6° . . . . .	28,42
Résidu . . . . .	59,32	Résidu . . . . .	56,84

En faisant comme précédemment les quadratures, on arrive à trouver :

	calories.		calories
Pour l'alcool à 70 p. 100.	7 549	Pour l'alcool à 50 p. 100.	6 266
— à 30 p. 100.	3 648	— à 30 p. 100.	3 201
	<u>11 197</u>		<u>9 463</u>

Dès lors le calcul de la dépense se fait comme suit, en supposant que l'eau alcoolisée entre à 70°.

Chaleur totale de 100 k. de vin à l'ébul- lition . . . . .	10 220
Chaleur totale de 100 k. de vin à 70° . . . . .	7 460

Chaleur à fournir pour porter le liquide à l'ébullition. . . . .	2 760	2 760
Chaleur pour les 2 phases de la distillation à fort degré . . . . .	11 197	9 463
	<hr/>	<hr/>
	13 957	12 223
Chaleur d'évaporation de { 29,66 à 6° = 520,2 × 29,66 .	15 429	
{ 28,42 à 6° = 520,2 × 28,42 .		14 593
Chaleur pour porter l'eau résiduaire { 59,32 × 5,53 . . . . .	383	
de 94°,47 à 100°. { 56,84 × 5,53 . . . . .		104
Dépense par opération. . . . .	29 769	27 199

Mais il faut noter que nous n'avons obtenu ainsi dans le premier cas sous forme d'alcool à 56,07 p. 100 = 63°,84 G.-L. que 76,83 p. 100 de l'alcool mis en œuvre : et dans le second cas, sous forme d'alcool à 45,17 p. 100 = 52°,77 G.-L. que 77,28. Nos nombres doivent donc être majorés dans les rapports  $\frac{100}{76,83}$  et  $\frac{100}{77,28}$ . Les dépenses deviennent donc en fin de saison par 100 kilogrammes de vin à 10° G.-L. mis en œuvre : 38 746 calories pour l'alcool à 70 p. 100 et 35 195 calories pour l'alcool à 50 p. 100.

On dépense donc environ 10 kilogrammes de houille par 100 kilogrammes de vin mis en œuvre.

Si, comme précédemment, nous rapportons les dépenses à 100 kilogrammes d'alcool à 8,05 p. 100, nous trouvons respectivement 481 813 et 434 596 calories.

Il est à noter que ces chiffres sont des minima qu'on ne peut approcher qu'à condition de faire rentrer les condensations au titre et à la température de l'alambic.

**Appareils à deux chaudières.** — Dans tout ce qui précède, nous avons supposé que les vapeurs alcooliques vont en tout ou partie à un réfrigérant.

Or, de même qu'en traitant de la vaporisation d'un

liquide simple, nous avons abordé l'étude des *multiples-effets*, nous pouvons utiliser la chaleur enlevée à un alambic par les vapeurs alcooliques, pour porter à l'ébullition et distiller une nouvelle quantité d'alcool.

En effet, supposons que nous ayons dans une chaudière A 100 kilogrammes d'eau alcoolisée, titrant 10 p. 100 d'alcool (12°,37) et portée préalablement à la température d'ébullition, et que dans une autre chaudière B nous ayons un liquide alcoolique également bouillant titrant actuellement 5 p. 100 (6°,2).

Envoyons 2 kilogrammes de la vapeur de B dans A. Ces deux kilogrammes de vapeur titrent 33,37 p. 100 et possèdent depuis 0° (eau et alcool) 1047 calories.

Si toute la vapeur se liquéfie dans le liquide de A, ce qui est possible puisqu'elle arrive à une température plus élevée que celle du liquide, nous aurons une solution alcoolique au titre pondéral  $\frac{2 \times 33,37 + 100 \times 10}{102}$

= 10,45 p. 100 (12°,94) bouillant à 91°,12.

Or, les 100 kilogrammes de liquide A bouillant possédaient une chaleur totale de 10 020 calories

Les 102 kilogrammes du liquide obtenu posséderaient à l'ébullition 10 169 calories

Nous avons donc à fournir la différence 149 calories

Or, nous en avons apporté  $523,5 \times 2 = 1047$ , il reste donc 898 calories disponibles qui sont employées à vaporiser de l'alcool.

Or, à mesure que la chaudière B s'épuise, la chaleur totale des vapeurs qu'elle produit va en croissant, donc, à fortiori, il y aura de l'alcool extrait de A. Nous pourrions donc, en épuisant d'alcool le liquide de B, extraire une grande partie de l'alcool de A, tout en obtenant un liquide plus riche que par distillation directe.

[Appelons  $P_0$  le poids du liquide contenu dans la chaudière A,  $t_0$  son titre pondéral,  $C_0$  sa chaleur totale, E le

poids d'alcool qui en sera extrait,  $e$  son titre pondéral,  $L_e$  la chaleur totale de ses vapeurs.  $P'$  le poids initial du liquide de la chaudière B,  $t'$  son titre pondéral,  $V'$  le titre de ses vapeurs,  $C'$  sa chaleur totale,  $P' m$  la fraction de  $P'$  à distiller pour avoir l'épuisement. Nous supposons que  $P'$  provient de  $P_0$  en partie épuisé, et que lorsque  $P'$  est lui-même épuisé, nous retombons dans les conditions initiales.

Nous aurons évidemment alors :

$$Ee = P_0 t_0 \quad (1)$$

$$P' = P_0 + mP' - E$$

ou

$$E = P_0 - P'(1 - m) \quad (2)$$

$$P'C' = P_0 C_0 + mP'L' - EL_e$$

ou

$$EL_e = P_0 C_0 + P'(mL' - C') \quad (3)$$

Enfin appelons EQ la chaleur nécessaire pour achever l'opération, c'est-à-dire pour épuiser  $P'$

$$EQ = mP'L' + (1 - m)P'(100 - \theta') - P'C'$$

$$EQ = P'(mL' - C') + (1 - m)P'(100 - \theta'). \quad (4)$$

Remplaçant E par sa valeur  $\frac{P_0 t_0}{e}$ .

Nous avons :

$$P_0 \frac{e - t_0}{e} = P'(1 - m)$$

$$P_0 \frac{t_0 L_e - e C_0}{e} = P'(mL' - C')$$

$$\frac{P_0 t_0}{e} Q = P'(mL' - C') + (1 - m)(100 - \theta') P'$$

d'où

$$\begin{aligned} \frac{P_0 t_0}{e} Q &= P_0 \frac{t_0 L_c - e C_0}{e} + P_0 \frac{e - t_0}{e} (100 - \theta') \\ Q &= \frac{t_0 L_c - e C_0}{t_0} + \frac{e - t_0}{t_0} (100 - \theta') = (L_c - 100 + \theta') \\ &\quad - \frac{e}{t_0} (C_0 - 100 + \theta') \end{aligned} \quad (5)$$

Si nous avons opéré par distillation simple, en distillant la fraction  $n P_0$  pour épuiser le liquide, nous eussions trouvé :

$$E_1 Q_1 = E_1 L_1 + (P_0 - E) (100 - \theta_0) - P_0 C_0$$

ou :

$$\begin{aligned} n P_0 Q_1 &= n P_0 L_1 + P_0 (1 - n) (100 - \theta_0) - P_0 C_0 \\ Q_1 &= (L_1 - 100 + \theta_0) - \frac{1}{n} (C_0 - 100 + \theta_0). \end{aligned} \quad (6)$$

Or, nous avons vu qu'à chaque instant il y a enrichissement du liquide de la chaudière A, donc à chaque instant le titre des vapeurs est plus élevé que dans la distillation simple, donc  $L_e$  est toujours plus faible que  $L_1$ , pour la même raison  $\frac{e}{t_0}$  est plus grand que  $\frac{1}{n}$ , donc il y a économie à prendre le dispositif étudié.

L'économie sera d'autant plus grande que  $e$  sera plus grand.

On devra donc s'attacher à n'avoir pas à poursuivre la distillation dans la chaudière B dès que celle-ci sera épuisée, et d'autre part à avoir le contenu de cette chaudière au plus haut titre possible.

Prenons un exemple :

Alcool à 10 p. 100, produisant de l'alcool à 20,60 p. 100 (25°, 20) : nous supposerons que  $m$  est égal à un demi,

nous aurons donc pour 100 kilogrammes mis en œuvre :

$$P' = 200 \times \frac{20,60 - 10}{20,60} = 103^k$$

$$100 \times \frac{10 \times 570 - 20,60 \times 100}{20,60 \times 103} = 171 = \frac{L'}{2} - C'$$

d'où

$$t' = 3,48 \text{ p. } 100 = 4^{\circ},4.$$

$$Q = 379$$

Or

$$E = 48^k,4$$

donc  $EQ = 18\ 246$  calories par 100 kilogrammes de vin bouillant ou  $182\ 460$  calories pour 100 kilogrammes d'alcool absolu.

Le principe de ce travail est dû à Adam en France, à Pistorius en Allemagne. Sans m'arrêter à décrire ces anciens appareils, je traiterai de suite de deux types modernes fort intéressants.

*Appareil multiplex d'Egrot.* — Cet appareil peut fournir de l'alcool de premier jet, produire des esprits à  $86^{\circ}$  et même au-dessus, distiller les marcs et les lies (fig. 19).

Il consiste en une chaudière inférieure A, chauffée par un serpentín de vapeur, surmontée d'une deuxième chaudière A', dont elle peut recevoir le contenu par le jet d'un robinet. Les vapeurs de A viennent barboter par quatre tubes dans A'. Les vapeurs fortes dégagées de A s'épanouissent sous un diaphragme, puis s'échappent par un large tube muni d'un robinet à trois voies. Suivant le jeu du robinet, elles iront directement au réfrigérant R ou au rectificateur T. Ce rectificateur, sur le jeu duquel je reviendrai plus loin, comprend six plateaux pouvant rétrograder indépendamment sur A' par un tube L et des robinets.

A la suite du rectificateur vient un condenseur sphérique V à double enveloppe : cette sphère, entourée d'une toile, peut être arrosée extérieurement par un filet d'eau fourni par un robinet à cadran. Les vapeurs circulent

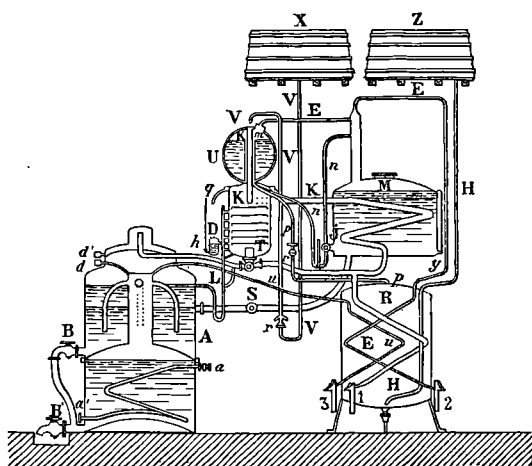


Fig. 19. — Appareil multiplex d'Egrot.

entre les deux sphères, puis se rendent au chauffe-vins et de là au réfrigérant.

Le vin fourni par un bac supérieur à niveau constant pénètre par le bas du réfrigérant qu'il remplit complètement, il s'écoule ensuite au condenseur dont il occupe la partie intérieure, puis, suivant la position du robinet à trois voies J, sur le tube  $nn'$ , il pénètre au chauffe-vins par la partie inférieure, ou par la partie supérieure. On peut ainsi tenir le condenseur vide ou plein, le tube  $nn'$  est muni d'un thermomètre donnant la température du vin.

Enfin par la manœuvre du robinet  $r'$  on règle l'écoulement du vin ou on l'arrête complètement.

Pour mettre en route l'appareil, on commence par remplir de vin le réfrigérant et introduire dans le chauffe-vins la huitième partie de ce qui peut être traité par

vingt-quatre heures, on fait passer cette charge en A, puis on recommence pour charger A' : enfin on remplit la sphère.

On commence à donner de la vapeur, bientôt A est à l'ébullition, ses vapeurs se condensent en A' qu'elles enrichissent, puis portent à l'ébullition, et les vapeurs de A' arrivent au rectificateur puis au condenseur, où elles se condensent d'abord totalement et chargent les plateaux du rectificateur. Peu à peu le condenseur s'échauffe et une partie des vapeurs échappe à la condensation pour arriver au réfrigérant.

Bientôt le condenseur serait trop chaud, on rétablit donc la circulation du vin de façon que celui-ci ne sorte pas du condenseur à plus de 80°, et l'on continue ainsi jusqu'à ce que le volume de vin arrivé au chauffe-vins, augmenté du volume contenu dans la sphère, constitue une charge.

Dès lors, on arrête le mouvement du vin, et on commence à faire couler de l'eau à l'extérieur du condenseur, pour continuer la déflegmation : on augmente peu à peu le débit d'eau de façon à maintenir le plus longtemps possible l'écoulement à fort degré ; quand on n'y arrive plus et que l'alcool coule à 50°, on sépare les queues, et on vérifie si A est épuisé. Aussitôt on vide A, on fait passer le contenu de A' en A, le contenu du chauffe-vins, celui du condenseur, du rectificateur dans A', et l'on est prêt à recommencer.

Avec un appareil traitant 750 litres par opération, on peut faire huit chauffes en vingt-quatre heures, soit traiter 6 000 litres de vin, tandis qu'avec un appareil au premier jet ordinaire on ne ferait que 3 chauffes, traitant 2 250 litres de vin.

Il faut évidemment des ouvriers très soigneux pour conduire un tel appareil. De plus, le vin reste trop longtemps en contact et à chaud avec des surfaces de cuivre.



*Appareil continu et à distillation fractionnée de Deroy.* — M. Deroy, préoccupé d'obtenir par un travail continu des eaux-de-vie dépouillées de leurs têtes, et ayant conservé leur bouquet, beaucoup plus que de chercher une économie, a imaginé d'accoupler en batterie, ou plutôt en cascade, quatre de ses alambics avec lentilles de rectification chauffés par la vapeur.

Ces alambics sont traversés par le vin à traiter et s'alimentent réciproquement.

Le premier qui reçoit le vin du chauffe-vins est disposé pour distiller fort peu, et éliminer la plus grande partie des têtes, à fort degré.

Le second fournit l'eau-de-vie fine de premier jet.

Le troisième fournit les queues.

Le quatrième est destiné, après élimination des queues, à extraire des petites eaux fortement aromatisées qui servent à faire des coupages, ou à ramener l'eau-de-vie au degré convenable. Quand l'emplacement le permet, on surélève les trois premiers appareils, pour avoir un peu de pression au quatrième, de façon à mieux extraire les produits qui donnent le bouquet.

Si l'on traite de bons vins, on peut activer l'opération en faisant travailler pour eaux-de-vie les numéros 1 et 2, et éliminant les têtes grâce à un petit serpentín disposé dans la partie supérieure du chauffe-vins.

Cet appareil demande évidemment à être soigneusement surveillé comme le précédent, mais le temps du séjour du vin est moindre.

Sa dépense est évidemment la même que celle d'un appareil unique à fort degré pour les trois premières chaudières : il faut y ajouter la dépense de la quatrième que l'on règle à volonté, suivant l'extraction de principes parfumés que l'on veut obtenir.

## CHAPITRE VIII

### APPAREILS A DISTILLATION CONTINUE DESCRIPTION DES APPAREILS

L'étude des appareils à plusieurs chaudières nous conduit naturellement à celle des appareils de distillation continue.

On peut diviser ces appareils en plusieurs types :

a. *Appareils où l'on utilise pour la distillation l'élévation de température due à l'appauvrissement progressif du liquide.* — Dans ce cas, la chaudière est constituée pour un certain nombre de compartiments concentriques. L'alcool à distiller, échauffé par la condensation des vapeurs allant à l'éprouvette, est amené dans le compartiment intérieur, de là il passe par le bas dans le deuxième compartiment, du deuxième dans un troisième, par déversement, et ainsi de suite. Le compartiment extérieur est seul exposé à la chaleur directe ; chacun d'eux joue le rôle d'un bain-marie par rapport au compartiment qui lui est immédiatement intérieur.

Dans ce genre d'appareils on ne peut obtenir un degré bien élevé, car la chambre à vapeur étant commune à tous les compartiments, il se produit deux effets simultanés : les vapeurs faibles se diffusent dans les vapeurs fortes et les affaiblissent, les vapeurs fortes, rencontrant, avant ce mélange, de l'alcool plus froid que le liquide générateur, s'y condensent partiellement et

l'affaiblissent : le titre de l'alcool recueilli est donc notablement inférieur au titre qui correspondrait à la richesse initiale. Si donc on veut avoir de l'alcool fort, il faut recourir à l'enrichissement des vapeurs par condensation partielle.

Ces observations ne sont justifiées que dans le cas qui nous occupe : on peut, au contraire, citer des cas où la disposition que nous étudions est des plus logiques. C'est ainsi qu'on obtient d'excellents appareils de platine se prêtant à la concentration de l'acide sulfurique en faisant circuler de l'acide chauffé et déjà concentré à 60° — 61° B. en couche mince dans un vase pourvu de plusieurs cloisons concentriques où l'alimentation se fait par le compartiment extérieur et la sortie par le compartiment central, le liquide d'un compartiment est repris au fond et déversé à la surface du liquide occupant le compartiment suivant.

Dans ces conditions, vu la haute température des vapeurs, il se fait une abondante condensation d'acide faible sur le couvercle que l'on peut d'ailleurs refroidir, d'où concentration des vapeurs qui s'échappent en quantité relativement faible, tandis que les liquides condensés et fortement chargés d'acide sulfurique pur sont, ou recueillis à part dans une rigole constituant un joint hydraulique, ou déversés de cette rigole dans le compartiment extérieur.

Ce procédé permet une concentration rapide et économique.

Par contre, cet appareil présente des avantages : 1° il tient peu de place, et a peu de hauteur ; il convient donc bien aux très petites distillations ; 2° les produits aromatiques entraînés par les vapeurs du compartiment extérieur ne sont que partiellement condensés et communiquent plus de bouquet à l'eau-de-vie que dans le type ordinaire que nous allons étudier.

Toutefois l'appareil à vins de Deroy échappe presque complètement à ce reproche, parce qu'on n'y fait pas la distillation d'un seul coup, mais par séries successives où les vapeurs se condensent partiellement au contact

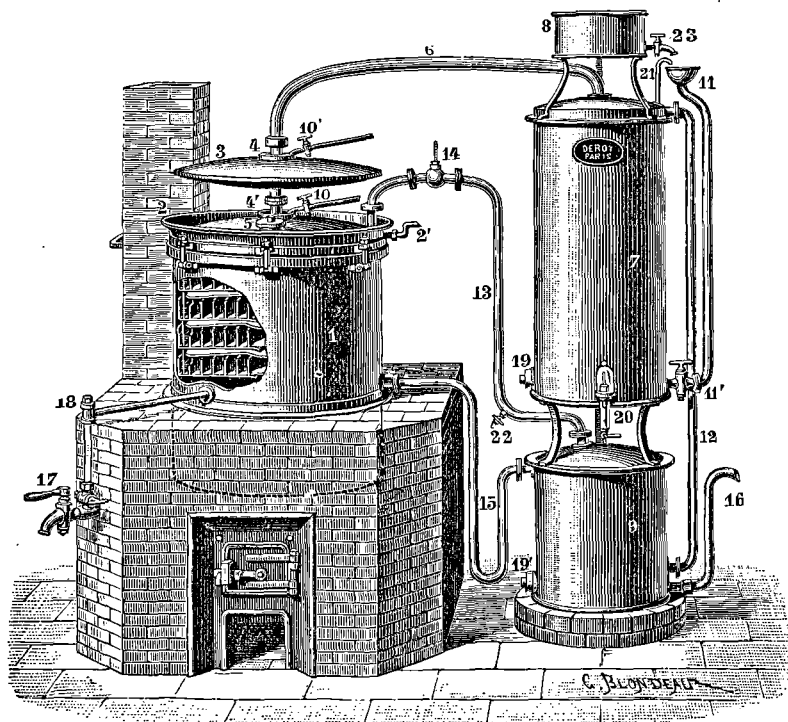


Fig. 20. — Appareil continu de Deroy pour les vins.

de parois métalliques, au lieu de se condenser sur le liquide (fig. 20).

Il consiste essentiellement en 6 plateaux s'emboîtant à joint hydraulique, et munis d'une cloison en hélice formant chicanes et forçant le liquide à couler en lame très mince de la circonférence au centre, d'où il tombe sur un diaphragme pour être ramené à la circonférence

du compartiment inférieur ; enfin le liquide achève de s'épuiser dans une chaudière.

D'après le constructeur, on arrive à épuiser un vin à  $12^{\circ}$  —  $13^{\circ}$  jusqu'à ne laisser que  $0^{\circ}3$  —  $0^{\circ}4$  dans la vinasse. Si l'on ne pratique pas l'enrichissement des vapeurs on obtient  $55^{\circ}$ , avec le refroidissement du couvercle on arrive à  $75^{\circ}$ , avec deux lentilles de rectification à  $90^{\circ}$ .

b. *Colonnes de distillation à barboteurs.* — Dans le second type qui est le plus répandu dans les distilleries industrielles, le fonctionnement a lieu comme dans l'appareil Adam, en ce sens que les vapeurs d'une chaudière déterminent, par leur condensation, la distillation et l'enrichissement du contenu de la chaudière supérieure. Mais les chaudières sont superposées et constituent généralement des réservoirs très petits ; on peut donc en superposer un grand nombre. Dès lors la différence de composition entre les contenus des compartiments successifs devient très faible, et l'on peut recourir à une alimentation continue : enfin tantôt les vapeurs engendrées dans le compartiment du bas sont produites par l'épuisement des vinasses, tantôt elles le sont par un emprunt fait à un générateur de vapeur.

c. *Distillation par contact.* — La condensation des vapeurs ne se fait pas par barbotage, mais par simple contact.

1° Les liquides à épuiser s'étalent sur une plaque perforée et tombent en pluie dans le courant de vapeurs ; la condensation et l'épuisement de l'alcool se font donc dans une atmosphère de vapeurs et non dans le liquide.

2° Lorsqu'il s'agit du traitement de moûts très épais, on peut atteindre le même résultat en mettant mécani-

quement le moult en contact avec la vapeur, et le forçant à circuler par le même mouvement mécanique.

d. *Colonnes pleines.* — Pour éviter les obstructions par les matières solides que contiennent les moult très épais, quelques constructeurs établissent ce qu'on appelle les colonnes pleines, ce qui veut dire où le liquide forme une colonne continue sans séparations tranchées, sans chambres à liquides ni chambres à vapeur, mais en s'attachant à éviter autant que possible tout retour des liquides épuisés vers les parties récemment alimentées.

*Appareils de régulation.* — Il est évidemment essentiel, dans tous ces appareils continus, de régler à chaque instant la production de vapeur et l'arrivée du jus pour assurer l'épuisement complet et produire les flegmes au plus haut degré possible.

Dans les petits appareils chauffés à feu nu, la colonne sera munie d'un petit manomètre à eau, et le distillateur ayant déterminé une fois pour toutes la pression la plus convenable à maintenir dans les colonnes, réglera son feu de façon que la pression reste indéfiniment à la valeur fixée.

Mais dans les grands appareils, chauffés directement ou indirectement par un courant de vapeur d'eau, l'ouvrier distillateur ne peut pas s'occuper de la marche du générateur. Il faut un organe spécial qui donne un écoulement convenable de vapeur : cet organe s'appelle le régulateur de vapeur. Nous en étudierons le fonctionnement avant d'aborder l'étude rapide de chaque type d'appareil.

*Régulateur de vapeur.* — Tous les régulateurs sont plus ou moins heureusement copiés sur le type de l'appareil Savalle, le premier en date et, croyons-nous, le plus sensible. C'est donc la description de cet appareil que nous donnerons ici (fig. 21).

Remarquons que dans une colonne à distiller, il y a toujours une certaine résistance opposée à la circulation de la vapeur, tant à cause des barbotages, qu'à cause du passage des vapeurs alcooliques dans le tuyau de sortie : nous pouvons d'ailleurs toujours créer dans ce tuyau de sortie la résistance que nous voudrons en y plaçant un

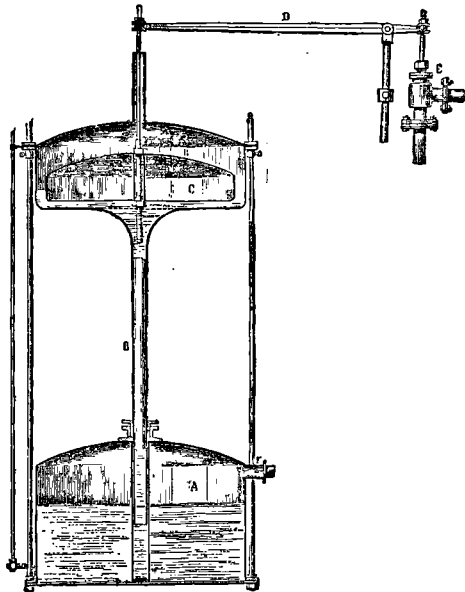


Fig. 21. — Régulateur Savalle.

diaphragme, soit percé d'une ouverture fixe, soit d'une section libre variable.

Si nous alimentons l'appareil avec une quantité définie d'eau alcoolisée à un degré constant et si nous ne donnons que la quantité de vapeur strictement nécessaire pour l'épuisement, il est clair que la somme des résistances de l'appareil restera constante, et qu'une soupape commandée par un manomètre sensible permettra de conserver indéfiniment la pression de régime une fois

établie. Tel est le principe du régulateur le plus simple qui consiste en un véritable manomètre à eau. Le compartiment inférieur est en communication constante avec le tronçon inférieur de la colonne, et est rempli d'eau jusqu'au niveau de la tubulure de communication, de façon que le niveau reste constant. De là part un tube étroit pouvant glisser à frottement dur dans un presse-étoupes, aboutissant à un épanouissement dans lequel on a établi un flotteur puissant, si bien qu'une variation de pression de quelques millimètres se traduit par un effet de plusieurs kilogrammes sur le flotteur. Celui-ci agit par un levier de premier genre, à bras très inégaux, sur une soupape équilibrée qui obture plus ou moins l'arrivée de la vapeur. On conçoit que, suivant la pression existant dans la colonne, le manomètre ouvre, ferme, ou réduit plus ou moins l'ouverture de la soupape. La pression possible varie avec l'ouverture du diaphragme disposé au tampon de sortie.

L'appareil si simple décrit ici ne convient que si le régime reste absolument constant, soit au point de vue du volume soumis par heure à la distillation, soit au point de vue de la richesse du liquide distillé. Si nous voulons faire varier l'un ou l'autre, il faut ou modifier le diaphragme, ou modifier la pression de marche du régulateur.

Les deux procédés peuvent être employés : nous verrons dans quels cas il vaut mieux prendre l'un ou l'autre.

*Diaphragme variable.* — Le diaphragme à régime variable (fig. 22) consiste en un cône que nous pouvons enfoncer plus ou moins dans un disque percé d'une ouverture circulaire ; suivant la position du cône, nous aurons une résistance variable s'ajoutant à la résistance de la colonne à distiller et, par suite, le régulateur donnera un écoulement variable de la vapeur entrant sous pres-



sion constante dans la colonne. Par suite, les conditions de température resteront les mêmes et, vis-à-vis de l'alcool distillé, nous n'entraînerons qu'une même proportion de corps de queue.

Nous pouvons évidemment profiter des variations de

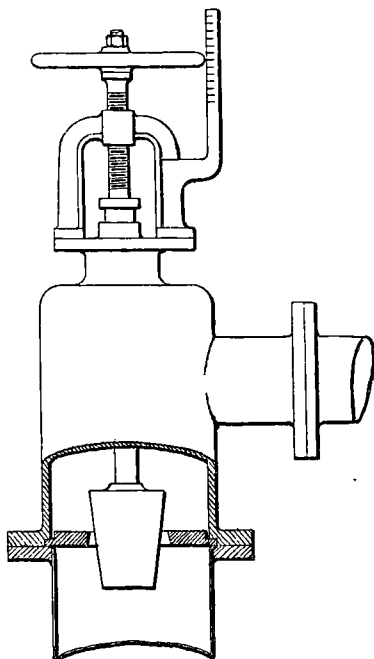


Fig. 22. — Diaphragme variable.

section de ce diaphragme pour modifier le degré de l'alcool recueilli à l'éprouvette.

*Régulateur variable.* — Mais nous pouvons avoir intérêt à ne pas laisser à l'ouvrier distillateur le droit de disposer de ce diaphragme qui change d'une façon très rapide le fonctionnement de toute la colonne, et à augmenter simplement la pression de régime sans nous occuper des questions d'entraînement des corps de queue. Nous recour-

rons alors au régulateur à régime variable, qui nous permettra de suivre soit les variations de quantité, soit les variations de richesse du liquide soumis à la distillation.

L'appareil (fig. 23) est un peu plus compliqué, en ce

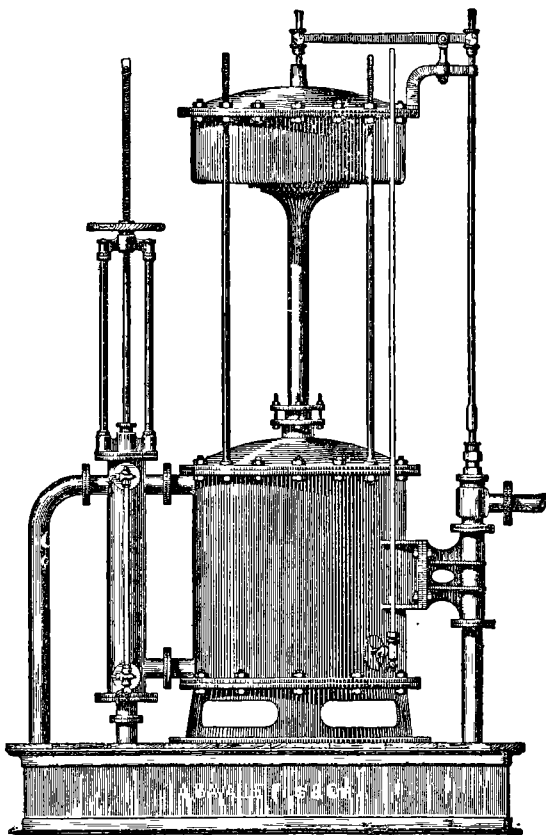


Fig. 23. — Régulateur Savalle à régime variable.

sens que le niveau n'est plus réglé par la tubulure de sortie, mais par un orifice, à niveau variable permettant au liquide du réservoir inférieur de s'échapper au fur et à mesure de la condensation. Cet orifice est commandé par

une vis et peut donc monter ou descendre à volonté. Si nous l'abaissions, l'eau s'écoule dans le tuyau de sortie, et reste ensuite à niveau constant; plus nous aurons abaissé notre orifice, plus la pression de régime sera accrue, et, par suite, plus nous pourrons faire passer de

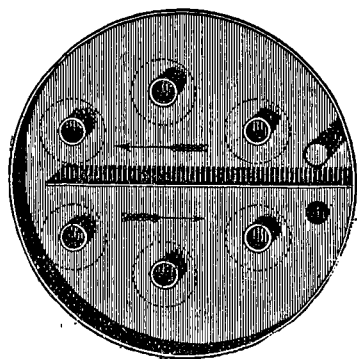
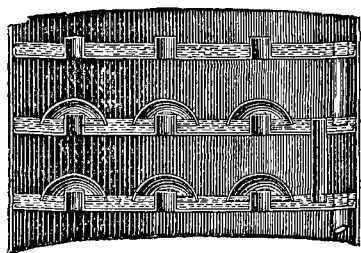


Fig. 24. — Plateau à calottes multiples.

vapeur par heure dans notre colonne; si nous voulons ralentir la distillation, il nous suffira de relever le niveau de l'orifice, et de faire couler de l'eau dans le régulateur jusqu'à ce que le niveau atteigne celui de l'orifice d'écoulement.

On peut aussi faire varier mécaniquement le niveau de la vasque supérieure.

Dans beaucoup de cas, l'on emploie, outre la vapeur

directe, celle qui provient de machines sans condensation ; alors la vapeur est d'abord amenée dans une vaste capacité munie d'une soupape d'échappement lestée de façon qu'elle ne crée jamais une contre-pression exagérée sur les machines. Si la consommation des moteurs est très

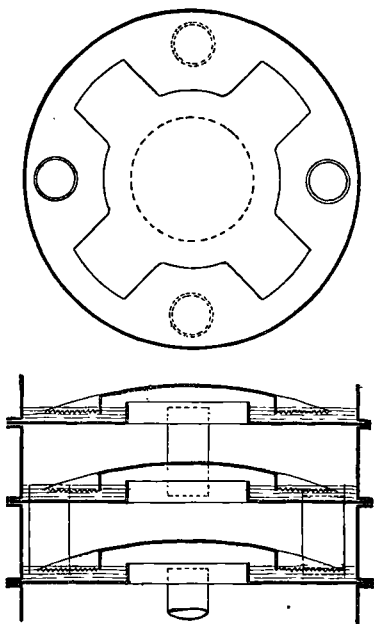


Fig. 25. — Calotte étoilée.

notablement inférieure à celle de la colonne, il suffit de donner à la soupape une charge telle que la vapeur d'échappement ait une tension un peu supérieure à celle de la colonne : mais si la quantité de vapeur dégagée par les moteurs est plus que suffisante pour alimenter la colonne, le régulateur normal de vapeur peut être calé et l'appareil ne fonctionne plus régulièrement. On modifie alors le régulateur de façon à interrompre s'il est nécessaire la vapeur directe, mais en lui laissant toujours un

échappement très faible qui permet au régulateur d'ouvrir la vapeur directe si la vapeur d'échappement vient à faire défaut.

Dans la plupart des appareils à barbotage, on ne met les vapeurs et les liquides en contact que sur une

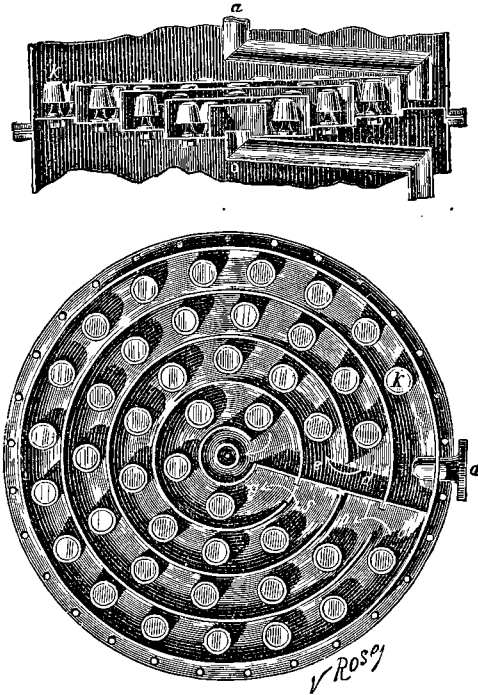


Fig. 26. — Plateau type Egrot ou Deroy.

épaisseur de 20 millimètres pour éviter de trop grandes contre-pressions, il faut donc assurer la durée nécessaire du contact en développant la longueur de la veine de vapeur : d'où calottes multiples (fig. 24), calottes étoilées (fig. 25); malheureusement, dans beaucoup de ces appareils, on ne prend pas les précautions nécessaires pour forcer dans chaque plateau le liquide à pré-

senter, en quelque sorte, toutes ses parties à l'action de la vapeur : C'est le cas de la plupart des appareils à colonne ronde; on remédie parfois à cet inconvénient

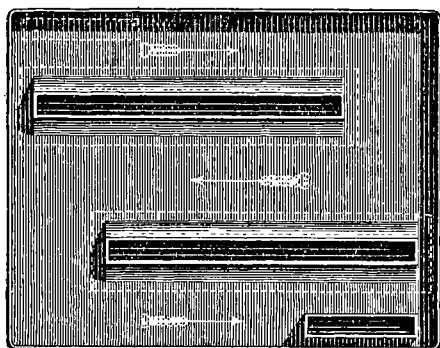


Fig. 27 — Plateau rectangulaire sans ses calottes. (Plan.)

par l'établissement de barrages forçant le liquide à circuler d'une façon régulière autour des barboteurs : les colonnes Egrot et Deroy (fig. 26), où le liquide coule

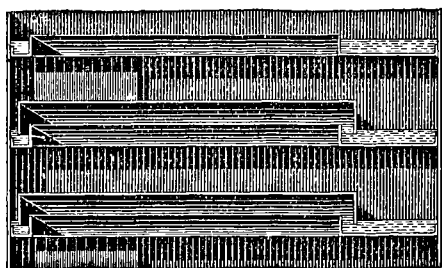


Fig. 27 bis. — Colonne rectangulaire. (Coupe longitudinale.)

dans une sorte de rigole en hélice munie d'un très grand nombre de petits barboteurs résolvent théoriquement le problème.

Mais, comme les liquides à distiller ne sont jamais

absolument limpides, ou se troublent sous l'action de la chaleur et par suite du départ de l'alcool, il convient que les plateaux soient d'un nettoyage facile, sans qu'il soit nécessaire de démonter l'appareil chaque fois qu'on veut opérer ce nettoyage. On conçoit que l'établissement de barrages, la forme ronde plus ou moins tourmentée des barboteurs gênera beaucoup dans ce travail et le rendra généralement imparfait.

Aussi y a-t-il intérêt à recourir à la forme rectangulaire, bien qu'elle entraîne une augmentation coûteuse dans le poids du matériel à employer (fig. 27, 27 bis, 28).

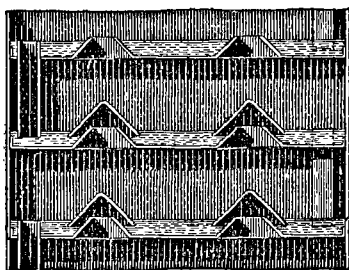


Fig. 28. — Colonne rectangulaire. (Coupe transversale.)

Le contact du liquide avec la vapeur a lieu le long de calottes droites régnant à l'intérieur et formant chacune un barrage obligeant le liquide à circuler en zigzag dans un canal étroit, où il est constamment agité et ne peut former facilement de dépôts. La forme droite de ces canaux permet de les nettoyer aisément par des trous de bras placés au-dessus du niveau du liquide, et de nettoyer également le bord des barboteurs : enfin, point très important, le nombre de calottes est faible, il est donc facile de régler le niveau inférieur de chacune d'elles, de façon que la vapeur éprouve partout la même résistance et par suite soit contrainte de barboter sur tout le développement des calottes. On a donc une régu-

larité de marche parfaite, à condition que l'appareil reste parfaitement vertical.

Il faut prendre de grands soins pour assurer cette verticalité. Les fondations doivent être très solides et parfaitement nivelées, puis quand on montera les tronçons successifs de la colonne, on le fera en se guidant sur les indications de 3 fils à plomb, l'un placé au milieu d'une des faces, les deux autres sur les angles des petits côtés : enfin, si les calottes sont en cuivre et peuvent avoir été déformées pendant le transport, on versera de

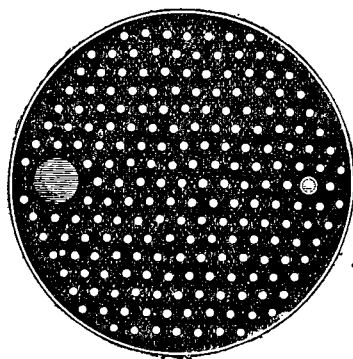


Fig. 29. — Colonne à plateaux perforés pour liquides non incrustants.  
(Plan.)

l'eau dans chaque compartiment, et l'on s'assurera, après avoir serré les joints, si chaque calotte affleure exactement ; s'il n'en est pas ainsi, on réglera les calottes avec quelques coups de maillet.

Enfin, le plateau peut être perforé de nombreux petits trous à travers lesquels la vapeur est obligée de passer en soulevant le liquide, et s'y divisant à l'infini (fig. 29 et 30).

Dans tous ces appareils, le niveau du liquide est maintenu à une hauteur constante par un trop-plein de large dimension, qu'il est essentiel de pouvoir visiter facile-



ment : ce trop-plein se continue en dessous par un tuyau de même section qui plonge dans le liquide du compartiment inférieur pour empêcher la vapeur de passer par cet orifice au lieu de barboter dans le liquide.

Il convient de donner à chaque compartiment une hauteur suffisante pour que le liquide soulevé par la vapeur,

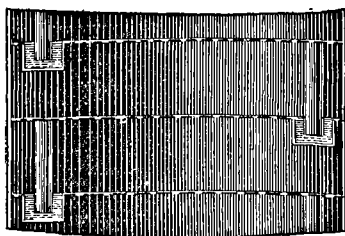


Fig. 30. — Colonne à plateaux perforés. (Coupe verticale.)

et parfois légèrement émulsionné par elle, ne soit pas entraîné dans les compartiments supérieurs, il en résulterait un affaiblissement de degré très notable. Aussi fait-on varier la hauteur des compartiments avec la nature du liquide à traiter. S'agit-il de vin ou de cidre limpides, on pourra descendre jusqu'à 0 m. 12 ; déjà pour les jus de la fermentation des betteraves et des mélasses, il faut adopter une hauteur de 0 m. 18, pour les moûts de grains, il faut aller jusqu'à 0 m. 23, et encore cette hauteur est parfois insuffisante dans les premiers plateaux.

Le constructeur règle empiriquement la section transversale de l'appareil d'après le débit à fournir et la teneur en alcool du liquide à distiller. Il est, en effet, évident que la quantité de vapeur qui doit passer par les barboteurs sera d'autant plus grande que le liquide sera plus alcoolique, et cette quantité croît très rapidement, ainsi que nous le verrons bientôt. Donc, à moins d'avoir des résistances exagérées, il faut proportionner le développement des barboteurs à la quantité de vapeur à fournir.

L'expérience ayant indiqué à chaque constructeur les dimensions à donner pour un débit connu et une richesse donnée, 3 p. 100 par exemple, il calculera la quantité de vapeur à fournir pour cette richesse, la quantité de vapeur à fournir pour la richesse indiquée par son client, et multipliera par leur rapport la quantité de liquide à faire passer par heure : dès lors il aura le débit qu'il doit chercher dans sa série.

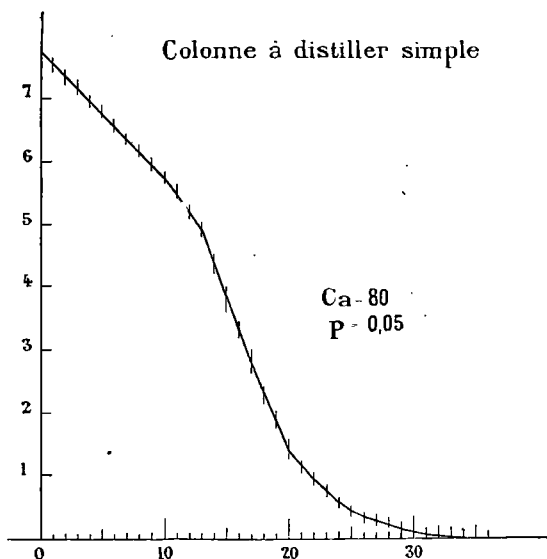


Fig. 31. — Diagramme indiquant la marche de l'épuisement.

Quant au nombre des compartiments, il variera peu, si l'on travaille dans les conditions énoncées ci-dessus. Si l'on détermine la richesse du contenu des compartiments successifs, et si on prend pour abscisses le nombre des compartiments à partir du premier, pour ordonnées les richesses, on obtiendra des courbes très différentes (fig. 31), mais qui se rapprochent toutes très rapidement de l'horizontale, si bien qu'elles finissent par se con-

fondre entre elles : donc il faut sensiblement le même nombre de compartiments pour épuiser des alcools de richesse différente.

Quand la colonne ne comporte pas de chaudière, on trouve qu'il faut théoriquement 16 à 18 compartiments pour épuiser un moût moyen dont la richesse ne dépasse pas 6 à 7 p. 100 d'alcool, par sécurité on en met au moins 3 de plus : soit 19 à 21 compartiments ; généralement ce nombre suffit même avec des vins à 12 ou 13 p. 100. Toutefois, certains constructeurs trouvent prudent d'ajouter un compartiment par deux degrés d'alcool au-dessus de 8 p. 100, mais en laissant les sections constantes.

La figure 32 montre l'ensemble d'un appareil à distiller ordinaire du type Savalle : les autres appareils à barbotage présentent les mêmes détails.

*Colonne Savalle.* — Les liquides à distiller sont emmagasinés dans un *bac à vins* à niveau constant, placé au point le plus élevé de l'usine. Le plus souvent ce bac représente l'approvisionnement de l'appareil pour vingt minutes ou une demi-heure : la pompe à moûts débite plus que l'appareil, de sorte que, sauf en cas d'accident, le bac écoule toujours par trop-plein l'excédent de la production de la pompe et se maintient ainsi à niveau constant : ce procédé très simple n'est pas parfait, car en retombant dans la bêche qui alimente la pompe les moûts entraînent toujours de l'air et celui-ci, en se dégageant, détermine forcément la volatilisation d'une certaine quantité d'alcool, d'où perte.

Il vaut évidemment mieux avoir un réservoir alimenté d'une façon intermittente et qui débite par un robinet à flotteur dans une petite bêche, laquelle fournit le liquide d'une façon régulière à la colonne. Enfin, dans quelques usines, le niveau du bac commande l'allure de la pompe à vins.

Quoi qu'il en soit, grâce au jeu d'un robinet à cadran

placé sous la main de l'ouvrier distillateur, les moûts à distiller remontent jusqu'au chauffe-vins, quand ils sont

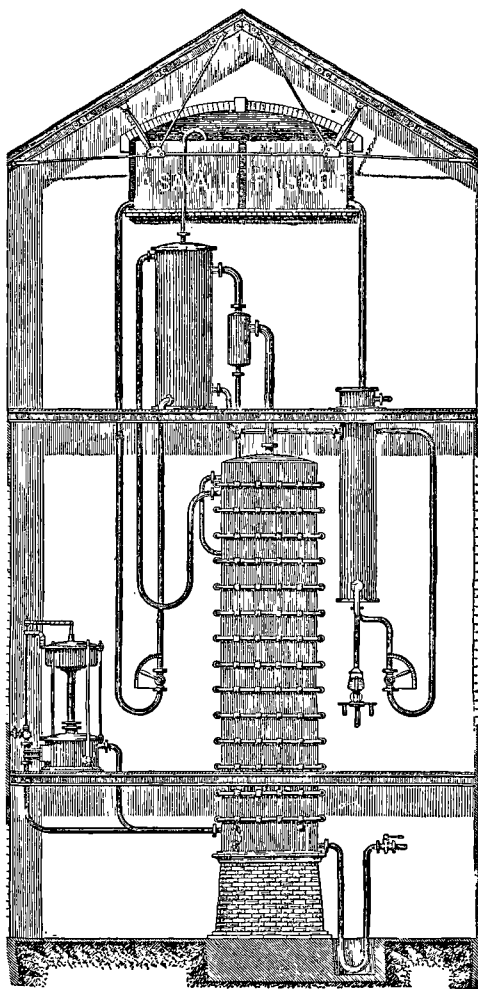


Fig. 32. — Colonne Savalle ordinaire.

suffisamment fluides. Le chauffe-vins consiste en un corps tubulaire, constitué par une enveloppe en cuivre rouge,

deux plaques tubulaires en bronze, et des tubes en cuivre rouge. Nous avons appris à calculer sa surface, de façon à échauffer les moûts à la température voulue qui nous permettra d'obtenir un degré convenable dans la colonne. Dans ce cas, les moûts arrivent par le bas du chauffe-vins, s'y échauffent en s'élevant par l'intérieur des tubes, et par suite dégagent une grande partie de l'acide carbonique qu'ils tenaient en dissolution. Mais celui-ci entraîne de l'alcool, aussi a-t-on soin de conduire ce mélange de gaz et de vapeurs par un tube barboteur dans le bac à vins où il se dépouille par condensation de l'alcool qu'il a entraîné.

Si les moûts sont très épais, une telle disposition ne convient plus, car rien n'empêcherait les dépôts d'obstruer une partie des tubes et le chauffe-vins cesserait de remplir son rôle : on adopte alors un dispositif différent. Les moûts sont encore puisés par une pompe appropriée, mais ne passent plus par le bac à vins où ils pourraient déposer. Le robinet à cadran est sur le refoulement même, et une soupape de sûreté renvoie à l'aspiration de la pompe l'excédent de la masse refoulée. Les moûts pénètrent par le haut du chauffe-vins qui consiste en un serpentin entouré par les vapeurs alcooliques, et souvent on prend la précaution de forcer ces vapeurs à circuler dans un étroit espace autour du serpentin.

Dans tous les cas, les produits condensés vont, avec les vapeurs, à un réfrigérant.

Du chauffe-vins, le liquide est dirigé par un tuyau dans le second compartiment de la colonne à distiller et descend d'étage en étage.

Le premier compartiment sert uniquement de dôme à vapeur pour retenir la majeure partie des liquides entraînés par les vapeurs. Parfois même cela ne suffit pas, et il est bon de ménager trois ou quatre compartiments dépourvus de calottes et destinés à retenir les produits entraînés

par le fait d'augmentations de vitesses suivies de détente.

Les vapeurs traversent ensuite un brise-mousses où elles achèvent de se sécher. C'est à l'entrée de ce brise-mousses qu'est généralement placé le disque permettant de régler la pression de régime de l'appareil. Plus le trou du disque sera petit, plus le régulateur se tiendra fermé et par suite, plus l'alcool obtenu sera concentré ; on réglera donc le diamètre de ce trou, par tâtonnements, de façon que le liquide sorte épuisé du bas de la colonne, tout en donnant le débit et la force voulus.

Du condenseur, les vapeurs mélangées de produits alcooliques condensés vont au réfrigérant qui, le plus souvent, est alimenté d'eau froide, dont on règle le débit pour avoir de l'alcool froid et éviter les pertes par vaporisation. On peut toutefois, sauf avec les moûts très riches, réunir condenseur et réfrigérant en un seul appareil, et utiliser à la liquéfaction de l'alcool les moûts même à distiller quand ils sont à une température convenable. C'est le cas de la distillation des vins et des cidres. Toutefois si les vins titrent plus de 9 à 10°, ils deviennent incapables de refroidir suffisamment les vapeurs.

Dans beaucoup d'appareils l'alcool condensé au chauffe-vins coule au réfrigérant sans qu'on prenne aucune précaution pour l'obliger à lécher l'ensemble des tubes ; aussi, malgré l'emploi de masses énormes d'eau, l'alcool sort chaud, c'est un gros défaut facile à éviter.

Quoi qu'il en soit, la dépense d'eau est toujours très grande, et, pour les moûts fermentés à 3,5 p. 100 d'alcool, il faut compter 30 litres d'eau à 15° pour 1 litre d'alcool absolu.

*Éprouvette-jauge.* — L'alcool liquéfié coule par une éprouvette permettant de constater le degré et le débit : nous ferons donc plonger dans cette éprouvette un thermomètre et un alcoomètre pour constater le degré corrigé

à la température de 15° C. en France, de 12° R. en Allemagne. Quant au débit, tantôt nous le contrôlerons rigoureusement par l'emploi d'un compteur, tantôt nous mettrons simplement à la disposition de l'ouvrier un dispositif lui permettant de vérifier les variations de débit. Tel est le but de l'éprouvette-jauge de Savalle,

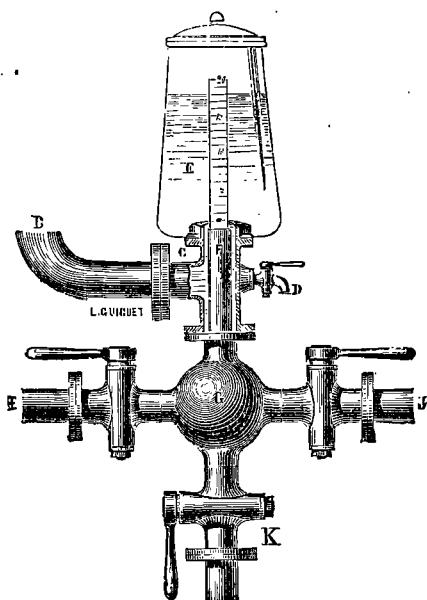


Fig. 33. — Éprouvette-jauge.

basée sur la loi de l'écoulement en mince paroi. Dans l'éprouvette formant un renflement du tuyau d'écoulement pénètre à frottement dur un tube en laiton calibré, et divisé en centimètres qui porte un trou d'écoulement jaugé. Tout l'alcool doit sortir par ce trou pour aller au magasin : on comprend donc que toute variation de débit est accusée par une variation de niveau dans l'éprouvette (fig. 33).

Quant aux variations de degrés, on les voit s'indiquer

par l'apparition de stries ascendantes si l'alcool s'enrichit, par la formation d'une couche inférieure si il s'appauvrit, avant même que l'alcoomètre varie de niveau.

Comme tout l'acide carbonique n'a pas été éliminé par le chauffe-vins, que même on n'en a pas éliminé du tout si le chauffe-vins consiste en un serpentín, il convient de placer à la sortie du réfrigérant une *trompette* par où s'échappent les gaz et les vapeurs incondensables.

La sortie des vinasses se fait par un tube en siphon renversé destiné à contrebalancer la pression intérieure de l'appareil. Mais il faut bien remarquer que le liquide arrive dans ce tube bouillant sous une pression supérieure à la pression extérieure : il tend donc à dégager de la vapeur dans sa branche ascendante qui fonctionnerait comme un émulseur et se viderait : dès lors, toute la vapeur introduite dans le bas de la colonne s'échapperait par le tube des vinasses et le liquide ne serait plus distillé. Il convient donc d'établir sur le tube de sortie une résistance, robinet ou diaphragme, empêchant cette vaporisation dans la branche ascendante, et que l'on règle de façon à laisser toutefois au tube de sortie la possibilité de débiter tout ce qui lui arrive. Si le tube doit s'infléchir ensuite vers le sol, il faut mettre à la suite de ce robinet une prise d'air pour empêcher que le tube s'amorce et forme siphon.

*Conduite d'une colonne à distiller.* — Pour mettre en route une colonne de ce genre, on commence par remplir le chauffe-vins, puis on donne de la vapeur sans alimenter, jusqu'à ce que le liquide du chauffe-vins soit chaud : on évite ainsi des condensations brusques dans la colonne. Pour repartir quand la colonne a été arrêtée, on est amené à introduire de la vapeur par les barboteurs dans un liquide plus ou moins froid, et on est exposé à avoir des condensations brusques qui



risquent de compromettre la solidité de l'appareil. Il faut donc donner la vapeur très lentement : néanmoins, chaque fois que la vapeur passe d'un compartiment à l'autre, il y a condensation ; mais, par le fait même, la différence de pression fait ouvrir le reniflard situé sur le tronçon inférieur et l'air appelé, mélangé à la vapeur, fait tampon et empêche un vide brusque de s'établir.

Quand le chauffe-vins est chaud, on commence à alimenter progressivement, on voit bientôt le titre des produits recueillis s'élever, et la pression augmenter au régulateur : bientôt le flotteur de celui-ci fonctionne ; il faut dès lors s'assurer qu'on a de l'alcool au titre cherché et qu'on ne perd rien dans les vinasses ; on agit donc sur le diaphragme dans un sens ou dans l'autre, et à la rigueur sur le régulateur en élevant ou abaissant le réservoir du flotteur, et modifiant le jeu de la soupape si elle ne débite pas assez de vapeur. On vérifie ensuite que la colonne ne s'engorge pas par suite d'une alimentation hors de proportion avec le débit de la sortie des vinasses, et bientôt la colonne est réglée : il n'y a guère plus à s'en occuper jusqu'à ce qu'elle vienne à être obstruée par des dépôts.

Pour arrêter, on alimente avec des vinasses qui, plus denses que les moûts fermentés, chassent ceux-ci du chauffe-vins, on attend que le titre tombe à 0° à l'éprouvette, on laisse refroidir et on lave l'appareil.

*Récupérateurs de la chaleur des vinasses.* — Dans l'appareil décrit ci-dessus, nous utilisons bien une partie de la vapeur alcoolique à réchauffer les moûts à distiller, mais nous perdons toute la chaleur emportée par les vinasses. Quelques auteurs proposent d'utiliser cette chaleur à réchauffer les moûts et par des calculs spécieux prétendent qu'il y a économie très considérable. Je ne partage pas une opinion aussi absolue ; nous

verrons, en effet, bientôt que nous ne pouvons pas réchauffer les mûts au delà d'un certain degré que peut nous fournir la vapeur alcoolique sans être amenés à abaisser le degré de l'alcool obtenu, ce qui peut avoir un inconvénient considérable, en nous mettant dans l'impossibilité d'utiliser directement cet alcool et, comme nous le verrons, sans être amenés à employer un nombre exagéré de plateaux si l'on veut réaliser toute l'économie possible. Aussi ne puis-je conseiller l'utilisation de la chaleur des vinasses que si le degré de l'alcool à obtenir est indifférent. Ce sera le cas par exemple si l'alcool est destiné à être rectifié, mais ma seconde réserve persiste.

Si nous voulons utiliser cette chaleur perdue nous emploierons des échangeurs de température analogues au chauffe-vins sur lesquels nous n'avons donc pas à revenir. Mais le plus souvent il vaudra mieux augmenter la force du chauffe-vins et utiliser autrement la chaleur perdue des vinasses.

*Chauffe-vinasses.* — Mais supposons que ces vinasses doivent être concentrées pour nous fournir leurs principes minéraux ou des produits organiques venant de leur décomposition, c'est le cas pour les vinasses provenant de la fermentation des mélasses de betteraves.

Ce serait une erreur d'opérer comme nous l'avons exposé plus haut. Nous avons admis en effet que toute la vapeur nécessaire à l'épuisement de notre mût fermenté était empruntée à un générateur : or, comme la majeure partie de cette vapeur est condensée dans les colonnes nous aurons dilué notre vinasse, et il nous faudra consommer du combustible pour évaporer l'eau ainsi introduite.

Il convient donc, dans ce cas, d'emprunter la vapeur nécessaire à la vinasse même ; c'est-à-dire d'opérer par

chauffage indirect. Les vinasses, à leur sortie, passeront

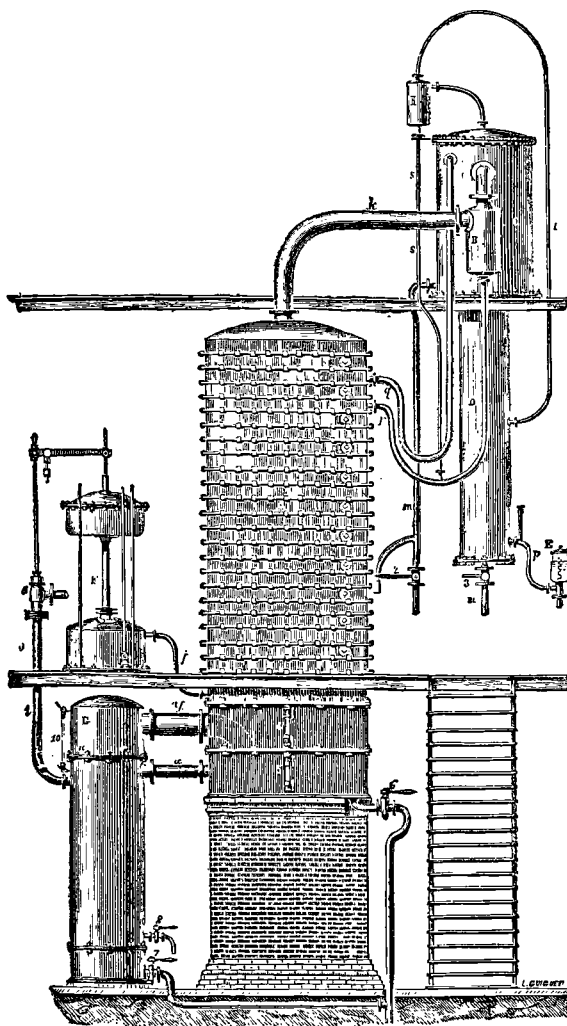


Fig. 34. — Colonne Savalle pour les mouts de mélasses de betteraves.

dans une boîte tubulaire où elles seront chauffées par la vapeur d'eau d'un générateur, et donneront la quantité

de vapeur nécessaire à l'épuisement (fig. 34). Or si nous admettons que 300 kilogrammes de vapeur sont nécessaires pour extraire un hectolitre d'alcool à 100° (sous forme de flegmes à 50°) d'un moût à 4 p. 100, nous voyons que nous aurons sensiblement condensé 400 kilogrammes de vapeurs dans nos vinasses, en opérant par introduction directe. En opérant par chauffage indirect, nous aurons extrait de nos vinasses 300 kilogrammes, dont 100 auront accompagné l'alcool, 400 seront restés dans le liquide; nous aurons donc en notre faveur une économie de 300 kilogrammes d'eau à évaporer en moins. Il est vrai que nous aurons emprunté à notre générateur un peu plus de vapeur, puisque au lieu de condenser celle-ci à 102 ou 103°, nous l'aurons condensée par surface à une température plus élevée; mais, d'une part, la différence n'est pas grande, d'autre part nous trouvons à restituer au générateur sous forme d'eau bouillante et pure toute la vapeur condensée dans notre enveloppe.

*Appareils du troisième type.* — Nous pouvons aussi bien diviser le liquide dans la vapeur que la vapeur dans le liquide, dès lors nous supprimons complètement la pression dans l'appareil, et il en résulte un léger abaissement de la température qui est suffisant pour éviter l'entraînement de certaines impuretés.

On peut faire tomber le liquide dans le courant de vapeur en lui opposant des obstacles qui ralentissent sa marche (colonnes à billes, plaques en échicanes, tours Lunge-Rohrman), mais ce dispositif exige toujours des liquides clairs, sous peine d'un encrassement très rapide. Toutefois, on tourne cette difficulté en faisant couler la masse sur des surfaces coniques ayant une inclinaison convenable (fig. 35).

Pour le traitement de masses épaisses, j'ai adopté un

dispositif mécanique très simple. L'appareil est horizontal, ce qui dispense de construire les énormes bâti-

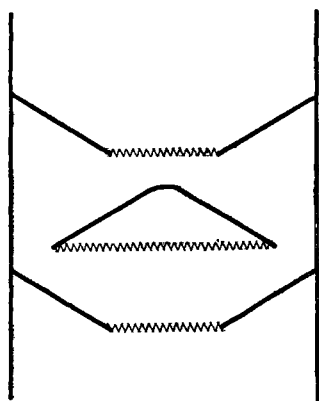


Fig. 35. — Coupe schématique d'une colonne du 3<sup>e</sup> type.

ments auxquels on reconnaît l'atelier habituel de distillation (fig. 36).

L'appareil est caractérisé par une série de disques en cuivre montés par séries de 20 sur des arbres de couche parallèles. Ces disques entraînent le liquide par capillarité et en étalent une couche mince constamment renouvelée dans le courant de vapeur, de façon que l'équilibre de tension puisse se produire.

D'autre part l'enveloppe en deux pièces où se meuvent ces disques est divisée par des cloisons en autant de compartiments qu'il y a de disques dans une série. Les cloisons fixées à la moitié supérieure présentent autour des arbres de larges échancrures, de sorte que la vapeur passe sans résistance d'un compartiment dans l'autre, mais elle rencontre de suite la surface d'un disque qu'elle est obligée de lécher.

Les cloisons fixées sur la moitié inférieure sont destinées à isoler les liquides contenus dans les compartiments, elles ne portent donc autour des arbres que

l'échancrure strictement nécessaire, tandis qu'on a ménagé alternativement à droite et à gauche une fenêtre dont le fond est au-dessus du niveau statique du liquide.

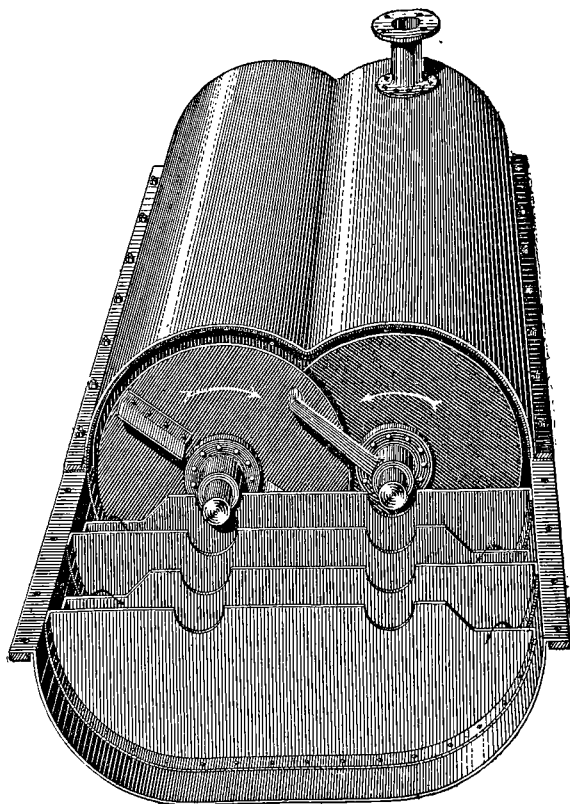


Fig. 36. — Appareil horizontal pour moûts épais.

Les disques voisins des fenêtres sont munis de palettes qui, à chaque tour, soulèvent le liquide et l'obligent à s'écouler en partie par l'échancrure pour passer dans le compartiment suivant qu'il doit traverser d'un bout à l'autre en contact avec les disques.

Si l'on fait fonctionner à blanc cet appareil, le couvercle

enlevé, on voit combien régulièrement le liquide circule, et si, par un moyen quelconque, on chauffe ce liquide, on constate que la vapeur se dégage non seulement de la surface des disques, mais aussi et très abondamment de la partie du liquide où les disques pénètrent par leur mouvement de rotation : c'est qu'ils entraînent par capillarité de l'air, et celui-ci forme à l'intérieur du liquide une atmosphère où se produit l'évaporation.

En vraie marche, la vapeur entraînée dans le liquide concourt aussi à l'épuisement.

La mise en marche de l'appareil se fait de la façon ordinaire, en prenant toutefois la précaution de faire tourner les disques pour les échauffer également.

Pour arrêter, il suffit de faire tourner les disques environ cinq minutes sans alimenter, de façon à épuiser les derniers compartiments et à avoir le temps d'échauffer ceux-ci lors de la mise en route, sans perdre d'alcool.

On compte qu'à la vitesse de 30 tours, deux arbres munis de disques de 40 centimètres de diamètre suffisent pour distiller 300 litres à l'heure.

Comme la vapeur a libre parcours, nous n'avons plus à tenir compte de la richesse des moûts comme dans le cas du barbotage. L'appareil épuise un moût de richesse quelconque.

Si l'on veut distiller des liquides très fluides, il suffit de donner à la surface des disques un état mécanique qui retienne ces liquides.

*Appareils du quatrième type.* — Lorsque les vinasses ont une valeur nutritive, comme les produits de la fermentation des pommes de terre ou des grains, il est clair que cette valeur sera d'autant plus élevée que les moûts seront plus concentrés. On conçoit donc que l'on cherche à faire fermenter en masses aussi épaisses que possible :

il en est de même quand on paie l'impôt sur la capacité des cuves de fermentation.

Dans ce cas, les appareils ordinaires, même la colonne rectangulaire, sont sujets à s'obstruer, et l'on a dû recourir à des appareils spéciaux.

La figure 37, schématique, représente le type de l'appareil

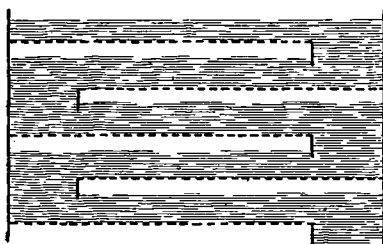


Fig. 37. — Appareil Collette. (Coupe schématique.)

reil français de Collette, qui a beaucoup de rapports avec la colonne allemande de Siemens. Ici on supprime tous les plateaux limitant des compartiments isolés, nous ne trouvons plus que des cloisons incomplètes formées d'une lame de cuivre perforée repliée à son extrémité libre ; ces cloisons forcent le liquide qui remplit toute la colonne à circuler en zigzag, tandis que la vapeur emprisonnée sous les cloisons les traverse et passe à travers toute la masse. Un flotteur situé dans la chambre où se fait l'alimentation commande le robinet de sortie de façon que la colonne soit toujours pleine. On obtient ainsi un barbotage énergique, et les masses pâteuses, constamment remuées ne peuvent se déposer.

Au point de vue de l'épuisement, l'appareil est satisfaisant, mais non au point de vue de la dépense de vapeur et du titre de l'alcool. En effet, malgré les cloisons, il se fait dans cette masse semi-liquide semi-gazeuse, des entraînements mécaniques considérables dont on peut se faire une idée par la hauteur qu'il faut donner à la cham-



bre de vapeur. Ces mouvements intérieurs ont pour résultat de ramener dans le haut, les liquides déjà épuisés qui viennent étendre les couches supérieures : il faut donc une consommation de vapeur plus grande, puisque le liquide ne peut plus donner de vapeurs aussi concentrées.

Le constructeur allemand Ilges, a adopté une solution encore plus radicale (fig. 38) : les plateaux, les petites

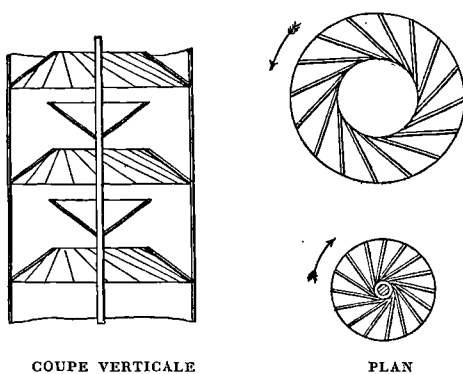


Fig. 38. — Colonne Ilges. (Schéma.)

chambres à vapeur sont supprimés, et la vapeur s'élève directement à travers la masse : mais on établit des cloisons coniques, les unes partant de la paroi, les autres de l'axe ; ces cônes sont armés de nervures en sens inverse qui ont pour but de retenir le liquide et de l'empêcher, le plus possible de participer au mouvement ascensionnel des bulles de vapeur. Toutefois ce but est assez mal rempli. Aussi ce type d'appareil ne donne-t-il d'alcool concentré qu'à condition que les mouës y entrent froids, ce qui entraîne une consommation considérable de vapeur.

*Nature du métal à employer.* — Il y a lieu de se demander de quel métal nous ferons la colonne à distiller.

Le fer est évidemment à éliminer de suite, car il est trop facilement attaquable, à chaud surtout, par les acides introduits ou formés dans les moûts.

Nous n'avons donc, parmi les métaux usuels, que la fonte et le cuivre, à notre disposition.

Le cuivre convient évidemment très bien. A l'abri de l'air, il n'est pas attaquable par l'acide sulfurique ou l'acide chlorhydrique très étendus introduits dans certains moûts ; il l'est assez peu par la plupart des acides organiques formés dans des fermentations convenablement surveillées. Il peut donc être employé en feuilles assez minces, et, dans la plupart des cas, le constructeur est plutôt dirigé dans le choix des épaisseurs à adopter, par des considérations de résistance aux efforts et à la déformation, que par la crainte d'une usure trop rapide. Le plus souvent, l'épaisseur du cuivre ne dépasse guère 2 m. 5 pour les appareils moyens, 3 à 3,5 pour les grands. Grâce à sa malléabilité, le cuivre se prête d'ailleurs admirablement à la confection de formes très compliquées. Rivé et soudé, il constitue facilement des appareils parfaitement étanches.

Par son bon marché, par sa fusibilité, son aptitude au moulage, la fonte est également désignée pour la confection des appareils continus. Par contre, s'il s'agit de transports lointains, elle a contre elle son poids considérable et sa fragilité, qui la font écarter le plus souvent. La réparation d'une pièce de fonte de forme un peu compliquée devient souvent très difficile.

La fonte présente souvent un grave inconvénient. Certains acides organiques et même des corps chimiques mal définis, entre autres ceux qui existent dans certaines mélasses, peuvent attaquer très rapidement certaines qualités de fonte et les réduire en quelques campagnes à l'état d'une sorte d'éponge de graphite. Il est probable que les fontes dites d'acier résisteraient mieux à ce dan-

ger, mais on serait toujours à la merci de la température du métal au moment du coulage.

Sans que l'attaque soit aussi profonde elle n'en existe pas moins presque toujours, et donne lieu à la production d'un certain nombre de produits sulfurés et phosphorés qui souillent l'alcool et gênent beaucoup le travail de rectification si l'on veut obtenir des alcools très neutres. C'est surtout dans le haut de la colonne de distillation, et dans les plateaux supérieurs des colonnes à fort degré, que ces corps se produisent.

Le cuivre fixe, au contraire, ces corps, et en débarrasse l'alcool; aussi me suis-je souvent bien trouvé de construire en cuivre au moins la partie supérieure de certaines colonnes. Au reste, on a longtemps préconisé l'emploi de tournure de cuivre, de bioxyde de plomb, de dissolution de plomb dans les alcalis, pour remplir le même but.

Au point de vue de la dépense courante de fabrication, la fonte présente une autre infériorité assez sensible, bien qu'elle soit rarement citée. Comme elle est terne et rugueuse, elle rayonne beaucoup: on peut admettre que 1 mètre carré de fonte condense environ 3 kgr. 5 de vapeur à 100° par heure, ce qui n'est pas négligeable dans certains appareils, surtout si leur production est faible relativement à leur surface extérieure.

Le cuivre moyennement poli, au contraire, condense à peine 2 kgr. 25; il est vrai que la perte augmente si on ne l'entretient pas propre.

Malgré sa plus grande résistance, le cuivre est cependant rapidement attaqué par certains moûts fermentés d'une façon vicieuse, comme il s'en produit si souvent aux colonies, surtout lorsque, par suite de l'arrêt journalier, l'air rentre dans l'appareil. Il convient alors d'étamer tout l'intérieur, mais en évitant soigneusement tout alliage de plomb, car ce métal serait attaqué et fournirait un alcool louche et toxique.

## CHAPITRE IX

### ÉTUDE THÉORIQUE DE LA COLONNE DE DISTILLATION CONTINUE. — RICHESSE DES FLEGMES. — DÉPENSE DE VAPEUR.

Nous avons vu que le liquide à distiller n'entre presque jamais à la température d'ébullition dans la colonne de distillation. Il commence donc par condenser des vapeurs chargées d'alcool provenant des plateaux inférieurs, et par s'enrichir jusqu'à ce qu'il atteigne la température d'ébullition correspondant au titre qu'il a acquis. Si donc nous voulons étudier la marche d'un appareil de distillation, ce n'est pas le liquide alimentaire qu'il faut considérer, mais bien le liquide le plus riche qui occupe le compartiment où se fait l'alimentation. Nous apprendrons à passer de l'un à l'autre dans chaque cas.

Un exemple nous permettra d'ailleurs de juger de l'erreur que l'on pourrait commettre autrement.

Alimentons une bonne colonne à distiller avec un moût à 5° G.-L. (4 p. 100) chauffé vers 55°, nous obtiendrons des vapeurs titrant entre 50° et 53°. Or, d'après nos tables, ces vapeurs sont fournies par un liquide de 9°6 à 10°4 d'alcool; la richesse du liquide contenu dans le plateau alimentaire est donc deux fois environ plus grande que celle du moût introduit.

Plus froid sera le moût introduit, plus il condensera

de vapeurs pour arriver à l'ébullition, plus, par suite, il deviendra riche et fournira des vapeurs d'un titre élevé.

Inversement, si le moût est très chaud, on n'obtiendra qu'un produit de degré bas, à moins de recourir à un nombre très considérable de plateaux.

On conçoit donc qu'il existe une relation immédiate entre le degré de l'eau alcoolisée introduite, sa température et la richesse du produit obtenu, et comme de cette richesse dépend en partie la consommation de la vapeur, nous sommes obligés de déterminer cette relation si nous voulons calculer la dépense théorique d'un appareil de distillation continue.

Appelons donc :

A le poids d'un liquide alcoolique au taux  $a$  entrant par unité de temps dans l'appareil ;

E le poids d'un liquide alcoolique au taux  $e$  sortant par unité de temps du réfrigérant de l'appareil ;

$P_n$  le poids d'un liquide alcoolique au taux  $t_n$  sortant par unité de temps du  $n^e$  plateau ;

$V_{n+1}$  le poids de la vapeur au taux  $u_{n+1}$  entrant par unité de temps dans le  $n^e$  plateau ;

$C_a = (-\mu_a + c_a\theta_a)$  la chaleur possédée depuis l'eau et l'alcool à  $0^\circ$  par 1 kilogramme du liquide entrant ;

$C_n = (-\mu_n + c_n\theta_n)$  la chaleur possédée depuis l'eau et l'alcool à  $0^\circ$  par le liquide bouillant dans le  $n^e$  plateau ;

$L_1 = H(-\mu_1 + \lambda_1 + c_1\theta_1)$  la chaleur possédée et depuis l'eau et l'alcool à  $0^\circ$  par 1 kilogramme de la vapeur émise du premier plateau ;

$L_n$  la chaleur possédée depuis l'eau et l'alcool à  $0^\circ$  par 1 kilogramme de la vapeur émise du  $n^e$  plateau ;

AQ la quantité de vapeur employée pour épuiser complètement d'alcool le poids A ;

$\theta$  la température de cette vapeur ;

$L\theta$  la chaleur de cette vapeur ;

$R$  le poids des vinasses ;

$C_r$  la chaleur totale des vinasses.

Écrivons que l'épuisement est parfait :

$$Aa = Ee.$$

Supposons que la vapeur est directement envoyée dans la colonne

$$AC_a + AQL_e = EL_e + (A + AQ - E) C_r$$

d'où nous déduisons :

$$\begin{aligned} Q(L_e - C_r) &= \frac{aL_e - eC_a}{e} + \frac{e - a}{e} C_r \\ &= \frac{a}{e} (L_e - C_r) + (C_r - C_a) \end{aligned} \quad (1)$$

relation d'où nous pouvons retirer une des valeurs  $Q$ ,  $C_a$ ,  $a$ ,  $e$ , en fonction des trois autres, car  $C_r$  sera connu d'après la pression du régulateur, si nous admettons que le résidu a la même chaleur spécifique que l'eau. Nous pourrions admettre, en général, la valeur 102 pour  $C_r$ .

En particulier nous connaissons  $a$  et la température du liquide alimentaire, d'où nous déduisons la valeur de  $C_a$ .

D'autre part, écrivons que le régime permanent est établi entre le plateau de rang  $n$  et le haut de l'appareil :

$$P_n + E = A + V_{n+1}$$

$$P_n t_n = V_{n+1} U_{n+1}$$

$$P_n C_n + EL_e = AC_a + V_{n+1} L_{n+1}$$

d'où :

$$\begin{aligned} \frac{P_n (U_{n+1} - t_n)}{U_{n+1}} &= A \frac{e - a}{e} \\ P_n \frac{L_{n+1} t_n - U_{n+1} C_n}{U_{n+1}} &= A \frac{aL_e - eC_a}{e} \end{aligned}$$

et éliminant A et  $P_n$  :

$$\frac{L_{n+1}t_n - U_{n+1}C_n}{U_{n+1} - t_n} = \frac{aLe - eC_a}{e - a} \quad (2)$$

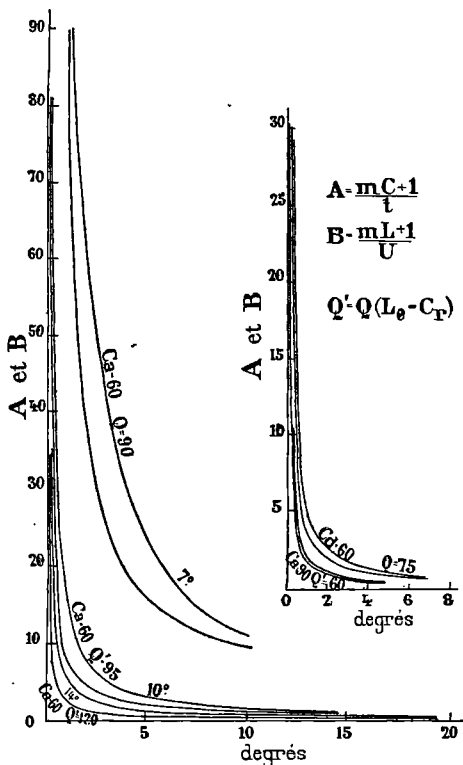


Fig. 39. — Calcul des plateaux d'une colonne à distiller.

Le second terme restera constant une fois le régime fixé; appelons-le  $m$ , nous en concluons :

$$\frac{L_{n+1}t_n - U_{n+1}C_a}{U_{n+1} - t_n} = m.$$

Nous en déduisons

$$\frac{I}{t_n} + m \frac{C_n}{t_n} = \frac{I}{U_{n+1}} + m \frac{L_{n+1}}{U_{n+1}}.$$

Il nous reste à déterminer la valeur de  $m$  en fonction des autres données.

Lorsque nous connaissons cette valeur, nous construirons deux courbes, l'une ayant pour abscisses les valeurs de  $\frac{I}{t} + m \frac{C}{t}$  pour diverses valeurs du titre, l'autre les diverses valeurs de  $\frac{I}{U} + m \frac{L}{U}$ . Il nous suffit de chercher deux points des deux courbes ayant même ordonnée, pour trouver sur l'axe des abscisses les richesses de deux plateaux successifs. Nous pourrions donc, un plateau étant connu, déterminer le titre de tous les autres et, par suite, le nombre de plateaux nécessaire à l'épuisement complet (fig. 39). Le tableau ci-contre nous donne les valeurs de  $\frac{C}{t}$  et de  $\frac{L}{U}$  pour différents titres.

*Relations entre le titre du liquide alimentaire, sa température et le titre des flegmes.* — Il nous reste donc maintenant à trouver les valeurs convenables de  $m$ , c'est-à-dire la relation entre le titre du liquide alimentaire et celui des vapeurs allant au réfrigérant. Cette relation n'est pas fixe : elle dépend de la chaleur dépensée dans la colonne. Moins nous donnerons de vapeur dans le bas de la colonne, plus le titre sera fort, plus aussi seront voisins les titres de deux plateaux successifs : nous trouverons donc une limite inférieure de la valeur de  $Q (L_\theta - C_n)$  en supposant que le nombre de plateaux nécessaire pour l'épuisement complet est



TITRE centésimal	VALEURS DE $\frac{C}{t}$ AUX TEMPÉRATURES DE :										Ébullition	VALEURS de $\frac{L}{U}$
	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°			
1	11,675	22,472	37,500	50,450	64,300	77,125	91,700	105,650	119,775	131,812	77,289	
3	3,450	7,887	12,350	16,850	21,483	26,112	30,891	35,700	40,575	44,083	27,644	
5	1,903	4,547	7,237	9,970	12,750	15,576	18,448	21,366	24,329	26,004	18,076	
7	1,208	3,111	5,053	7,030	9,039	11,085	13,157	15,256	17,414	18,547	14,413	
10	0,770	2,124	3,534	4,970	6,346	7,714	9,192	10,672	12,298	12,695	11,155	
13	0,485	1,522	2,578	3,563	4,537	5,489	6,499	7,444	8,414	9,486	9,486	
15	0,399	1,301	2,219	3,139	4	5,077	6,063	7,066	8,074	8,074	8,476	
20	0,181	0,879	1,546	2,259	2,933	3,670	4,414	5,103	5,802	5,802	7,299	
25	0,088	0,621	1,165	1,714	2,284	2,760	3,443	4,038	4,787	4,787	6,926	
30	0,047	0,487	0,933	1,395	1,863	2,337	2,824	3,317	3,625	3,625	6,675	
35	0,041	0,406	0,821	1,176	1,575	2	2,458	2,811	3,032	3,032	6,443	
40	0,036	0,351	0,674	1,005	1,344	1,688	2,045	2,407	2,586	2,586	6,208	
45	0,031	0,309	0,594	0,887	1,185	1,488	1,803	2,122	2,244	2,244	5,991	
50	0,040	0,279	0,526	0,785	1,046	1,308	1,585	1,869	1,969	1,969	5,716	
55	0,046	0,258	0,474	0,698	0,931	1,161	1,405	1,652	1,707	1,707	5,467	
60	0,049	0,237	0,427	0,628	0,828	1,039	1,250	1,472	1,508	1,508	5,227	
65	0,054	0,221	0,388	0,566	0,746	0,929	1,122	1,309	1,340	1,340	4,983	
70	0,059	0,208	0,355	0,514	0,674	0,837	1,005	1,186	1,195	1,195	4,718	
75	0,062	0,194	0,327	0,468	0,608	0,755	0,904	1,063	1,067	1,067	4,430	
80	0,066	0,179	0,299	0,421	0,548	0,679	0,812	0,950	0,951	0,951	4,143	
85	0,065	0,164	0,270	0,377	0,489	0,604	0,725	0,834	0,834	0,834	3,853	
90	0,063	0,150	0,241	0,336	0,434	0,535	0,644	0,742	0,742	0,742	3,542	
92	0,062	0,144	0,231	0,319	0,413	0,508	0,612	0,703	0,703	0,703	3,376	
93	0,061	0,141	0,225	0,311	0,402	0,495	0,593	0,684	0,684	0,684	3,316	
94	0,059	0,138	0,219	0,304	0,392	0,483	0,579	0,666	0,666	0,666	3,216	
95	0,058	0,134	0,214	0,296	0,381	0,472	0,563	0,646	0,646	0,646	3,115	
96	0,057	0,131	0,207	0,287	0,369	0,458	0,547	0,629	0,629	0,629	3,027	
97	0,056	0,127	0,200	0,279	0,358	0,444	0,530	0,610	0,610	0,610	2,947	

infini, c'est-à-dire que les titres de deux plateaux successifs sont égaux. A chaque valeur de  $Q$  supérieure à ce minimum correspondra un régime déterminé et parfaitement défini, de la colonne.

L'équation générale

$$\frac{L_{n+1}t_n - u_{n+1}C_n}{u_{n+1} - t_n} = \frac{aL_e - eC_a}{e - a}$$

devient alors, si nous écrivons que le 1<sup>er</sup> et le 2<sup>e</sup> plateau sont identiques :

$$\frac{t_0L_e - eC_0}{e - t_0} = \frac{aL_e - eC_a}{e - a}$$

d'où nous déduisons :

$$\frac{L_e - C_0}{e - t_0} = \frac{L_e - C_a}{e - a}$$

d'où

$$a = e - \frac{(e - t_0)}{L_e - C_0} \times (L_e - C_a).$$

Donnons-nous diverses valeurs de  $C_a$ , et construisons la courbe ayant pour abscisses les valeurs de  $t_0$  et pour ordonnées les valeurs du 2<sup>e</sup> membre, puis coupons cette courbe par l'horizontale  $y = a$ , nous aurons ainsi les valeurs maxima de  $t_0$  et de  $e$  pour une alimentation donnée.

Portant ces valeurs dans l'équation :

$$Q(L_0 - C_r) + C_a = \frac{a}{e}L_e + \left(1 - \frac{a}{e}\right)C_r$$

en donnant à  $C_r$  la valeur de 102 qui est compatible avec

la marche de la plupart des appareils continus, nous en déduirons une valeur minima de Q.

Les tableaux suivants donnent la solution pour un certain nombre de données.

Dès lors, en nous fixant une valeur de  $e$  inférieure à la valeur maxima fournie par ces tableaux, nous pourrons calculer une colonne.

Nous pouvons quelquefois avoir à déterminer l'allure d'une colonne, connaissant  $a$ ,  $C_a$  et  $Q$  : de l'équation précédente nous déduirons  $\frac{a}{e}$  et par suite  $e$  et nous continuerons comme ci-dessus.

Par exemple, demandons-nous ce qu'il adviendra si nous prenons des valeurs croissantes pour le poids de vapeur employé à la distillation.

$$\text{Calcul de } \frac{e-t}{L-C} \times (L-C_a).$$

DEGRÉ de l'alcool bouillant.		DEGRÉ des vapeurs produites.		VALEUR de $\frac{e-t}{L-C}$	VALEUR DE $\frac{e-t}{L-C} (L-C_a)$			
G.-L.	$t$	G.-L.	$e$		$C_a=10$	$C_a=25$	$C_a=60$	$C_a=80$
0	0	0,	0	0	0	0	0	0
1	0,80	9,90	7,96	0,01402	8,49	8,28	7,79	7,51
2	1,55	17,70	14,36	0,02622	15,31	14,92	14	13,88
3	2,39	25,20	20,60	0,03917	21,95	21,32	19,95	19,20
4	3,18	31,25	25,75	0,05041	27,37	26,61	24,85	23,84
5	4	35,75	29,62	0,05925	31,25	30,46	28,69	27,11
7	5,62	42,60	35,71	0,07331	37	35,90	33,33	31,87
10	8,05	51	43,47	0,09230	43,90	42,51	39,28	37,49
13	10,51	57,85	50,07	0,10952	49,39	47,75	43,92	41,73
15	12,18	61,50	53,70	0,11893	51,93	50,14	45,99	43,61
20	16,28	66,20	58,49	0,12704	52,97	51,09	46,57	41,08
25	20,43	67,95	60,33	0,12251	50,92	48,08	43,80	41,35
30	24,65	69,26	61,70	0,11506	46,21	44,48	40,45	38,14
35	28,95	70,60	63,13	0,10729	42,54	40,93	37,17	35,03
40	33,39	71,95	64,60	0,09924	39,80	37,31	33,84	31,85
45	37,90	73,45	66,21	0,09136	35,13	33,76	30,56	28,73

LIMITES SUPÉRIEURES DE  $e$  ET DE  $t$  EN FONCTION DE  $\alpha$  ET  $C_a$ 

ALCOOL alimentaire.	$C_a = 10$						$C_a = 25$						$C_a = 60$						$C_a = 80$					
	PLATEAU alimentaire.			VAPEURS			PLATEAU alimentaire.			VAPEURS			PLATEAU alimentaire.			VAPEURS			PLATEAU alimentaire.			VAPEURS		
	G.-L.	a.	G.-L.	t.	G.-L.	e.	G.-L.	t.	G.-L.	e.	G.-L.	t.	G.-L.	e.	G.-L.	t.	G.-L.	e.	G.-L.	t.	G.-L.	e.		
0,5	0,40	12,6	10,2	57,07	8,9	7,1	47,4	40,8	2,8	2,2	23,7	19,36	1,2	0,9	11,46	9,25								
1	0,80	13,7	11,2	59,3	10,8	8,7	51,4	43,9	4,2	3,3	32,2	26,6	2,3	1,8	20,3	16,5								
1,5	1,17	14,6	11,8	60,9	11,4	9,2	54,5	46,8	5,3	4,2	37	30,6	3,3	2,6	27,5	22,5								
2	1,55	15,35	12,4	62	12,6	10,2	56,8	49	6,2	5	40	33,4	4,2	3,3	32,3	26,7								
3	2,39	16,8	13,6	63,7	14,3	11,6	60,3	52,5	8	6,4	45,5	38,4	5,8	4,6	38,6	32,1								
4	3,18	18,1	14,7	64,4	15,7	12,8	62,7	54,9	9,6	7,7	50	42,5	7,1	5,7	43	36,2								
5	4	19,3	15,7	65,8	17,1	13,8	64,2	56,4	11,3	9,1	54,2	46,6	8,6	6,9	47,3	40,8								
6	4,80	20,6	16,7	66,4	18,3	14,8	65,2	57,4	12,8	10,3	57,4	49,7	10	8	51	43,5								
7	5,62	21,8	17,8	66,9	19,5	15,9	65,9	58,2	14,1	14,4	60,1	52,2	11,3	9,1	54	46,4								
8	6,42	22,9	18,7	67,2	20,6	16,7	66,4	58,7	15,4	12,5	62,1	54,3	12,6	10,2	56,9	49,2								
9	7,19	24	19,6	67,6	21,7	17,8	66,9	59,2	16,5	13,4	63,5	55,7	13,8	11,2	57,9	50,1								
10	8,05	25	20,4	68	22,7	18,6	67,2	59,6	17,7	14,4	64,7	56,9	15	12,2	61,5	53,7								
11	8,87	26	21,3	68,2	23,7	19,4	67,6	60	18,8	15,2	65,5	57,8	16	13	63	56,2								
12	9,69	27	22,2	68,5	24,7	20,2	67,8	60,2	19,9	16,2	66,2	58,5	17,1	13,8	64,2	56,4								
13	10,51	27,9	22,9	68,8	25,7	21,1	68,1	60,5	21	17,2	66,6	58,9	18,3	14,8	65,2	57,4								
14	11,37	28,9	23,8	68,9	26,7	21,9	68,4	60,8	22,2	18,2	67,1	59,4	19,4	15,8	65,8	58,1								
15	12,18	29,9	24,6	69,3	27,7	22,8	68,7	61,7	23,3	19	67,4	59,8	20,5	16,7	66,4	58,7								
20	16,28	34,5	28,5	70,5	32,7	27	70	62,5	28,7	23,6	68,9	61,4	25,1	20,5	68	60,3								
25	20,43	39,3	32,7	71,7	37,7	31,4	71,4	64,4	34,9	28,9	70,6	63,1	31,6	26	69,6	62,1								
30	24,65	49	41,6	74,6	47,5	40,2	74,2	67,1	44,2	37,2	73,2	65,9	42	35,2	72,5	65,2								

Limites minima des dépenses de chaleur.

$Q(L_0 - C_r)$ , calories fournies par kilogramme de liquide alimentaire  
 $Q$ , poids de vapeur à 160° par kilogramme de liquide alimentaire. } en supposant  $C_r = 102$ .  
 $Q_1$ , poids de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu. . . . .

ALCOOL alimentaire G.-L.	$C_a = 10$			$C_a = 25$			$C_a = 50$			$C_a = 80$		
	$Q(L_0 - C_r)$	$Q$	$Q_1$	$Q(L_0 - C_r)$	$Q$	$Q_1$	$Q(L_0 - C_r)$	$Q$	$Q_1$	$Q(L_0 - C_r)$	$Q$	$Q_1$
0,5	c. 94,93	k. 0,171	K. 3394	c. 80,85	k. 0,137	K. 2719	c. 51,74	k. 0,093	K. 1816	c. 43,98	k. 0,079	K. 1576
1	97,48	0,176	1747	83,93	0,152	1508	55,46	0,100	992	45,50	0,081	804
1,5	99,63	0,180	1221	86,27	0,156	1058	58,49	0,105	712	46,07	0,082	563
2	101,91	0,184	942	88,68	0,160	819	61,56	0,111	568	47,98	0,087	446
3	106,29	0,192	638	92,92	0,168	558	66,05	0,119	395	53,69	0,097	322
4	109,33	0,200	499	96,74	0,175	437	70,95	0,127	317	56,97	0,104	260
5	114,45	0,207	410	101,68	0,184	365	74,04	0,134	266	61,63	0,111	220
6	118,41	0,214	354	106,98	0,193	319	76,85	0,139	230	64,31	0,116	192
7	122,43	0,221	312	108,55	0,197	278	79,76	0,144	203	67,05	0,121	171
8	126,25	0,228	282	112,30	0,203	251	82,51	0,149	184	69,28	0,125	154
9	129,92	0,235	259	115,97	0,210	232	85,47	0,154	170	71,58	0,129	142
10	134,04	0,242	238	120,06	0,217	214	88,89	0,160	158	73,70	0,133	131
11	137,97	0,249	223	123,88	0,223	199	92,34	0,167	149	75,49	0,137	122
12	142,83	0,256	209	127,81	0,231	189	95,85	0,173	142	79,37	0,143	117
13	145,57	0,263	198	132,51	0,239	180	99,48	0,179	135	82,38	0,149	112
14	149,98	0,270	188	135,32	0,245	171	103,23	0,186	130	85,81	0,155	108
15	153,01	0,277	180	139,24	0,252	164	106,76	0,193	126	89,15	0,161	104
20	170,84	0,309	150	166,93	0,283	138	124,48	0,225	109	106,06	0,192	93,5
25	187,06	0,338	131	173,36	0,313	121	140,54	0,254	98,5	123,23	0,223	86,5
30	195,72	0,354	115	183,24	0,331	106	151,70	0,274	88,2	134,33	0,243	78,2

*Influence des quantités de vapeur d'eau admises.*

— Appelons, comme ci-dessus,  $Q (L_0 - C_v)$  le nombre de calories apportées par la vapeur d'eau au bas de la colonne, nécessaire à la marche calculée ci-dessus avec un nombre infini de plateaux ; pour avoir une marche pratique, il faudra prendre une valeur  $Q (1 + p)$  ( $L_0 - C_v$ ). Donnons à  $p$  les valeurs 0, 0,5, 0,1, 0,2, 0,2, nous tomberons alors sur les titres suivants à l'éprouvette.

ALCOOL alimentaire.	TITRES A L'ÉPROUVETTE							
	$C_a = 60^\circ$ .				$C_a = 80^\circ$ .			
	$p=0,05$	$p=0,1$	$p=0,2$	$p=0,3$	$p=0,05$	$p=0,1$	$p=0,2$	$p=0,3$
1 <sup>0</sup>	28 <sup>0</sup> ,1	24 <sup>0</sup> ,3	19 <sup>0</sup> ,4	15 <sup>0</sup>	15 <sup>0</sup> ,2	14 <sup>0</sup> ,1	12 <sup>0</sup> ,8	11 <sup>0</sup> ,8
1,5	31,5	28,3	24,9	20,1	25,2	21,5	17,5	15,3
2	35,7	32,2	27,8	24,1	29,2	27,5	24,9	22,6
3	42	38,4	33,6	29,2	35,5	33,2	30,2	27,3
4	46,7	42,6	38,7	33,2	41,7	39,5	35,3	31,8
5	50	47,2	42,1	37,5	44,4	43	38,7	35,3
6	53	50	45,5	41,1	48,2	46,2	42,2	39,8
7	55	52,5	47,2	43,8	51	49	45,5	42,4
8	58,1	54,6	50,3	46,2	53,2	51,4	48,2	44,7
9	60,6	57	52	48,2	55,6	53,2	50,2	47
10	61,7	58,2	53,5	49,7	58,1	55,8	52,3	49
13	63,2	60,6	56,1	52	60,2	59,1	56,2	52,9
15	64,5	62,1	57,7	53	63,6	61,5	57,6	54,6
20	66,6	64,1	59,8	56	65,8	64,3	60,2	57,2
25	68,1	66,2	62	58,2	67,7	66	62,2	58,6
30	70,1	69	65,3	62	70	69	65,5	62,5

On voit que l'influence déprimante exercée par la chaleur des moûts sur le degré à l'éprouvette décroît avec le titre de l'alcool alimentaire, et finit par disparaître pour des titres qu'on ne rencontre pas, il est vrai, dans la pratique ordinaire. Quant à l'influence exercée par l'excès de vapeur employé, elle reste sensiblement constante pour la même valeur de  $C_a$ , mais décroît légèrement quand  $C_a$  augmente.

Maintenant, nous pouvons étudier l'influence de la consommation de vapeur sur l'allure de la colonne et le nombre de plateaux nécessaires au bon fonctionnement de l'appareil.

*Influence de la consommation de vapeur et de la température des mouës sur le nombre d'étages nécessaires.* — De la relation  $m = \frac{e - a}{aL_e - eC_a}$  nous déduisons les valeurs suivantes de  $m$  :

ALCOOL alimentaire.	VALEURS DE $m = \frac{e - a}{aL_e - eC_a} = \frac{\frac{1}{a} - \frac{1}{e}}{\frac{L_e}{e} - \frac{C_a}{a}}$			
	$p = 0,05$	$p = 0,1$	$p = 0,2$	$p = 0,3$
	$C_a = 60$			
1° . . . . .	- 0,023	- 0,025	- 0,029	- 0,060
3° . . . . .	- 0,035	- 0,040	- 0,059	- 0,132
5° . . . . .	- 0,057	- 0,074	- 0,243	+ 0,294
7° . . . . .	- 0,136	- 0,408	+ 0,104	+ 0,046
10° . . . . .	+ 0,194	+ 0,034	+ 0,020	+ 0,018
13° . . . . .	+ 0,038	+ 0,029	+ 0,019	+ 9,018
15° . . . . .	+ 0,025	+ 0,020	+ 0,015	+ 0,011
20° . . . . .	+ 0,013	+ 0,011	+ 0,009	+ 0,006
	$C_a = 80$			
1° . . . . .	- 0,018	- 0,023	- 0,024	- 0,028
3° . . . . .	- 0,024	- 0,024	- 0,028	- 0,036
5° . . . . .	- 0,027	- 0,031	- 0,045	- 0,079
7° . . . . .	- 0,038	- 0,047	- 0,072	- 0,179
10° . . . . .	- 0,068	- 0,113	+ 1,272	+ 0,085
13° . . . . .	+ 1,596	- 0,108	+ 0,041	+ 0,030
15° . . . . .	+ 0,062	+ 0,050	+ 0,028	+ 0,020
20° . . . . .	+ 0,025	+ 0,017	+ 0,012	+ 0,009

En particulier  $m$  devient infini et change de signe quand le rapport  $\frac{L_e}{e}$  devient égal à  $\frac{C_a}{a}$ , alors on a  $\frac{L_u}{u} = \frac{C_t}{t}$  ce qui permet dans ce cas spécial de calculer très rapidement l'allure de la colonne.

En thèse générale, nous appliquerons la formule :

$$\frac{I}{t_n} + m \frac{C_n}{t_n} = \frac{I}{U_{n+1}} + m \frac{L_{n+1}}{U_{n+1}}$$

comme il a été expliqué plus haut, en partant de la richesse du plateau alimentaire correspondant à la richesse des vapeurs produites et allant au réfrigérant.

Voici quelques exemples relatifs à un cas qui se rencontre fréquemment : celui de moûts titrant 5° G.-L. et entrant à l'appareil soit après un passage au chauffe-vins, soit après avoir été réchauffés par la chaleur des vinasses.

En réalité, le nombre de plateaux à employer est plus faible, parce qu'il faut tenir compte du rayonnement. Si nous voulons avoir de l'alcool à 50°, nous marcherons bien en haut de l'appareil comme l'indique la première colonne, mais il faudra donner en bas une quantité de vapeur plus grande que nous ne l'avons supposé ; la dépense se trouvera donc comprise entre 269 kilogrammes et 292 kilogrammes suivant la forme extérieure de l'appareil, et par suite l'épuisement sera plus rapide. En réalité, dans ce cas, 18 plateaux suffisent pour rendre la perte inférieure à 0,25 p. 100.

On peut également diminuer le nombre des plateaux en obtenant la vapeur par chauffage indirect des vinasses, car celles-ci, se trouvant réduites de volume, comme dans un alambic, s'appauvrissent plus rapidement et réagissent sur les plateaux précédents. Toutefois ce fait n'a que peu d'influence, et les chaudières placées à la base de certains appareils de distillation servent plutôt de volant. Ces chaudières sont d'ailleurs employées surtout dans la distillation continue du vin, afin de ne pas communiquer à l'eau-de-vie produite la mauvaise odeur qu'apporte presque toujours la vapeur des générateurs.



VINS A 5°

Titres des plateaux successifs.

NUMÉROS des plateaux.	C <sub>a</sub> = 60.				C <sub>a</sub> = 80.	
	Dépense de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool pur.				Dépense de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu.	
	p = 0,05 269 <sup>k</sup> ,3.	p = 0,10 292 <sup>k</sup> ,4.	p = 0,20 319 <sup>k</sup> .	p = 0,30 345 <sup>k</sup> ,6.	p = 0,05 230 <sup>k</sup> .	p = 0,10 242 <sup>k</sup> .
0	9°,62	8°,53	6°,86	5°,49	7°,70	7°,14
1	9,44	7,50	5,27	3,44	7,55	5,30
2	9,28	6,48	3,46	2,08	7,40	3,50
3	9,16	5,08	2,26	1,24	7,20	2,11
4	8,86	3,70	1,40	0,62	7	1,36
5	8,68	2,56	0,75	0,31	6,80	0,80
6	8,40	1,80	0,42	0,16	6,60	0,44
7	8,10	1,24	0,24	0,09	6,36	0,27
8	7,56	0,75	0,13	0,05	6,14	0,19
9	6,78	0,55	0,07	0,03	5,93	0,12
10	5,70	0,36	0,04	0,02	5,70	0,06
11	4,86	0,20	0,025	0,012	5,40	0,031
12	3,68	0,12	0,013	0,007	5,10	0,016
13	2,62	0,08	0,007	0,004	4,60	0,009
14	1,78	0,05	0,004	0,0022	4,16	0,005
15	1,18	0,03	0,002	0,0012	3,70	0,003
16	0,90	0,02	0,0012		3,26	0,0015
17	0,42	0,012			2,76	
18	0,24	0,007			2,28	
19	0,12	0,003			1,56	
20	0,06	0,0015			1,20	
21	0,03				1,08	
22	0,015				0,84	
23	0,006				0,66	
24	0,003				0,54	
25	0,0015				0,40	
26					0,30	
27					0,22	
28					0,14	
26					0,09	
30					0,06	
31					0,03	
32					0,015	
33					0,008	
34					0,005	
35					0,0026	
36					0,0013	

Nous voyons que l'emploi de mouës très chauds n'est praticable qu'à condition d'adopter des appareils à un très grand nombre de plateaux, si l'on veut arriver à l'économie maxima qu'indique l'équation des calories appor-

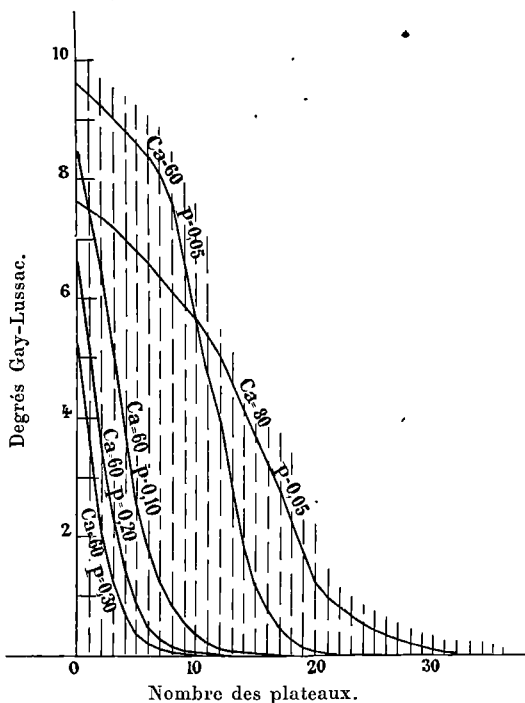


Fig. 40. — Colonne à distiller simple. Influence de la température et d'un excès de vapeur sur l'épuisement.

tées et enlevées. Avec un nombre raisonnable de plateaux, il y a encore une économie sensible, mais le degré de l'alcool obtenu est faible.

Toutefois, si nous traduisons par une courbe les données du tableau précédent, en portant sur l'axe des abscisses le nombre des plateaux situés au-dessous du plateau alimentaire, sur celui des ordonnées les titres des plateaux, nous voyons (fig. 40) que ces courbes présen-

tent une inflexion très accentuée, puis deviennent asymptotes à l'axe des abscisses ; la courbe est d'autant plus tôt rapprochée de son asymptote, que le nombre de plateaux nécessaire est plus faible. En d'autres termes le danger d'un dérangement croît d'autant plus rapidement à température d'entrée égale, que l'on cherche à diminuer le nombre des plateaux en donnant plus de vapeur.

Il arrive même qu'en cherchant à pousser au maximum la production d'un appareil, on trouve inconvenient à trop chauffer les moûts.

*Influence de la température des moûts sur la sécurité de l'appareil.* — Considérons en effet un appareil à distiller muni comme d'habitude d'un régulateur de vapeur et d'un diaphragme ; lorsque le régime permanent sera établi, puisque le régulateur ne laisse accès à la vapeur que pour une pression déterminée dans l'intérieur de l'appareil, il commencera à jouer et à diminuer l'accès de la vapeur dès que la résistance augmentera : celle-ci sera la somme des résistances de l'appareil, augmentée de la résistance du diaphragme. Nous pouvons négliger la première partie dans tous les appareils où il n'y a pas de barbotage dans des compartiments successifs, et même dans ceux où il y a barbotage si les orifices sont suffisants. Mais il n'en est pas ainsi en ce qui concerne le diaphragme si nous faisons varier accidentellement soit le volume du liquide alimentaire soit son titre, sans toucher en rien aux organes de régulation.

Si nous appelons en effet  $\nu$  le volume de vapeurs produites par le poids  $A$  de liquide, et  $D$  leur poids sous l'unité de volume, nous avons :

$$\nu = \frac{E}{D} = A \frac{a}{eD}.$$

Or, en appelant  $p$  et  $q$  les poids respectifs des vapeurs d'eau et d'alcool existant dans le poids  $p + q$  de vapeur mixte,  $d$ ,  $d'$  les densités respectives de la vapeur d'eau et de la vapeur d'alcool, la densité de la vapeur mixte

$$\text{sera } D = \frac{p}{p+q} d + \frac{q}{p+q} d' = d + e(d' - d).$$

A pression et à température constantes,  $d$  et  $d'$  sont proportionnels aux densités théoriques; nous avons donc  $D = m(0,805 + 1,145 \times e)$ .

Supposons que  $A$  augmente, le titre ne changeant pas : au début nous aurons le même titre des vapeurs, le volume de vapeur alcoolique débité devrait être proportionnel à  $A$ , le diaphragme devient insuffisant, donc la pression augmente et le régulateur se ferme. La quantité de vapeur donnée pour 1 hectolitre de moût décroît donc,  $p$  diminue et, par suite le nombre de plateaux nécessaire à l'épuisement augmente, d'autant plus vite, nous l'avons vu, que  $C_a$  augmente. L'appareil est donc d'autant plus exposé à des pertes, que le moût entre plus chaud si la moindre variation de débit se produit.

Le volume du moût admis augmentant et la vapeur d'eau diminuant, on tend à ne plus avoir assez de celle-ci pour vaporiser l'alcool, les plateaux supérieurs de la colonne sont donc inutilisés et ne font que condenser les vapeurs provenant de la partie inférieure, ils s'enrichissent donc, et l'on arrive au cas suivant d'autant plus vite qu'une même diminution absolue du poids de vapeur constitue une diminution relative plus grande de la valeur de  $Q$ , c'est-à-dire que le moût est plus chaud. Le nombre de plateaux où se fait l'épuisement diminue donc quand il devrait augmenter.

La quantité de vapeurs alcooliques produites tombe bientôt presque à 0°, le régulateur se rouvre brusquement. Il y a distillation rapide, augmentation rapide de pression, parfois même refoulement du contenu d'un pla-

teau dans le précédent, et engorgement de la colonne. Le régulateur se referme donc, et le même jeu continue. Pendant ce temps, si l'on n'y remédie, l'alcool non distillé descend dans les compartiments inférieurs, et sort finalement dans les vinasses.

Nous avons donc deux raisons de perte d'autant plus probables, que le moût entre plus chaud.

Pendant tout ce temps, le chauffe-vins fonctionne peu, le moût entre plus froid et exige plus de vapeur qu'on ne peut précisément lui fournir grâce aux brusques alternatives du régulateur.

Supposons maintenant que l'alimentation reste constante, mais que la richesse des moûts vienne à croître brusquement, comme cela arrive quand on passe d'un fond de cuve, contenant déjà une certaine quantité d'eau de lavage, à une nouvelle cuve.

Aussitôt, le titre des vapeurs croît, et, si nous nous reportons aux tables précédentes, nous voyons que les rapports  $\frac{a}{e}$  et  $\frac{a}{e^2}$  vont en croissant avec  $a$ ;  $v$  augmente donc et la résistance qui en provient fait encore serrer la soupape du régulateur quand elle devrait s'ouvrir. Par suite, la quantité de vapeur décroît quand elle devrait augmenter, et le nombre de plateaux nécessaires à l'épuisement augmente encore d'autant plus vite que le moût entre à une température plus élevée.

On est donc obligé par prudence de s'éloigner d'autant plus de la limite minima de dépense, que la température du moût est plus élevée pour éviter les pertes d'alcool même avec un nombre assez considérable de plateaux. Dès lors l'économie de vapeur devient assez faible. En effet, si nous appelons encore  $p$  le taux pour 100 d'accroissement de la dépense de vapeur au-dessus du minimum théorique, nous trouvons dans les tableaux précédents, pour un moût à 5° :

	$C_a = 60.$			
	$p = 0,05.$	$p = 0,10.$	$p = 0,20.$	$p = 0,30.$
Valeurs de $Q_1$ . . . . .	269,3	292,4	319	345,6
Degré de l'alcool produit.	$50^0$	$47^0,2$	$42^0,1$	$37^0,5$

	$C_a = 80.$			
	$p = 0,05.$	$p = 0,10.$	$p = 0,20.$	$p = 0,30.$
Valeurs de $Q_1$ . . . . .	231	242	264	286
Degré de l'alcool produit.	$44^0,4$	$43^0$	$38^0,7$	$35^0,3$

Dans le second cas, il faudra se tenir par prudence entre  $p = 0,10$  et  $p = 0,20$ ; dans le premier il suffira de se tenir entre  $p = 0,05$  et  $p = 0,10$  : l'économie ne sera donc au maximum que de 27 kilogrammes de vapeur par hectolitre d'alcool absolu.

On a proposé des régulateurs actionnés par la pression qui se produit en haut de la colonne pour commander le débit du liquide alimentaire ; mais, jusqu'ici, l'encrassement de leurs soupapes les a fait juger peu pratiques.

*Quantités relatives de moûts traitables par 24 heures, et consommation de vapeur dans une colonne donnée.* — Le problème inverse se pose très souvent : étant donnée une colonne de distillation dont on connaît la marche pour une richesse déterminée des moûts, en déduire le volume de moûts à un autre titre qu'elle peut épuiser, et la quantité de vapeur qu'elle exige.

Le problème serait à peu près impossible à résoudre dans l'état actuel de nos connaissances, s'il fallait tenir compte des résistances opposées par le barbotage de la vapeur dans les moûts : nous supposons donc une colonne sans résistance sensible, et nous savons qu'il en existe. Les résultats obtenus s'appliqueront approximativement aux colonnes à barbotage.

J'ai eu occasion, en étudiant l'appareil horizontal dont

j'ai donné la description, de constater que, dans chaque compartiment, le titre est presque exactement proportionnel au titre du liquide existant dans le premier compartiment. Le tableau suivant montre quelques-uns des résultats moyens que j'ai obtenus dans mes essais, une fois l'appareil en marche régulière.

*Titres moyens dans les divers plateaux d'un appareil à distiller.*

NUMÉROS des plateaux.	a	b	c	d	e	f	g
1	29 <sup>o</sup> , 2	24 <sup>o</sup> , 30	18 <sup>o</sup> , 9	16 <sup>o</sup> , 20	11 <sup>o</sup> , 3	8 <sup>o</sup> , 10	2 <sup>o</sup> , 90
2	28, 3	23, 60	18, 4	15, 70	11, 03	7, 88	2, 84
3	27, 4	22, 80	»	15, 30	10, 60	7, 60	2, 73
4	»	21, 15	17	14, 15	9, 90	7, 06	»
5	»	19, 20	14, 90	12, 75	»	6, 40	»
6	»	16, 70	»	11, 20	»	5, 60	»
7	»	13, 80	»	9, 20	»	4, 60	»
8	12, 2	10, 20	»	6, 90	4, 80	3, 42	1, 25
9	»	7, 50	»	5, 05	3, 60	2, 55	0, 82
10	»	5, 52	4, 25	3, 60	»	1, 82	»
11	»	4, 10	3, 35	3, 15	»	1, 39	»
12	»	2, 77	»	1, 90	»	0, 95	0, 34
13	2, 2	1, 80	»	1, 20	»	0, 57	0, 20
14	»	1, 15	»	0, 80	»	0, 40	0, 12
15	»	0, 60	»	0, 42	»	0, 20	»
16	»	0, 40	»	»	»	»	»
17	»	0, 28	»	»	»	»	»
18	»	0, 12 ?	»	»	»	0, 05	»

On peut, par suite, un appareil étant donné, conclure la marche qu'il présentera avec une alimentation différente au point de vue du degré des mouts.

Supposons donc qu'un appareil à 18 plateaux *utiles* ait dans ses divers compartiments les titres indiqués dans la seconde colonne, nous trouverons facilement les titres successifs des plateaux du même appareil alimenté avec la même quantité de liquides alcooliques à un titre différent, que cet appareil peut épuiser.

De ces chiffres moyens nous déduisons les valeurs suivantes de  $\frac{1}{m} = \frac{t_n L_{n+1} - u_{n+1} C_n}{u_{n+1} - t_n} = \frac{aL_e - eC_a}{e-a}$ .

$$(a) + 117,6 \quad (b) + 74,3 \quad (c) + 26,7 \quad (d) + 12,3 \quad (e) - 7,9 \\ (f) - 21,1 \quad (g) - 38$$

D'où nous déduisons par interpolation le tableau de la page 239.

Cherchons maintenant les valeurs de  $\frac{V_{n+1}}{A}$  pour le plateau titrant 3 p. 100 d'alcool.

Nous nous servirons comme ci-dessus des deux relations :

$$1 + m \frac{C_n}{t_n} = \frac{1}{u_{n+1}} + m \frac{L_{n+1}}{U_{n+1}}$$

et

$$\frac{V_{n+1}}{A} = \frac{e-a}{e} \cdot \frac{t_n}{u_{n+1} - t_n}.$$

Nous en déduisons :

	1	2	3	4	5	6	7	8
$1 + m \frac{C_n}{t_n}$ . . .	1,3750	1,5422	2,2254	8,110	-19,991	-1,2040	-0,7059	-0,3752
$U_{n+1}$ . . . . .	4,28	5,44	8,05	12,25	13,95	16,98	19,25	16,95
$\frac{V_{n+1}}{A}$ {								
$C_a = 40$ .	1,627	0,974	0,497	0,291	0,251	0,203	0,179	
$C_a = 60$ .	1,539	0,922	0,470	0,277	0,238	0,198	0,173	0,145
$C_a = 80$ .	1,452	0,877	0,445	0,262	0,227	0,184	0,164	0,138

Nous aurions pu prendre un autre plateau de comparaison, et naturellement les nombres trouvés eussent été différents ; mais si, au lieu des poids, on eût calculé les volumes de vapeurs entrant dans le plateau considéré, on aurait trouvé des nombres presque identiques respecti-



	1	2	3	4	5	6	7	8		
Alcool au { Degré Gay-Lussac . . . . .	30°	25°	20°	15°	13°	10°	7°	5°		
er plateau. { Titre pondéral (p. 100) . . . . .	24,65	20,43	16,25	12,18	10,51	8,05	5,62	4		
Alcool à { Degré Gay-Lussac . . . . .	69°26	67°95	66°20	61°50	57°85	51°	42°60	35°75		
l'éprouvette. { Titre pondéral (p. 100) . . . . .	61,70	60,33	58,49	53,70	50,07	43,47	35,71	29,62		
Valeur de $\frac{1}{m}$ . . . . .	+ 127,3	+ 81	+ 36	+ 6,2	- 2,1	- 15	- 25,8	- 32		
Valeur de $m$ . . . . .	+ 0,0081	+ 0,0123	+ 0,0278	+ 0,1613	- 0,4762	- 0,0666	- 0,0387	- 0,0312		
De là nous déduisons les titres du liquide alimentaire suivant sa température :										
Alcool alimen- taire.	$\left\{ \begin{array}{l} C_a = 40 \\ C_a = 60 \\ C_a = 80 \end{array} \right.$	Degré Gay-Lussac . . . . .		23°,07	18°,07	11°,87	6°,82	5°,19		
		Titre pondéral (p. 100) . . . . .		18,86	14,68	9,60	5,47	4,14	3,28	1,03
		Degré Gay-Lussac . . . . .		25°,87	20°,91	14°,96	9°,74	8°,18	5°,15	2°,90
		Titre pondéral (p. 100) . . . . .		21,17	17,10	12,15	7,84	6,55	4,11	2,30
	$\left\{ \begin{array}{l} C_a = 80 \\ C_a = 80 \end{array} \right.$	Degré Gay-Lussac . . . . .		28°,58	23°,87	18°,06	12°,62	10°,58		
		Titre pondéral (p. 100) . . . . .		23,47	19,52	14,67	10,20	8,56	7°,39	4°,96
Nous pouvons maintenant déterminer les valeurs de $Q (L_0 - C)$ :										
$C_a = 40$ . . . . .	142,27	124,77	105	87,2	84,7	76,9	70,5	58,5		
$C_a = 60$ . . . . .	131,07	115,11	94,43	78,1	77,9	68,8	61	48,5		
$C_a = 80$ . . . . .	118,74	105,52	85,71	68,9	68,9	60,8	53,1	48,5		
Ce qui, pour 100 kilogrammes d'alcool absolu mis en œuvre, se traduit par :										
$C_a = 40$ . . . . .	75 440	84 993	109 375	159 415	204 589	337 280	684 666	361 111		
$C_a = 60$ . . . . .	61 913	67 316	77 720	99 617	118 931	167 397	265 417	173 330		
$C_a = 80$ . . . . .	50 592	54 069	58 435	67 549	80 490	102 367	134 430	173 330		

vement : nous pouvons donc prendre un plateau quelconque.

Les nombres ci-dessous indiquent les volumes des différents poids de vapeur rapportés aux volumes des mêmes poids d'eau à la même température.

	1	2	3	4	5	6	7	8
$C_a = 40$ . . .	1,526	0,897	0,442	0,244	0,206	0,160	0,153	
$C_a = 60$ . . .	1,444	0,851	0,417	0,233	0,195	0,156	0,133	0,115
$C_a = 80$ . . .	1,362	0,807	0,395	0,220	0,186	0,148	0,126	0,109

Dans les appareils à plateaux munis de barboteurs, nous serons donc amenés soit à faire varier le diamètre de l'ouverture du disque placé à la sortie de la colonne et à exagérer la distance des plateaux en prévision d'une marche avec des alcools de richesse très variable, soit à faire varier en raison inverse des nombres ci-dessus les quantités de liquide alimentaire, si la colonne existe déjà, de façon que les résistances des barboteurs restent constantes.

Nous trouvons là un cas où le chauffage du liquide alimentaire présente une grande importance, sous la réserve que le degré de l'alcool à obtenir soit indifférent.

En particulier, l'utilisation de la chaleur des vinasses à l'échauffement des moûts, devient presque indispensable quand il s'agit d'épuiser des liquides très faibles, comme les petites eaux des usines à levure.

Dans tout ce qui précède, j'ai naturellement supposé que l'appareil distillatoire fonctionne dans des conditions parfaites, c'est-à-dire qu'il ne s'y produit aucun entraînement mécanique de liquide d'un plateau à l'autre, et que les vapeurs arrivant dans un compartiment se mettent parfaitement en équilibre de tension avec le liquide qu'elles y rencontrent.

*Nature des moûts distillés.* — Il convient donc d'être bien fixé sur la nature des moûts à distiller afin de proportionner la hauteur des compartiments à la difficulté d'arrêter les mousses. Si, pour la distillation du vin, un écartement de 14 à 15 centimètres entre deux plateaux consécutifs peut être considéré comme suffisant, il faudra porter cette hauteur au moins à 18 centimètres pour les moûts de betterave et de mélasses et même à 23 centimètres s'il s'agit de moûts de grains un peu épais.

La seconde condition est également essentielle, car, si l'équilibre de tension ne s'établit pas, il est clair que le nombre de compartiments calculé ci-dessus deviendra nettement insuffisant. Il faut donc avoir une ligne de barbotage plutôt un peu forte, et surtout être bien certain qu'elle est utilisée en tous ses points et que le moût vient également partout se présenter à la vapeur.

La longueur de la ligne de barbotage varie sensiblement avec chaque type d'appareil, il est à peu près impossible de donner à ce sujet une règle fixe. Mais, si beaucoup de constructeurs se tirent d'affaire empiriquement en exagérant la longueur de la ligne de barbotage, ils ne prennent souvent pas les précautions nécessaires pour en assurer l'efficacité. Il sera toujours bon, pendant le montage, de vérifier que les barboteurs affleurent exactement au même niveau, ce qui est facile en s'assurant que de l'eau versée sur les plateaux touche en même temps tous les barboteurs. Il convient également d'établir la colonne sur une base parfaitement solide, de crainte qu'un tassement dérange l'horizontalité des plateaux.

*Influence des incrustations.* — En marche, il pourra se produire des incrustations irrégulières qui changeront le niveau des barboteurs, ou obstrueront en partie les trop-pleins. Il convient, si l'on prévoit cet

accident, de munir la colonne de trous de nettoyage permettant d'accéder facilement en chaque point et de gratter les incrustations : cela permettra d'éviter des chômages trop fréquents nécessités par des démontages. La colonne la plus parfaite sera, sous ce rapport, celle où les dépôts et incrustations se feront le moins facilement et seront les plus accessibles. On devra donc s'attacher à avoir des barboteurs rectilignes et suffisamment rapprochés pour que le liquide entraîne facilement les matières boueuses. Mais il convient cependant de ne pas trop rapprocher les barboteurs, sinon le liquide prendrait une surface inclinée pour arriver à s'écouler et une partie des barboteurs serait trop submergée pour laisser passer la vapeur.

Enfin, malgré les précautions prises par le constructeur, il arrive un moment où il devient nécessaire de démonter la colonne pour pratiquer un nettoyage à fond. Il convient d'y recourir au moins à la fin de chaque campagne. On en profitera pour vérifier si des déformations du métal n'ont pas dérangé la parfaite horizontalité des barboteurs et y remédier.

---

## CHAPITRE X

### APPAREILS A FORT DEGRÉ

En étudiant la distillation continue, nous avons vu que la richesse en alcool des produits obtenus est limitée assez étroitement par la richesse des mouës d'une part, par leur température d'autre part ; enfin par la nécessité d'assurer l'épuisement avec un nombre de plateaux acceptable.

Or, le fabricant d'alcool a souvent besoin d'obtenir des liquides à un degré beaucoup plus élevé que celui qu'il se procure par la distillation continue ordinaire.

*Différents buts poursuivis.* — Tantôt il cherche à préparer de l'alcool riche, afin d'économiser les frais d'emmagasinage et de transport. Il recourt alors aux *appareils dits à fort degré*.

Tantôt, il cherche à éliminer, dans le moins possible d'alcool fort, les impuretés que nous apprendrons à connaître sous le nom de *corps de tête* ; c'est le but de l'*épuratiion continue*.

Tantôt enfin, il se propose de retirer la majeure partie de l'alcool à l'état de pureté, en concentrant les *impuretés de tête et de queue* dans le plus petit volume possible. C'est le but de la *rectification continue ou discontinue*.

Un fait domine ces différents procédés et nous permet d'étudier simultanément leurs parties communes, c'est que le fabricant doit s'attacher à concentrer l'alcool en vapeurs qu'il veut traiter.

*Type d'une colonne à fort degré.* — Pour cela, il condense une partie des vapeurs et renvoie les produits liquéfiés à la colonne d'épuisement ou à la chaudière. Mais, dans le premier cas et le second, le mélange de ces produits condensés et de l'alcool faible ou des moûts ne se fait généralement pas à la sortie même du condenseur : les rétrogradations du condenseur descendent de plateau en plateau, dans une partie supplémentaire de la colonne pendant que s'élèvent les vapeurs plus étendues qui les épuisent en s'enrichissant et fournissent à leur tour l'aliment au condenseur (fig. 41).

Tantôt, dans celui-ci, nous emploierons le moût à distiller pour absorber les calories, alors l'action du condenseur sera limitée ; tantôt nous emploierons successivement le moût et l'eau ; tantôt nous n'utiliserons que de l'eau. Pour ces deux derniers cas, l'action du condenseur est illimitée et nous pourrions obtenir de l'alcool aussi riche que nous le désirerons.

*Étude théorique de la colonne à fort degré.* — Pour étudier la marche de ces appareils, appelons :

A le poids du liquide alimentaire entrant par unité de temps dans l'appareil,  $a$  son titre pondéral,  $C_a$  sa chaleur totale ;

E le poids du liquide allant à l'éprouvette,  $e$  son titre pondéral,  $L_e$  la chaleur totale des vapeurs : d'une façon générale, nous aurons  $Ee = m\Lambda a$ ,  $m$  ayant pour limite supérieure l'unité ;

R le poids des liquides sortant du bas de l'appa-

reil,  $r$  leur titre qui peut être nul,  $C_r$  leur chaleur totale ;

$P^n$ ,  $t^n$ ,  $C^n$ ,  $V^n$ ,  $u^n$ ,  $L^n$  les poids, richesses, chaleurs

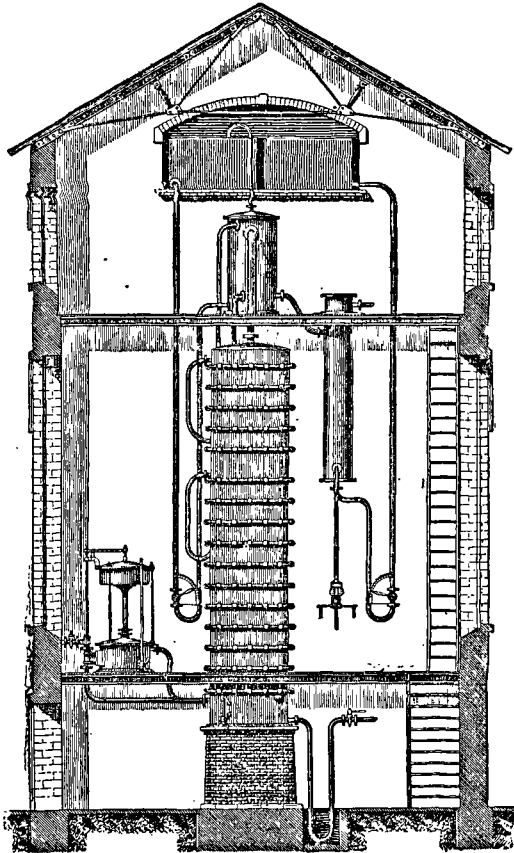


Fig. 41. — Colonne à fort degré. Système Savalle.

totales des liquides et des vapeurs circulant, pendant l'unité de temps, dans le  $n^{\circ}$  compartiment, compté à partir du tronçon alimentaire, dans la colonne de concentration ;

$P_o, t_o, C_o, V_o, u^o, L_o$ , les mêmes données pour le tronçon alimentaire ;

$P_n, t_n, C_n, V_n, u_n, L_n$ , les mêmes données pour le  $n^{\circ}$  plateau compté à partir du tronçon alimentaire dans la colonne d'épuisement ;

AQ, la quantité de vapeur d'eau nécessaire, pendant l'unité de temps, à la marche de l'appareil,  $L_0$  le nombre de calories correspondant à sa température ;

EX, la chaleur enlevée, dans l'unité de temps, par les vapeurs sortant de la colonne de concentration.

Nous avons évidemment, en écrivant que le régime de l'appareil entier est permanent :

$$A + AQ = E + R$$

d'où :

$$\begin{aligned} A(1 + Q) &= \frac{mAa}{e} + R \\ R &= A\left(1 + Q - \frac{ma}{e}\right) \end{aligned} \quad (1)$$

d'autre part

$$Aa = Ee + Rr$$

d'où :

$$\begin{aligned} Aa(1 - m) &= Rr \\ r &= \frac{a(1 - m)}{1 + Q - \frac{ma}{e}} = \frac{ae(1 - m)}{e(1 + Q) - ma} \end{aligned} \quad (2)$$

Enfin

$$AC_a + AQL_0 = EX + RC_r$$



d'où :

$$\Lambda(C_a + QL_0) = m \frac{\Lambda a}{e} X + \frac{\Lambda}{e} [e(1 + Q) - ma] C_r$$

$$Q(L_0 - C_r) - \frac{e - ma}{e} C_r = \frac{ma}{e} X - C_a$$

$$\text{ou } Q(L_0 - C_r) = \frac{ma}{e}(X - C_r) + (C_r - C_a). \quad (3)$$

Etudions maintenant successivement les conditions de la permanence du régime dans la colonne de concentration et la colonne d'épuisement :

*Colonne de concentration :*

$$V^{n-1} = P^n + E = P^n + \frac{m\Lambda a}{e}$$

$$V^{n-1}u^{n-1} = P^n t^n + Ee = P^n t^n + m\Lambda a$$

$$V^{n-1}L^{n-1} = P^n C^n + EX = P^n C^n + \frac{m\Lambda a}{e} X$$

Nous en déduisons :

$$V^{n-1} = \frac{m\Lambda a}{e} \times \frac{e - t^n}{u^{n-1} - t^n} = \frac{m\Lambda a}{e} \times \frac{X - C}{L^{n-1} - C^n} \quad (4)$$

$$P^n = \frac{m\Lambda a}{e} \times \frac{e - U^{n-1}}{u^{n-1} - t^n} = \frac{m\Lambda a}{e} \times \frac{X - L^{n-1}}{L^{n-1} - C^n} \quad (5)$$

Des deux derniers membres de l'équation (5) nous déduisons :

$$\frac{e - u^{n-1}}{u^{n-1} - t^n} = \frac{X - L^{n-1}}{L^{n-1} - C^n}$$

d'où :

$$\frac{e - t^n}{X - C^n} = \frac{e - u^{n-1}}{X - L^{n-1}}. \quad (6)$$

Colonne d'épuisement :

$$\begin{aligned} P_n + AQ &= V_{n+1} + R \\ P_n t_n &= V_{n+1} u_{n+1} + Rr \\ P_n C_n + AQL_0 &= V_{n+1} L_{n+1} + RC_r \end{aligned}$$

d'où nous déduisons :

$$\left. \begin{aligned} P_n &= \frac{R(u_{n+1} - r) - AQ u_{n+1}}{u_{n+1} - t_n} \\ &= \frac{R(L_{n+1} - C_r) - AQ(L_{n+1} - L_0)}{L_{n+1} - C_n} \end{aligned} \right\} \quad (7)$$

$$\left. \begin{aligned} V_{n+1} &= \frac{R(t_n - r) - AQ t_n}{u_{n+1} - t_n} \\ &= \frac{R(C_n - C_r) - AQ(C_n - L_0)}{u_{n+1} - C_n} \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

Nous pouvons écrire les deux derniers membres de l'équation (7) :

$$\begin{aligned} & \frac{(R - AQ) u_{n+1} - \Lambda a (1 - m)}{u_{n+1} - t_n} \\ &= \frac{(R - AQ) L_{n+1} - \Lambda \left( 1 + Q - \frac{ma}{e} \right) C_r + AQL_0}{L_{n+1} - C_n} \end{aligned}$$

Remplaçant  $R - AQ$  par sa valeur et multipliant les deux dénominateurs par  $1 - \frac{ma}{e}$  :

$$\begin{aligned} & \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) u_{n+1} - a (1 - m)}{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) (u_{n+1} - t_n)} \\ &= \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) L_{n+1} - \left( 1 - \frac{ma}{e} \right) C_r + Q(L_0 - C_r)}{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) (L_{n+1} - C_n)} \end{aligned}$$

Substituant à  $Q(L_0 - C_r)$  sa valeur (3) :

$$\begin{aligned} & \frac{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)u_{n+1} - a(1-m)}{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)(u_{n+1} - t_n)} \\ &= \frac{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)L_{n+1} + \frac{ma}{e}X - C_a}{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)(L_{n+1} - C_n)} \end{aligned}$$

d'où nous déduisons :

$$\begin{aligned} & \frac{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)t_n - a(1-m)}{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)C_n + \frac{ma}{e}X - C_a} \\ &= \frac{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)U_{n+1} - a(1-m)}{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)L_{n+1} + \frac{ma}{e}X - C_a} \quad (9) \end{aligned}$$

relation qui, dans le cas de la colonne à fort degré ordinaire, où  $m = 1$ , se réduit à :

$$\begin{aligned} & \frac{t_n}{\frac{e-a}{e}C_n + \frac{a}{e}X - C_a} \\ &= \frac{u_{n+1}}{\frac{e-a}{e}L_{n+1} + \frac{a}{e}X - C_a} \quad (10) \end{aligned}$$

Ainsi,  $a$ ,  $C_a$ ,  $e$ ,  $m$ , étant donnés nous pourrions déterminer l'allure d'un appareil des trois types si nous connaissons  $X$ . Il est clair que nous pouvons donner à ce coefficient toutes les valeurs possibles au-dessus d'un certain minimum. Cherchons d'abord à fixer celui-ci.

*Détermination des quantités minima de chaleur à absorber.* — Tout d'abord, il faut que les rétrogradations amènent un liquide tel qu'il y ait enrichissement dans la colonne de concentration. Nous aurons donc une valeur limite inférieure de X en écrivant que deux plateaux successifs de la colonne de concentration sont au même titre.

L'équation (6) devient alors :

$$\frac{e-t^n}{X-C^n} = \frac{e-u^n}{X-L_n}$$

d'où :

$$X = C + \frac{e-t}{U-t} (L-C). \quad (11)$$

Le tableau ci-dessous donne les valeurs limites de X, déduites de cette relation, pour différents titres à l'éprouvette et différents degrés dans les plateaux.

Valeurs limites de X.

TITRES des plateaux. (G. L.)	TITRES G. L. A L'ÉPROUVETTE							
	70°	80°	90°	93°	94°	95°	96°	97°
1	4 879	5 293	6 163	6 444	6 537	6 541	6 742	6 868
3	1 837	2 157	2 508	2 621	2 659	2 701	2 742	2 784
5	1 086	1 282	1 488	1 555	1 577	1 592	1 626	1 650
7	880	995	1 197	1 251	1 269	1 289	1 308	1 328
10	600	780	943	985	1 000	1 015	1 031	1 047
13	530	665	787	822	834	841	861	874
15	500	614	716	749	750	772	784	797
20	448	545	641	672	682	698	705	717
25	435	525	625	657	668	679	691	703
30	418	515	621	655	666	680	691	704
35	400	504	617	654	666	680	693	707

TITRES des plateaux. (G. L.)	TITRES G. L. A L'ÉPROUVETTE							
	70°	80°	90°	93°	94°	95°	96°	97°
40	379	491	613	653	666	681	695	710
45	343	475	608	651	666	682	696	713
50	321	456	602	650	666	683	700	718
55	285	433	596	649	668	686	714	725
60	236	405	591	651	671	694	720	738
65	170	367	583	654	678	704	745	755
70		310	569	652	684	714	756	778
75		220	539	641	676	714	769	790
80			489	625	670	720	823	813
85			390	593	660	735	912	884
90				483	623	777	930	1 085
91				378	536	708	883	1 167
93					350	671	819	1 309
94							770	1 435
95							720	1 297
96								849

Il est clair que la valeur de X acceptable, tout en étant aussi faible que possible, doit être supérieure aux nombres les plus grands que peut fournir ce tableau.

Or, nous remarquerons que, jusqu'à 90° à l'éprouvette, la valeur de X va constamment en décroissant quand le titre des plateaux augmente; on devra donc prendre comme minimum les valeurs compatibles avec la richesse la plus faible pouvant se rencontrer dans le bas de la colonne de concentration.

Au contraire, pour les richesses à l'éprouvette supérieures à 93°, nous constatons l'existence d'un maximum dans les titres élevés, maximum d'autant plus grand et plus tardif que le titre à l'éprouvette est plus élevé: ce sera le plus souvent de ce maximum que nous aurons à tenir compte, à moins que le titre de l'alcool alimentaire ne soit exceptionnellement faible.

La colonne d'épuisement nous fournira une seconde

limite de X : nous ne l'étudierons que dans le seul cas intéressant : celui où l'épuisement est complet.

L'équation (10), en supposant encore le cas limite où deux plateaux consécutifs sont au même degré, se ramène à la forme :

$$\frac{\frac{e-a}{e} t_n}{\frac{e-a}{e} C_n + \frac{a}{e} X - C_a} = \frac{\frac{e-a}{e} u_n}{\frac{e-a}{e} L_n + \frac{a}{e} X - C_a}$$

d'où :

$$X = \frac{e}{a} C_a - \frac{e-a}{a} \frac{uC - tL}{u-t}. \quad (12)$$

Nous trouvons ci-dessous les valeurs de  $\frac{e-a}{a}$  et  $\frac{eC_a}{a}$  pour différents titres à l'éprouvette, différents titres de l'alcool alimentaire, et pour les deux valeurs les plus importantes  $C_a = 60$  correspondant à l'emploi d'un chauffe-vins, et  $C_a = 80$  correspondant à l'emploi d'un récupérateur de la chaleur des vinasses. Le dernier coefficient  $\frac{UC - tL}{U - t}$  est fourni par la table XII.

Construisons maintenant les courbes des valeurs limites de X données par les deux tableaux précédents pour le cas considéré, nous trouverons à leur intersection la valeur limite inférieure de X (fig. 42). Il suffira de prendre une valeur légèrement supérieure pour résoudre la question.

Naturellement, si la valeur de X peut avoir un maximum, c'est celui-ci qu'il faudra prendre en l'augmentant légèrement.

Nous avons ainsi donné les valeurs limites inférieures de X pour différents cas les plus fréquents, et les valeurs

de  $Q(L_0 - C_r)$  correspondantes, en supposant que la valeur limite de X a été augmentée de un dixième.

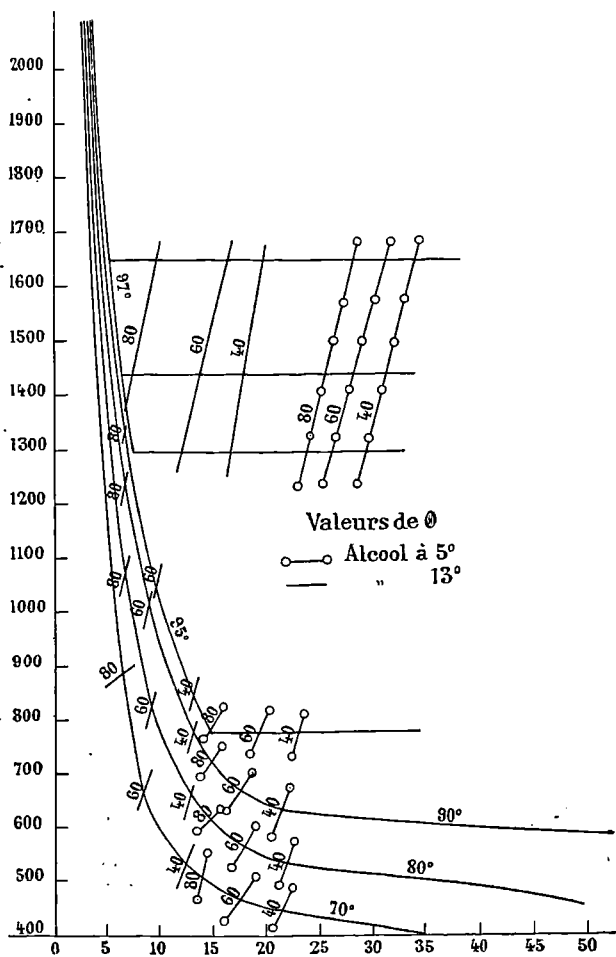


Fig. 42. — Limites inférieures des valeurs de X pour une colonne à fort degré.

Pour faciliter les calculs, voici les valeurs de  $\frac{a}{e}$  et de  $\frac{e-a}{e}$ .

Table pour le calcul de la relation limite :  $X = \frac{eC_a}{a} - \frac{e-a}{a} \frac{UC-tL}{U-t}$ .

LIQUIDE alimentaire.		TITRES G. L. A L'ÉPROUVETTE																			
		VALEURS DE $\frac{e-a}{a}$ .					VALEURS DE $\frac{eC_a}{a}$ .														
		70°	80°	90°	93°	95°	96°	97°	70°	80°	90°	93°	95°	96°	97°						
1	77,1	91	106,2	111,1	114,6	116,4	118,2	146,19	5675	6613	6918	7131	7241	7353	6602	7773	9050	9476	9768	9915	10074
3	25	29,7	34,7	36,5	37,5	38,2	38,7	163,1	1921	2239	2342	2414	2451	2489	2231	2627	3061	3202	3301	3352	3404
5	14,4	17,2	20,1	21,4	21,9	22,3	22,6	97,3	1146	1316	1397	1440	1462	1484	1335	1572	1832	1916	1976	2006	2036
7	10,1	12,1	14,3	14,9	15,5	15,8	16,1	69,3	815	950	994	1025	1041	1056	953	1122	1338	1367	1411	1428	1454
10	8,7	8,1	9,6	10,1	10,5	10,7	10,8	48,2	567	661	692	713	724	735	658	785	925	957	986	1004	1012
13	4,9	6	7,1	7,5	7,8	8	8,1	36,8	433	505	528	544	553	562	509	599	698	730	752	764	776
15	4,1	5	6	6,4	6,6	6,7	6,8	31,7	373	435	455	470	476	484	441	520	606	634	654	663	673
20	2,8	3,5	4,3	4,5	4,6	4,7	4,8	22,9	270	315	329	339	346	350	322	380	433	452	477	484	492
25	2	2,6	3,2	3,4	3,5	3,6	3,6	17,2	203	237	249	255	259	263	252	297	346	362	353	379	375
30	1,5	1,9	2,4	2,6	2,7	2,8	2,9	14,6	172	200	209	216	219	222	207	244	284	298	307	312	316
35	1,1	1,5	2	2,1	2,2	2,2	2,2	14,7	171	179	185	188	191		206	241	252	260	264	268	
40	0,8	1,2	1,5	1,6	1,7	1,8	1,8	12,3	144	151	156	158	161		177	206	216	222	226	229	

Voir les valeurs de  $\frac{UC-tL}{U-t}$ , table XII.



ALCOOL alimentaire.	TITRES A L'ÉPROUVETTE						
	70°	80°	90°	93°	95°	96°	97°
	<i>Valeurs de <math>\frac{a}{e}</math>.</i>						
3°	0,0382	0,0325	0,0278	0,0266	0,0258	0,0254	0,0250
5°	0,0640	0,0543	0,0466	0,0445	0,0433	0,0426	0,0419
7°	0,0899	0,0764	0,0655	0,0526	0,0608	0,0597	0,0588
10°	0,1288	0,1094	0,0938	0,0897	0,0861	0,0854	0,0844
13°	0,1681	0,1428	0,1225	0,1171	0,1137	0,1119	0,1102
15°	0,1949	0,1611	0,1420	0,1358	0,1315	0,1297	0,1267
40°	0,5343	0,4537	0,3893	0,3722	0,3613	0,3556	0,3502
	<i>Valeurs de <math>\frac{e-a}{e}</math>.</i>						
3°	0,9618	0,9675	0,9722	0,9734	0,9742	0,9746	0,9750
5°	0,9360	0,9457	0,9534	0,9555	0,9567	0,9574	0,9581
7°	0,9101	0,9236	0,9345	0,9474	0,9392	0,9403	0,9412
10°	0,8712	0,8906	0,9062	0,9103	0,9149	0,9146	0,9154
13°	0,8319	0,8572	0,8775	0,8829	0,8863	0,8881	0,8898
15°	0,8051	0,8389	0,8580	0,8642	0,8685	0,8703	0,8733
40°	0,4657	0,5462	0,6107	0,6278	0,6387	0,6444	0,6498

*Valeurs limites de X.*

ALCOOL alimen- taire.	TITRES A L'ÉPROUVETTE									
	TEMPÉRATURE DE L'ALCOOL ALIMENTAIRE									
	60°					80°				
	70°	80°	90°	95°	97°	70°	80°	90°	95°	97°
3°	905	1 030	1 237	1 335	1 370	1 215	1 457	1 780	1 855	1 870
5°	690	820	1 030	1 060	1 300	890	1 060	1 250	1 340	1 380
7°	570	700	840	907	1 300	730	880	1 050	1 110	1 300
10°	505	607	710	780	1 300	580	710	815	917	1 300
13°	475	565	665	780	1 300	510	607	725	780	1 300

Valeurs de  $Q (L_0 - C_r)$  en admettant  $X_1 = 1,1 X$ .

$$Q(L_0 - C_r) = \frac{a}{e} X_1 - C_a + \frac{e-a}{e} C_r = \frac{a}{e} (X_1 - C_r) + C_r - C$$

ALCOOL alimentaire.	ALCOOL A L'ÉPROUVETTE					
	70°	80°	90°	95°	97°	
					$X_1 = 1,580$	
	<i>Température de l'alcool alimentaire : 60°.</i>					
3°	73,44	72,84	74,30	75,66	74,45	76,28
5°	71,11	83,55	87,11	83,54	84,84	101,14
7°	86,63	90,41	93,22	93,85	117,46	127,40
10°	98,24	101,82	103,59	107,71	151,90	163,95
13°	111,40	114,91	117,85	126,76	187,14	203,67
40°				318,16	510,08	598,33
	<i>Température de l'alcool alimentaire : 80°.</i>					
3°	63,46	70,07	67,91	66,32	65,19	
5°	72,80	73,45	75	75,09	75,16	86,32
7°	78,99	82,06	84,87	83,93	93,98	102,92
10°	83,13	88,38	90,64	95,46	126,18	143,12
13°	91,56	93,79	99,66	100,36	160,74	177,27
40°				294	485,92	574,17

Ce qui donne en calories par hectolitre d'alcool absolu.

ALCOOL alimentaire.	ALCOOL A L'ÉPROUVETTE					
	70°	80°	90°	95°	97°	
					$X_1 = 1,580$	
	<i>Température de l'alcool alimentaire : 60°.</i>					
3°	243 986	242 000	246 844	251 362	247 342	253 422
5°	141 059	165 806	172 871	165 787	168 763	200 714
7°	122 359	127 698	131 638	132 556	165 804	179 943
10°	96 788	100 315	102 059	106 118	149 655	161 517
13°	86 329	86 890	89 010	95 740	141 344	123 074
40°				75 639	121 240	142 246

ALCOOL alimentaire.	ALCOOL A L'ÉPROUVETTE					
	70°	80°	90°	95°	97° X <sub>1</sub> = 1580	
	<i>Température de l'alcool alimentaire : 80°.</i>					
3°	210 830	232 740	225 614	230 332	216 578	
5°	144 473	145 763	148 839	149 018	149 156	171 502
7°	111 440	115 904	119 859	121 370	132 740	145 367
10°	81 803	87 073	89 300	94 944	124 315	141 050
13°	67 154	70 838	75 272	75 800	121 405	133 889
40°				69 895	115 522	136 502

*Dépenses comparées de chaleur dans la colonne à fort degré et dans la colonne simple.* — Les valeurs de  $Q(L_3 - C_r)$  ainsi obtenues sont supérieures à celles que nous avons trouvées en dernier lieu pour les colonnes à 18 plateaux ; il ne faut pas en conclure, et ce serait une grave erreur, que la colonne à fort degré est forcément moins économique que la colonne simple. Nous avons vu, en effet, que la consommation de vapeur varie beaucoup dans la colonne simple avec le titre à l'éprouvette, ou, si l'on veut, avec la valeur de  $m$ . Il suffirait de ramener les colonnes à distillation simple à n'avoir que le nombre de plateaux utiles nécessaires à l'épuisement dans la colonne à fort degré alimentée avec le même moût à la même température, pour arriver à trouver une différence en sens inverse.

Pour une même alimentation et une même concentration, la valeur de  $Q(L_3 - C_r)$  dépend à la fois de  $X_1$ , de  $a$  et de  $C_a$ . Nous avons vu que la valeur limite inférieure du  $X$ , et par suite  $X_1$  croît avec  $C_a$ , mais  $X_1$  est multiplié par  $\frac{a}{e}$ , nombre ordinairement assez petit.  $C_a$  est affecté du signe —, et intervient directement pour diminuer  $Q(L_3 - C_r)$  ; il agit donc d'une façon très

sensible lorsque  $\frac{a}{e}$  est très petit. Par suite, si on n'absorbe au condenseur que la quantité nécessaire de chaleur, il y a intérêt théorique à chauffer le plus possible les moûts dans ce chauffe-vins ; mais nous verrons que cela présente des inconvénients pratiques.

A partir d'une certaine richesse du liquide alimentaire, X devient constant et indépendant de  $C_a$  pour une même concentration, mais  $\frac{a}{e}$  augmente rapidement, avec la richesse du moût alimentaire ; d'autre part  $C_a$  diminue quand la richesse des moûts augmente, à température constante ; par suite, une élévation donnée de la température procure, à concentration égale, une économie de chaleur d'autant plus faible que le liquide alimentaire est plus riche et X plus grand.

*Influence de la température du moût sur la dépense de chaleur.* — Dans le cas de la distillation simple, nous avons constaté qu'il y a économie à chauffer fortement le liquide alimentaire. Voyons s'il en est encore ainsi pour le cas du fort degré, et supposons que, grâce à un récupérateur de chaleur, nous portions un liquide alimentaire titrant 5° G.-L. presque à l'ébullition, soit à 95°, et cherchons la dépense pour produire de l'alcool à 95°.

La comparaison des deux courbes limites pour les valeurs de X, nous donne comme limite inférieure  $X = 1592$  : comme précédemment, pour assurer l'épuisement nous prendrons  $X_1 = 1,1X = 1750$ . La valeur correspondante de Q sera 78,99, supérieure à celle que nous avons trouvée pour une température des moûts égale à 80°. Donc il n'y a pas économie à trop chauffer les moûts.

Inversement nous voyons que si nous n'utilisons pas

la chaleur que l'on doit céder au chauffe-vins pour porter les moûts à une température relativement élevée, la chaleur à dépenser croît à partir d'une certaine limite optima voisine de 75° dans le cas considéré.

*Utilité des plateaux de concentration.* — Examinons maintenant un cas que l'on rencontre fréquemment dans la pratique. Certains appareils dérivés du type Champonnois n'ont pas de plateaux de concentration, et fournissent de l'alcool à 85° = 79, 50 p. 100. Pour cela, on emploie un chauffe-vins puissant et l'on fait rentrer directement les reflux dans le plateau alimentaire.

Considérons encore un vin à 5° = 4 p. 100 entrant à 25° au chauffe-vins et en sortant à 80°, et admettons (comme la température des reflux ne joue qu'une influence assez faible) que les reflux rentrent à la température d'ébullition.

Chaque kilogramme de vin aura absorbé 62,43 calories. La chaleur transmise au chauffe-vins sera donc :

$$E.R = A \times 62,43$$

et comme

$$E = A \times \frac{4}{79,50}$$

$$R = 62,43 \times \frac{79,50}{4} = 1240,5$$

et la chaleur enlevée par la vapeur à la colonne sera :

$$X = 1240,5 + 343 = 1583,5.$$

Or, nous reportant à la théorie du condenseur, si nous appelons *b* le titre des vapeurs du liquide du dernier

plateau,  $d$  le titre des reflux,  $\alpha$  le taux p. 100 des reflux par rapport aux vapeurs entrant, nous avons :

$$\alpha = \frac{e-b}{e-d} = \frac{X-L_b}{X-C_d}$$

et notant que  $d$  doit être plus élevé que le titre du liquide donnant des vapeurs au titre  $b$ , nous trouvons comme valeur acceptable du titre des reflux 14,2 p. 100 soit 17°,5. Le titre au plateau supérieur est 6°, et  $\alpha = 0,714$ .

Or, nous avons :

$$E = \frac{Aa}{e} = B(1-\alpha)$$

$$B = A \cdot \frac{a}{e(1-\alpha)} = B \times 0,176.$$

Si nous appelons  $D$  le poids des reflux, nous avons donc :

$$D = B\alpha = A \times 0,125$$

Ceci posé, par kilogramme de liquide alimentaire, il entre :

$$QL_0 + 1 \times 62,43 + 0,125 \times 96,13$$

il sort du dernier plateau :

$$0,176 \times 434,6 + \left(1 + Q - \frac{0,04}{0,795}\right) C_r.$$

D'où, en supposant comme toujours  $C_r = 102$ ,

$$Q(L_0 - C_r) = 99,85.$$

Or, avec 2 ou 3 plateaux de concentration, la dépense eût été d'environ 75 calories, on perd donc 25 calories pour une très faible économie de construction.

En rapportant à l'hectolitre d'alcool absolu, cette colonne dépense 197 511 calories.

Dans certains cas, par exemple, si on doit concentrer les vinasses, il y a intérêt à ne pas envoyer de vapeur dans le bas de la colonne, mais à employer un chauffage tubulaire. Le nombre de calories reste forcément le même; mais la dépense de vapeur augmente légèrement, car l'eau distillée condensée dans la boîte tubulaire est forcé-ment à une température plus élevée que les vinasses. Il est vrai que cette légère dépense est en grande partie compensée par la rentrée d'eaux distillées bouillantes aux générateurs.

*Richesse aux différents plateaux.* — Pour avoir l'état des plateaux successifs, nous construirons d'une part les courbes :

$$y = \frac{e - t}{X_1 - C} \quad (1)$$

$$y = \frac{e - u}{X_1 - L} \quad (2)$$

ayant pour abscisses les titres et nous chercherons les points des deux courbes ayant même ordonnée. Nous aurons ainsi les titres à deux plateaux consécutifs de la colonne de concentration.

Opérant de même pour les courbes :

$$y = \frac{\frac{a}{e} X_1 - C_a + \frac{e-a}{e} C}{t} \quad (3)$$

$$y = \frac{\frac{a}{e} X_1 - C_a + \frac{e-a}{e} L}{u} \quad (4)$$

nous aurons la succession des titres dans la colonne d'épuisement. Le point de départ à adopter pour cette

solution graphique très simple est évidemment le titre du plateau alimentaire. Or, celui-ci faisant partie à la fois de chaque colonne, nous trouverons son titre à l'intersection des courbes (2) et (3). C'est de là que nous partirons.

Voici deux exemples :

*Alcool alimentaire*  
à 5°.

**Influence de la température du mouût sur le nombre des plateaux.** — On voit que si l'on donne aux mouûts une température élevée, le nombre de plateaux nécessaires à l'épuisement augmente très sensiblement, parce que les différences entre les plateaux à bas degré deviennent très faibles. Il en résulte que le moindre dérangement de l'appareil peut exposer, dans ce cas, à des pertes d'alcool, à moins qu'on ne multiplie les plateaux de sûreté au bas de l'appareil.

Ceci est du reste un fait général : en effet la relation :

$$\frac{\frac{a}{e}X - C_a + \frac{e-a}{e}C_n}{t_n} = \frac{\frac{a}{e}X - C_a + \frac{e-a}{e}L_{n+1}}{u_{n+1}}$$

peut s'écrire :

$$\frac{aX - eC_a}{e - a} = \frac{t_n L_{n+1} - u_{n+1} C_n}{u_{n+1} - t_n}$$

FLEGES A 95°	
X <sub>1</sub> =1166 θ=60°.	X=1430 θ=80°.
92°,5	
91,2	92,8
90,4	92,1
88,8	90,9
87,4	89,7
85,6	88,1
83,1	85,8
79	82,5
73,5	76,9
64,7	68,5
48	50,5
35	18
13	7,5
Plateau alimentaire	
7,3	6,6
7	5,75
5,75	4,50
4,30	3,50
3	2,54
2,07	2,05
1,30	1,45
1	1,05
0,60	0,75
0,35	0,55
0,20	0,45
0,08	0,37
0,02	0,29
	0,22
	0,15
	0,09
	0,04
	0,02



Laisant  $a$  et  $e$  fixes, nous savons que  $X$  croît ou reste constant à partir d'une certaine valeur quand  $C_a$  augmente, mais que  $aX - eC_a$  qui est négatif dans les titres bas, croît en valeur absolue quand  $C_a$  augmente, donc le second nombre croît aussi en valeur absolue, ce qui exige que  $u_{n+1}$  augmente pour une même valeur de  $t_n$ , c'est-à-dire que l'écart entre les titres des plateaux successifs diminue quand  $C_a$  augmente, toutes choses égales d'ailleurs.

Cette influence de  $C_a$  va naturellement en diminuant quand  $a$ ,  $e$  et par suite  $X$  sont très grands.

Si pour les moûts à titre faible, comme les moûts produits dans les fermentations industrielles, on recourt à de puissants récupérateurs de chaleur, on voit que non seulement on n'a pas d'économie, mais que les chances de perte d'alcool sont encore plus grandes.

Aussi, dans la plupart des cas, se contente-t-on d'introduire les moûts aux environs de  $60^\circ$ . On ne descend pas généralement au-dessous par économie.

*Conditions pour que le chauffe-vins soit suffisant comme condenseur.* — Ici se pose la question de savoir si l'on peut employer un simple chauffe-vins comme condenseur, ou si l'on n'est pas obligé de combiner un faible chauffe-vins avec un condenseur à eau, ou enfin si l'on n'a pas parfois avantage à employer un condenseur à eau et un récupérateur de la chaleur des vinasses convenablement calibré.

Admettons que, pour les raisons indiquées ci-dessus, on fasse entrer les moûts dans la colonne à la température de  $60^\circ$ , et prenons pour  $X$  la valeur limite augmentée de son dixième : nous en déduirons les nombres du tableau suivant :  $R$  désignant la chaleur cédée au condenseur,  $C$  la chaleur cédée par kilogramme de moût, si toute la chaleur est utilisée par eux,  $T$  leur tem-

ALCOOL alimentaire.	DEGRÉ A L'ÉPROUVETTE														
	70° = 62,49 p. 100.			80° = 73,58 p. 100.			90° = 85,76 p. 100.			95° = 92,40 p. 100.			97° = 95,35 p. 100.		
	R	C	T	R	C	T	R	C	T	R	C	T	R	C	T
30 = 2,39 p. 100.	586	21,471	39,8	768	24,960	36,5	1 040	28,974	32,8	1 177	30,437	31,5	1 225	30,698	31,2
50 = 4	350	22,400	39,4	537	29,191	33,2	813	37,917	25,1	875	37,879	25	1 148	48,170	16,1
70 = 5,62	218	19,620	42,2	405	30,930	31,8	604	37,135	26,2	707	48,735	16	1 148	67,525	—
100 = 8,05	146	18,805	42,9	302	33,039	30	461	43,288	20,6	567	48,841	16,4	1 148	96,914	—26,5
130 = 10,51	113	18,995	43,1	256	35,557	28,3	411	50,347	15	567	64,490	3	1 148	126,531	—51,9

pérature d'entrée au chauffe-vins.

Ainsi des moûts fermentés industriels à 3° d'alcool, pris à la température ordinaire, peuvent être utilisés au chauffe-vins même quand on veut avoir de l'alcool à 97°. Pour des concentrations plus faibles, on peut même utiliser un léger récupérateur de chaleur.

Dans un climat chaud, ou si l'on pompe les jus aussitôt qu'ils sont fermentés, on ne peut dépasser 85° à l'éprouvette; pour les degrés plus élevés il faut ajouter un condenseur à eau, ou employer un condenseur à eau et un récupérateur convenable. Il en est à fortiori de même pour les moûts plus riches.

S'il s'agit de vin ou de liquides analogues qui sont à la température de 15° à 20°, on voit que des moûts à 10° peuvent être en partie employés à la réfrigération, si l'on fait des eaux-de-vie entre 50° et 60°, mais sont insuffisants à tout refroidir, et qu'ils ne peuvent pas donner plus de 95° à l'éprouvette si on les emploie *uniquement* à la

condensation. Du vin à 13° ne pourrait, dans ces conditions, donner que de l'alcool à 90°. Donc, l'emploi d'un condenseur à eau s'impose.

On ne changerait que peu aux conclusions précédentes en admettant que le vin entre à une température plus élevée à la colonne, car X croît presque dans les mêmes proportions que la température.

*Appareils Coffey.* — Avant de quitter l'étude des appareils à fort degré, il convient de parler d'un appareil

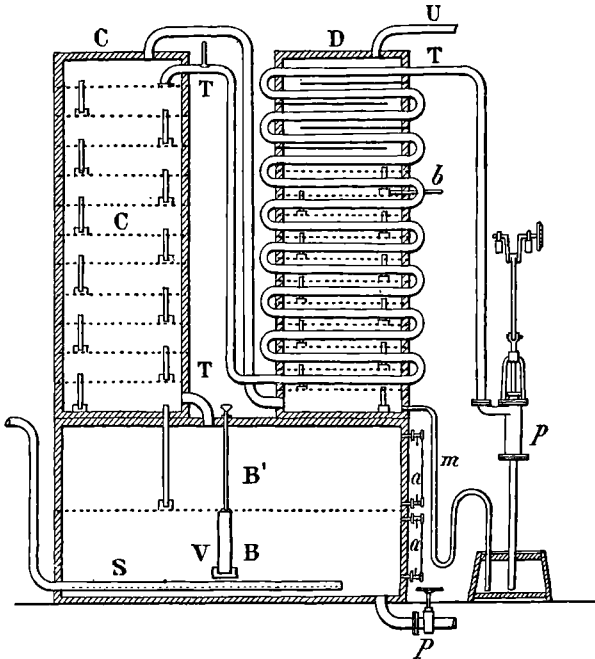


Fig. 43. — Appareil Coffey.

peu usité sur le continent, mais très répandu dans les grandes distilleries de grain existant en Angleterre : je veux parler de l'appareil Coffey (fig. 43).

Cet appareil diffère des précédents en ce qu'il n'y a pas de chauffe-vins séparé de l'appareil, mais qu'on y obtient simultanément l'échauffement des moûts et la concentration progressive des vapeurs, jusqu'à 96° degrés environ. Cet appareil, comme nous le verrons plus tard, réalise des conditions très favorables d'une part à l'épuration partielle de l'alcool, d'autre part à l'entraînement dans l'alcool fort de certains produits sapides et odorants recherchés par les consommateurs.

Nous y trouverons un premier type de soutirage de l'alcool en haut de la colonne, soutirage qui, avec quelques modifications, est indiqué sous le nom de *pasteurisation*.

Le type classique de l'appareil Coffey est le suivant :

Il consiste en deux colonnes jumelles, l'une la colonne d'épuisement, l'autre la colonne de déflegmation. Ces colonnes généralement énormes, sont construites en mardriers de bois de 10 à 15 centimètres d'épaisseur, revêtus intérieurement d'une garniture de cuivre.

Le bas de la colonne d'épuisement constitue une chaudière chauffée par un jet de vapeur, où s'achève l'épuisement; au-dessus de cette chaudière la colonne est divisée en 14 à 16 compartiments par des plaques en cuivre perforées. Comme il n'y a généralement pas de régulateur de vapeur, mais un simple manomètre à air libre, indiquant la pression au bas de la première colonne, les plaques pourraient accidentellement se voiler sous l'influence de pressions exagérées, aussi sont-elles munies de soupapes légères s'ouvrant de bas en haut pour permettre à l'excès de vapeur de s'échapper. Elles portent également un trop-plein qui règle à 20 millimètres la hauteur du liquide et qui se prolonge en dessous par un tuyau plongeant dans une cuvette faisant office de joint hydraulique. D'après la description d'une telle colonne, il est clair qu'on ne peut y laisser passer que des moûts filtrés.

La colonne de déflegmation est la partie la plus curieuse.

Elle est divisée en 15 chambres. Les 10 chambres inférieures sont, comme celles de la colonne d'épuisement, séparées par des cloisons perforées, munies de trop-pleins et de soupapes de sûreté. Les autres compartiments ne sont pas clos ; ils sont constitués par des cloisons pleines mais incomplètes dont les ouvertures alternent en zigzag. Il n'y a plus de barbotage, les vapeurs sont simplement obligées à circuler en léchant un réfrigérant que traverse le liquide à distiller. Elles achèvent de s'y concentrer pour redescendre sur les plateaux, et abandonnent, par un mécanisme que nous verrons plus tard, une grande partie des corps de tête, de sorte que l'on extrait, à l'état de vapeurs, du haut de la colonne, de l'alcool très impur, chargé de corps de têtes, et les gaz incondensables, tandis qu'au cinquième plateau on puise un alcool plus ou moins neutre, titrant 96°.

Les liquides à distiller font fonction de corps réfrigérant (et cela d'autant mieux que la législation anglaise obligeant de ne pas fermenter et distiller à la fois, les moûts arrivent froids) : ils circulent par un gros tuyau qui pénètre en haut de la colonne de concentration, circule de compartiment en compartiment en faisant plusieurs circuits dans chacun et remonte enfin pour alimenter la colonne d'épuisement.

Une pompe alimentaire à régime variable puise dans un réservoir et refoule dans ce tuyau non seulement les liquides fermentés, mais aussi les reflux de la colonne de déflegmation.

Pour mettre en route un appareil de ce genre, on commence par remplir le serpent, puis on lance la vapeur dans la colonne ; lorsque l'échauffement des spires du serpent montre que la moitié environ de la colonne de déflegmation est chaude, on commence à alimenter.

Le liquide entre donc presque bouillant dans la colonne d'épuisement.

Nous n'avons pas à faire de nouveaux calculs pour étudier le fonctionnement de la colonne Coffey. Les formules qui donnent la composition du liquide dans le plateau alimentaire et des reflux sont en effet indépendantes de la façon dont s'est faite la condensation, elles ne dépendent que de la valeur  $Q$  : nous retomberions dans un cas déjà étudié.

---

## CHAPITRE XI

### PRINCIPES DE LA RECTIFICATION. PRÉPARATION DE L'ALCOOL. THÉORIE DE LA RECTIFICATION

L'alcool que nous avons appris à extraire des moûts fermentés industriellement est généralement impropre à la consommation. Nous avons vu, en effet, qu'il est accompagné d'un grand nombre d'impuretés, les unes simplement désagréables au goût ou à l'odorat, les autres classées par les hygiénistes comme éminemment nuisibles.

L'opération de la rectification a pour but d'extraire ces impuretés sous le plus petit volume possible, et de retirer le restant de l'alcool à l'état de pureté. Comme toutes les opérations industrielles, elle doit être économique tout en donnant le maximum de rendement.

Ce n'est pas chose aisée que de construire un bon rectificateur facile à conduire. Aussi voyons-nous varier notablement d'une usine à l'autre, suivant la nature des flegmes et la construction des appareils : 1° la valeur et la pureté de l'alcool obtenu ; 2° le rendement en alcool réellement pur obtenu de premier jet ; 3° le temps employé pour rectifier un volume déterminé de flegmes ; 4° la dépense nécessaire pour obtenir un hectolitre d'alcool rectifié.

Comme il suffit de minimes proportions de certaines impuretés pour faire perdre à l'alcool une valeur considérable, et que cet alcool doit être de nouveau soumis à

l'opération de la rectification, ce qui entraîne de nouveaux frais et des pertes variables avec les appareils, on conçoit qu'il vaut mieux consacrer une somme convenable à l'achat d'un bon appareil que de se condamner à des frais journaliers.

Or la purification de l'alcool est un problème délicat. Si toutes les impuretés à séparer étaient à l'état anhydre, leur extraction serait déjà difficile. La présence de l'eau complique encore le problème : cependant, fait en apparence paradoxal, nous prendrons l'eau comme auxiliaire, et si nous voulons obtenir de très bons alcools, nous n'agissons jamais sur des flegmes concentrés : nous les étendrons au contraire, et souvent nous verrons l'industriel rectificateur couper son alcool jusqu'à 40° et même 38° G.-L. Nous en verrons bientôt la raison.

*Traitements préliminaires de l'alcool.* — Pour éliminer un certain nombre d'impuretés, on a proposé un grand nombre de procédés chimiques ; presque aucun n'a tenu devant l'expérience : c'étaient, en effet, presque toujours des procédés oxydants destinés à transformer en éthers à point d'ébullition différent de celui de l'alcool les corps étrangers : les considérations que j'ai déjà présentées et que nous reprendrons avec plus de détails montrent que là n'est pas la solution du problème. Il convient de même de rejeter l'emploi de l'acide acétique destiné à s'éthérifier et à entraîner ou masquer certaines impuretés.

*Neutralisation des flegmes.* — De tous ces procédés il n'en reste guère qu'un, celui de la neutralisation des corps à réaction acide : je me garde de dire les acides : on évite en effet ainsi la production d'éthers pendant la rectification. Mais encore faut-il être très



prudent et généralement ne pas dépasser la neutralisation des corps ayant la réaction acide vis-à-vis du tournesol : autrement on serait exposé à mettre en liberté des ammoniacques composées ou des corps pyridiques qui gâteraient absolument l'alcool. Il semble même qu'en opérant ainsi on dépasse parfois le but, car on observe souvent que les liquides restant dans la chaudière de rectification ont une réaction nettement alcaline : c'est du moins ce que nous avons trouvé en étudiant les résidus de rectification de flegmes de betteraves et de grains.

La question est si importante que nous nous y arrêtons. Nombre de distillateurs, reprochant à la teinture de tournesol son peu de sensibilité, recourent à d'autres indicateurs plus sensibles, en particulier à la phtaléine du phénol : il en résulte parfois de graves mécomptes, même quand on a pris la précaution de chasser, par un chauffage modéré et l'agitation, l'acide carbonique dissous qui agit sur la phtaléine comme un acide fort.

Les divers réactifs colorants n'accusent pas par leur changement de couleur les mêmes états d'équilibre. La chimie minérale nous en montre des exemples très nets. Prenons par exemple l'acide phosphorique ordinaire, il est capable de former avec les bases alcalines trois combinaisons solubles, contenant une, deux, trois molécules de base pour une d'acide phosphorique introduit dans la combinaison. Prenons une solution de cet acide phosphorique contenant 1 molécule d'acide ; il nous faudra une molécule de soude pour la neutraliser vis-à-vis de l'hélianthine, une et demie vis-à-vis du tournesol, deux vis-à-vis de la phtaléine. De même une solution froide d'acide borique, nettement acide vis-à-vis du tournesol est neutre vis-à-vis de l'hélianthine à froid.

Si donc, sous prétexte que le tournesol n'est pas très

sensible vis-à-vis des acides organiques faibles dissous dans l'alcool, on emploie comme réactif coloré la phtaléine du phénol, on sera souvent amené à ajouter plus de soude qu'il ne convient pour saturer les vrais acides libres, s'il y a des alcools-acides ou des acides-éthers dans le milieu. Or ceux-ci peuvent pendant le chauffage abandonner la base qu'ils avaient fixée à froid et laisser le résidu alcalin : dès lors les bases volatiles peuvent se dégager et souiller l'alcool.

Ainsi, il ne faut pas dépasser la neutralité au tournesol, il ne faut même pas l'atteindre complètement, s'il y a des proportions sensibles de bases organiques, car une solution neutre d'acétate d'ammoniaque abandonne par l'ébullition une partie de sa base, ce qui arrive d'autant moins que la solution primitive est acide. On peut donc voir certains flegmes neutres au tournesol donner un alcool alcalin, tandis que le résidu de la rectification est acide.

A fortiori s'exposerait-on à de graves dangers si l'on cherchait à ajouter assez d'alcalis pour saponifier les éthers pendant la chauffe. Lorsqu'on dispose d'une grande masse de flegmes homogènes et que l'on veut déterminer la quantité d'alcali strictement nécessaire, le mieux est d'opérer de la façon suivante. On ajoutera à un volume connu de la liqueur privée d'acide carbonique un léger excès d'une solution titrée de soude, jusqu'à réaction franchement alcaline au tournesol, puis on reviendra avec une solution titrée d'acide sulfurique jusqu'à neutralité. On déterminera ainsi la quantité réelle d'alcali à ajouter par litre ou hectolitre de flegme : cela fait, on opérera au laboratoire une rectification lente d'un volume connu de flegmes ainsi neutralisés et on examinera le résidu. S'il est alcalin, on dosera l'alcalinité, et on en déduira la quantité d'alcali à retrancher du dosage primitif. On sera sûr ainsi de n'avoir neutra-

lisé que les acides vrais. Si, au contraire, le résidu est acide, bien que le flegme fût neutre, il faudra doser l'alcalinité de l'alcool obtenu, et retrancher de la dose prévue, au moins la quantité correspondant à cette alcalinité pour tâcher de retenir les bases volatiles.

Cette règle n'est pourtant pas absolue.

Si, par suite d'une fermentation vicieuse, le flegme contient des proportions notables d'acides gras volatils supérieures (acides butyrique, valérique, etc.), les solutions neutralisées de ces acides se décomposeront à l'ébullition, l'acide se vaporisera et pourra passer partie à l'état de liberté, partie à l'état d'éthers à travers la colonne, tandis que la base mise en liberté rendra le résidu de la chaudière alcalin.

Cette décomposition sera d'autant plus nette que l'acide gras aura un poids moléculaire plus élevé.

On pourra donc, malgré la présence de bases volatiles, recueillir un alcool neutre ou même acide, souillé à la fois par ces bases, des acides et leurs éthers.

Des essais fréquents, complétés par la dégustation et l'analyse des alcools obtenus, peuvent donc fixer seuls sur la quantité d'alcali à ajouter.

En tout cas, on emploiera des carbonates de préférence aux alcalis caustiques.

Peut-être, dans le cas de l'existence de bases organiques en grande quantité, l'emploi, presque abandonné, des chlorures décolorants serait-il à adopter, mais avec une grande prudence.

L'existence des alcools-acides ou acides-éthers dont j'ai parlé plus haut peut être mise en évidence. Ajoutons au flegme, étendu d'eau, une quantité de soude plus que suffisante pour neutraliser les acides et saponifier les éthers, et faisons bouillir le mélange au moins une heure au réfrigérant ascendant ou bien chauffons en vase clos : les éthers vrais seront détruits, puis distillons le mélange,

et nous obtiendrons un liquide alcoolique où nous retrouverons des corps capables de se comporter en apparence, comme des éthers, c'est-à-dire qui, après ébullition puis refroidissement, auront fixé une certaine quantité d'alcali.

Certains de ces corps agissant comme acides et éthers à froid se trouvent souvent dans les résidus de rectification. Il y a là une cause d'erreur à signaler dans les dosages pratiqués sur des alcools de certaines origines.

Voici d'ailleurs quelques chiffres qui viennent montrer l'existence de corps agissant comme acides vis-à-vis de la phtaléine et qui ne se comportent pas à la distillation comme des acides ou des éthers.

Pour les obtenir, on a déterminé d'abord l'acidité vis-à-vis de la phtaléine, de flegmes ramenés à 50° G.-L., après les avoir privés d'acide carbonique par une légère ébullition et l'agitation dans un ballon muni d'un réfrigérant ascendant ; du taux d'acidité ainsi obtenu on a déduit par le calcul la quantité de carbonate de soude qu'il faudrait ajouter pour neutraliser complètement le flegme vis-à-vis de la phtaléine ; on a ainsi obtenu les nombres de la colonne I. Puis, l'alcool additionné d'un excès d'alcali a été rectifié lentement dans un petit appareil de laboratoire, et aussitôt après la fin de l'opération, le résidu a été refroidi rapidement et on a dosé son alcalinité, exprimée également en carbonate de soude. Retranchant la quantité obtenue de la quantité introduite, on a obtenu les nombres de la colonne II qui indiquent la quantité d'alcali réellement utilisée à la saturation des acides et à la saponification des éthers.

Lorsque le nombre inscrit à la colonne II est supérieur à celui de la colonne I correspondant, il est clair qu'il y a eu des éthers saponifiés ; mais ainsi que l'indique le tableau suivant, on trouve souvent un nombre notable-

ment plus faible : dès lors il existe, dans le liquide alcoolique traité, un ou plusieurs corps capables de saturer un alcali à froid et incapables de rester combinés à chaud avec lui.

Les nombres de ce tableau sont exprimés en grammes de carbonate de soude par hectolitre d'alcool ramené à 100° G.-L.

ORIGINE DES ALCOOLS					
<i>Betteraves.</i>		<i>Mélasses de betteraves.</i>		<i>Grains.</i>	
I	II	I	II	I	II
Flegmes.		Flegmes obtenus par la levure de l'Eurotium Orizoe		Flegmes.	
51,97	16,88	19,55	20,54	69,37	25,06
28,93	56,16	Flegmes obtenus par fermentation ordinaire.		70,39	56,44
5,109	5,109	25,97	23,94	37,99	25,26
42,27	17,45	12,49	12,49	13,05	13,05
13,98	6,63	78,13	78,13	2,38	2,97
13,72	20,59	3,42	4,94	27,25	49,02
10,18	13,92	5,05	8,77		
26,37	29,92	4,45	9,96		
33,12	25,05				
54,23	55,78				
18,60	23,52				
37,32	20,40				
37,23	35,97				
38,69	38,69				
17,64	17,43				
Mauvais goûts.					
3,55	90,97				
1,69	1,54				
34,42	46,16				
Moyens goûts.		Moyens goûts.		Moyens goûts.	
1,11	0,60	1,46	2,04	2,29	2,29
1,73	1,73	1,11	1,78		
2,21	1,27	6,45	2,59		
20,88	6,90	4,46	4,68		
5,78	1,96				

Les nombres contenus dans la colonne II sont nota-

blement inférieurs, on le voit, dans la plupart des cas, à ceux de la colonne I.

Nous trouvons d'autres différences lorsque nous substituons une distillation simple à la rectification, comme le montre le tableau suivant :

*Quantités de carbonate de soude neutralisées par un hectolitre d'alcool à 100°, quand on fait l'essai sur l'alcool coupé à 50°.*

	CHAUFFAGE avec un réfri- gérant ascendant.	DISTILLATION simple.	RECTIFICA- TION
	gr.	gr.	gr.
Flegmes de betteraves. . .	40,72	40,13	13,91
»           »           . . .	73,08	96,86	20,59
»    de mélasses . . .	108,08	118,50	78,13
Moyens goûts de bette- raves. . . . .	7,06	5,65	1,54
Moyens goûts de mélasses.	7,78	6,67	1,78
<i>Ethers</i> provenant d'un épura- rateur continu. . . . .	115,15	66,62	47,15

Il semble d'après cela que la quantité d'alcool restant dans la chaudière, joue un grand rôle, et empêche la décomposition d'un certain nombre de corps, dont les produits de décomposition s'échappent pendant la distillation sans être retenus par l'excès d'alcali.

L'action inverse d'un excès d'eau agissant pour dissocier même à froid des composés organiques et donner un produit acide, dont les combinaisons avec la soude sont détruites à chaud est mise en évidence par le tableau de la page suivante.

L'essai (a) a été fait de la façon ordinaire, les essais (b) en additionnant le flegme d'un excès de *soude caustique* titrée, et revenant à la neutralité par de l'acide sulfurique titré, l'essai (c) comme l'essai (b) correspondant, mais l'addition d'acide a été faite sept jours après l'addition de soude.

	CARBONATE DE SOUDE équivalent à l'acidité appa- rente déterminée à froid.		CARBONATE DE SOUDE neutralisé après rectifi- cation.
	Dosage sur le flegme à 10°.	Dosage sur le flegme à 50°.	
Flegmes de betteraves . .	gr. (a) 15,794	gr. 16,225	gr. 16,225
»           »           . .	(b) 24,951	16,225	16,225
»           »           . .	(c) 59,186	16,225	16,225
»           de mélasses . .			
Moyens goûts de bette- raves . . . . .	(b) 30,103	19,552	20,537
	(b) 13,974	1,458	1,782
Moyens goûts de mélasses.	(b) 13,376	4,458	4,883

Je dois ces tableaux à l'obligeance de M. de Chan-  
térac qui a fait les analyses à mon laboratoire.

Il ne convient pas d'attribuer ces différences unique-  
ment à la présence d'acides gras supérieurs ou d'éthers  
de ces acides donnant des sels de soude dissociables par  
l'ébullition, car la quantité d'alcali neutralisé croît non  
seulement avec la quantité introduite en excès, ce qui  
serait le cas, dans cette hypothèse, mais avec le temps  
pendant lequel on a prolongé l'ébullition, ce qui paraît  
indiquer la démolition lente d'une molécule complexe. Je  
mesuis d'ailleurs assuré que l'alcool pur n'intervient pas.

Dans certains cas, l'emploi raisonné d'un excès d'alcali  
peut être utile : c'est ainsi que M. Durin a montré qu'en  
chauffant à 120° des flegmes avec 5 p. 100 de soude, on  
détruit les aldéhydes et les éthers caractéristiques des  
corps de tête. Il faut naturellement revenir à une très  
légère acidité avant de rectifier.

Un autre procédé de purification consiste dans l'addi-  
tion de petites quantités de sous-acétate de plomb aux  
flegmes; on voit alors le liquide se troubler, mais il reste  
louche presque indéfiniment; on peut, il est vrai, entraî-  
ner par coagulation le précipité, et améliorer le flegme :  
mais ce procédé cause des dépenses considérables.

**Procédé de MM. de Chantérac et de la Baume.**

— Une méthode nouvelle et qui paraît appelée à un certain succès est due à MM. de Chantérac et de La Baume qui en ont fait de nombreux essais à mon laboratoire et en usines et arrivent à des résultats fort remarquables. Ce procédé est encore empirique et j'avoue que je n'en comprends pas encore bien le fonctionnement. Il consiste à ajouter aux flegmes avant qu'ils soient versés dans la chaudière du rectificateur une quantité déterminée de sel de Seignette additionnée du tiers de son poids d'hyposulfite de soude. Il semble que ces deux réactifs agissent sur certains constituants et les détruisent ou les transforment en corps de queue. Ce fait porterait à admettre qu'il existe dans les flegmes et même dans les alcools dits fins beaucoup plus d'alcools biatomiques ou de leurs dérivés qu'on ne le croit généralement. Quoi qu'il en soit, on obtient facilement par cette méthode 7 p. 100 de plus en alcool fin, et jusqu'à 15 p. 100 avec des eaux-de-vie de vin.

Il semble probable que l'hyposulfite de soude agit comme hydrogénant, en se transformant en bisulfite et même en sulfate acide : mais comme ce dernier produit est éthérifiant, on neutralise son action par le tartrate neutre de potasse et de soude (sel de Seignette) qui peut tout au plus fournir des éthers tartriques nettement caractérisés comme corps de queue, de sorte que la période de production de l'alcool fin est augmentée par la destruction ou la transformation d'impuretés de tête et d'impuretés de queue.

Ce procédé paraît surtout agir sur les eaux-de-vie à rectifier, les flegmes de betteraves et de mélasses.

Sauf ces deux cas, on a absolument abandonné les procédés chimiques : c'est à des procédés physiques qu'on s'adresse.

**Filtration sur charbon.** — Le procédé le plus usité



consiste à filtrer l'alcool ramené à 38° à travers du charbon de bois plus ou moins divisé. Ce charbon a pour propriété de fixer, par une sorte de teinture, un certain nombre de corps sapides et odorants et, par suite, de rendre l'alcool meilleur pour le dégustateur : peut-être pas pour le chimiste qui ne sait précisément pas doser ces corps. Naturellement il faut que ce charbon ne laisse pas dissoudre de corps goudronneux : il doit donc avoir été calciné à très haute température : par contre cette calcination présente un inconvénient : le charbon chauffé au blanc subit, en effet, une contraction considérable atteignant jusqu'à 15 p. 100 de son volume initial et, par suite, présente une surface de pores de beaucoup réduite. De plus sa surface extérieure se recouvre d'une sorte de vernis qui gêne son action. On est donc forcé de le concasser pour l'amener à son maximum de pouvoir, et même, aux États-Unis, on recourt au charbon en poudre comprimé à travers lequel on refoule sous pression l'eau alcoolisée.

M. Isely a proposé, il y a quelques années, un procédé permettant d'obtenir un charbon plus poreux : il a employé d'abord des algues ; il semble que maintenant il recourt simplement au charbon provenant de la calcination de sciure de bois : mais cette sciure a été préalablement imprégnée d'une solution de chlorure de magnésium. Ce corps, pendant la calcination, dégage l'acide chlorhydrique et les pores sont bouchées par de la magnésie. Mais les acides libres contenus dans les flegmes dissolvent cette base faible et la porosité devient très grande, le charbon est très actif. On obtiendrait un résultat analogue avec du charbon lavé à l'acide chlorhydrique.

Ce serait une dépense considérable que de perdre ce charbon, tant à cause de sa valeur qu'à cause de l'alcool qu'il retient. On doit donc le régénérer.

Tantôt on lave le charbon à l'eau, en se basant sur ce que l'alcool est soluble en toutes proportions dans l'eau, tandis que les impuretés qu'il retient sont d'autant moins solubles dans l'eau alcoolisée que cette eau est plus faible. On arrive donc à épuiser d'alcool le charbon sans lui enlever une proportion notable des impuretés qu'il a retenues et l'on peut retirer l'alcool par distillation de ces petites eaux, ou les employer même à diluer les flegmes.

Tantôt on traite ce charbon par la vapeur à moyenne pression, on extrait d'abord de l'alcool de qualité mauvaise, puis de l'eau chargée d'huiles et de mauvais goûts qu'on rectifie à part.

L'alcool éliminé, il faut régénérer le charbon ou l'utiliser comme combustible : M. Barbet préconise ce procédé, qui me paraît peu économique : le plus souvent on régénère. Deux méthodes sont employées.

La première et la plus radicale consiste à chauffer le charbon au rouge vif dans des fours coulants analogues aux anciens fours à noir des sucreries. D'abord desséché par les chaleurs perdues du four, le charbon tombe dans des cylindres verticaux à section elliptique, dont la partie médiane est léchée par les gaz d'un foyer à coke et chauffée au rouge cerise, tandis que la partie supérieure n'éprouve que l'action des gaz de retour ; le tiers inférieur est en dehors du foyer et en contact avec l'air extérieur. On extrait de temps en temps dans des étouffoirs le charbon déjà refroidi, et l'on charge une quantité équivalente en haut.

Ce procédé radical élimine évidemment toutes les impuretés, mais détermine une obturation lente des pores et cause une perte notable de charbon sous forme de poussières.

Aussi recourt-on souvent à une autre méthode où l'entraînement définitif des impuretés est obtenu par l'emploi

de la vapeur surchauffée. La formation de poussières n'est évidemment pas évitée d'une façon absolue puisqu'il y a encore des manipulations, mais le charbon paraît conserver sa porosité et son activité. Par contre la dépense pour la régénération semble plus élevée.

Le charbon à employer doit être très poreux et aussi exempt que possible de goudrons. Nous rejeterons donc les bois résineux : nous emploierons de préférence les bois blancs et en particulier l'aulne et le tilleul.

Il est probable qu'en Allemagne on fait subir à certains charbons avant la deuxième carbonisation un traitement chimique spécial pour éliminer définitivement toutes les matières empyreumatiques : j'ai eu, en effet, l'occasion d'analyser les cendres de beaucoup de ces charbons et j'ai toujours été frappé de la proportion notable de sels de manganèse que j'y ai trouvée. Je suis porté à croire que ces sels sont introduits afin que les oxydes de manganèse, agissant comme véhicule d'oxygène, brûlent les goudrons et améliorent la qualité du charbon.

Quoi qu'il en soit, il est prudent de choisir les qualités les plus poreuses qui sont les plus actives.

Le charbon, nous l'avons vu, n'agit que comme une sorte de dissolvant, fixant sur lui-même, comme par une sorte de teinture élective, certains produits sapides et odorants contenus dans les flegmes. Mais il ne fixe réellement pas les alcools supérieurs comme on l'a prétendu, surtout en Allemagne.

En face de ces avantages, il y a des inconvénients. Le charbon, agissant comme corps poreux, est capable de fixer sur l'alcool et ses congénères l'oxygène inclus dans ses pores ou dissous. Si on laisse l'action trop se prolonger, on peut retirer de l'alcool acide et souillé d'éthers dont certains, comme l'acétate d'amyle, sont très difficiles à éliminer. En fait, il y a toujours production d'acides

et d'éthers, mais une partie de ces corps restent fixés par le charbon.

*Emploi des hydrocarbures.* — L'emploi de tout dissolvant des corps étrangers ne dissolvant pas l'alcool remplirait le même rôle d'épuration. C'est sur cette idée qu'est basé le procédé de MM. Bang et Rufin. On sait que plus on s'élève dans la série grasse, moins les alcools sont solubles dans l'eau, il en est de même de leurs acides et de leurs éthers. Si donc on étend fortement l'eau alcoolisée, on diminue beaucoup la solubilité de ces corps et si on les met en présence d'un dissolvant approprié, ils y passent en très grande partie.

Tel est le principe d'analyse de Rose, c'est également le principe de la méthode que je vais décrire. Mais tandis que l'analyse emploie comme dissolvant le chloroforme, corps coûteux et assez difficile à manipuler, MM. Bang et Rufin ont adopté un pétrole parfaitement rectifié, débarrassé des essences légères, et autant que possible désodorisé par un traitement à l'acide sulfurique ordinaire d'abord, puis à l'acide sulfurique fumant.

Le principe de la méthode est le suivant :

L'aldéhyde vinique et l'éther acétique ne sont pas solubles dans les pétroles, mais si on les soumet à l'action d'une solution alcaline, l'éther se saponifie peu à peu et l'aldéhyde se polymérise et devient soluble dans les pétroles. Vient-on à étendre fortement l'alcool, à 18-20°, le pétrole cesserait, d'après ces inventeurs, d'être soluble dans l'alcool, mais serait capable de dissoudre les alcools supérieurs; toutefois son action se ralentirait rapidement, on doit donc le régénérer en le forçant à passer à travers de l'acide sulfurique concentré, qui transformerait à froid l'alcool amylique en diamylène, l'alcool butylique en dibutylène et ne toucherait pas aux traces d'alcool éthylique dissous que l'on pourrait récupérer par un

lavage à l'eau. On ne dit pas ce qui advient de l'alcool propylique si voisin de l'alcool éthylique. Le pétrole ainsi régénéré est repris par une pompe et renvoyé en gouttelettes à travers l'eau alcoolisée où il continue son rôle de purificateur.

On a fait grand bruit autour de ce procédé, il y a quelque dix ans ; nombre d'usines du nord de la France l'ont essayé, puis abandonné de suite. A notre connaissance, il ne fonctionne plus qu'à l'usine d'Epinau, près Paris, appartenant aux propriétaires du brevet.

Nous aurons à passer en revue d'autres méthodes de préparation des flegmes, mais comme leur description sera plus compréhensible après l'étude du rectificateur, nous en rejeterons plus loin la description.

*Injection d'air dans les flegmes.* — Disons cependant quelques mots d'un procédé basé sur l'insufflation de gaz inertes.

Nous avons vu que les impuretés capables d'exister dans les flegmes ne se comportent pas toutes de la même façon vis-à-vis d'une atmosphère de gaz ou de vapeurs. Tantôt leurs vapeurs sont peu solubles dans l'eau alcoolisée et se dégagent facilement si l'on renouvelle l'atmosphère, on dit alors que  $K$  est plus grand que 1 ; tantôt les vapeurs sont assez ou très solubles dans l'eau alcoolisée et l'entraînement par renouvellement d'atmosphère est très faible. D'autre part, la solubilité diminue quand on étend l'alcool ou qu'on élève la température.

Si donc on fait passer de l'air finement divisé à travers un flegme convenablement étendu, on enlèvera une partie d'autant plus grande des corps de la 1<sup>re</sup> catégorie que  $K$  sera plus grand et le volume d'air plus grand. Il y a donc intérêt à agir à haute température ; toutefois, on est limité par l'accroissement rapide de la tension de vapeurs de l'eau alcoolisée. Vient-on à faire passer le mélange d'air

et de vapeurs dans un condenseur, puis dans des laveurs, on retient l'alcool à l'état très étendu, propre à diluer les flegmes des opérations suivantes, tandis que les impuretés, échappant à l'action de la solubilité de leurs vapeurs par suite de la dilution du dissolvant, se dégagent avec l'air.

En opérant à froid, comme faisait M. Lair, on devait employer une masse très considérable de gaz et on avait de grandes difficultés à retenir l'alcool par de l'eau à la même température que le flegme étendu. De plus, l'air étant le seul gaz utilisable, il y avait oxydation, ce qui augmentait la difficulté et les pertes.

M. le comte de Beaurepaire améliora beaucoup le procédé en chauffant l'alcool mais sans chauffer l'air.

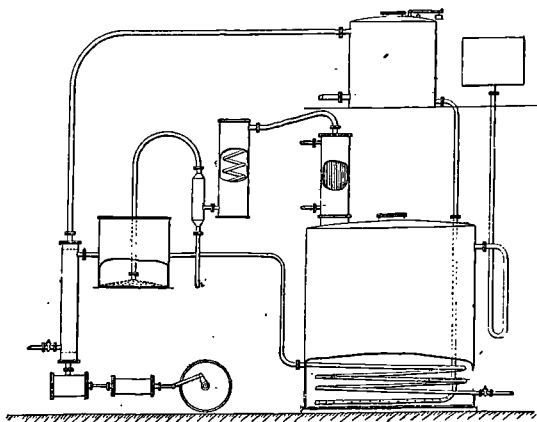


Fig. 44. — Schéma de l'appareil Jaunet.

Enfin, plus récemment, M. Jaunet a rendu le procédé très pratique et économique, en chauffant à la fois air et liquide. Il suffit pour cela d'utiliser la vapeur d'échappement d'une petite machine de compression. La température optima est  $78^{\circ}$ . Le volume d'air à employer est réduit au minimum, et on le règle à volonté : faible au début, on

le fait croître vers la fin de l'épuration. La condensation de l'alcool est donc facile pendant presque toute l'opération, et le lavage est très rapide. Les pertes sont donc très faibles et l'oxydation insignifiante (fig. 44). Nous verrons plus loin l'emploi de l'air dans les appareils même de rectification.

Abordons maintenant l'étude de la purification de l'alcool par rectification.

*Principes de la rectification.* — Cette méthode repose uniquement sur la connaissance des lois physiques dont je vous ai déjà entretenus à propos de la distillation de mélanges de plusieurs liquides : nous aurons donc à faire intervenir la solubilité des divers corps les uns dans les autres, les tensions des divers corps, leurs chaleurs spécifiques, chaleurs latentes de vaporisation, etc.

Pour nous préparer à l'étude que nous allons entreprendre, voyons, en peu de mots, en quoi consiste le principe de la rectification.

Les vapeurs de la plupart des impuretés contenues dans les flegmes sont peu solubles dans l'alcool étendu bouillant, la plupart même tendent à s'échapper d'un mélange bouillant d'eau et d'alcool plus rapidement que l'alcool : mais il en est autrement vis-à-vis de l'alcool concentré bouillant. Si donc nous mettons dans une chaudière de l'alcool et que nous le portions à l'ébullition, nous aurons deux cas à considérer.

Si un produit en vapeurs est peu soluble dans l'alcool concentré et bouillant, il est clair qu'un kilogramme de vapeur dégagée par le mélange en contiendra plus qu'un kilogramme du liquide générateur : si donc nous prolongeons l'ébullition, le taux du produit considéré ira en décroissant rapidement dans la chaudière et, finalement, celle-ci n'en contiendra plus qu'une quantité indosable.

Mais il aura fallu sacrifier une notable quantité du liquide mis en œuvre pour arriver à ce résultat.

Inversement, si la solubilité est très notable, il est évident qu'un kilogramme de la vapeur dégagée au début contiendra beaucoup moins du corps considéré qu'un kilogramme du liquide générateur : la vapeur recueillie et condensée sera donc à peu près exempte de ce corps : mais l'impureté considérée se concentrera dans la chaudière et en même temps la teneur en alcool du liquide restant diminuera. La solubilité diminuant de ce fait, et la concentration augmentant, la température s'élevant par suite du départ de l'alcool, peu à peu la tension de vapeur de notre impureté ira en croissant, et les vapeurs recueillies seront de plus en plus souillées. Il pourra même arriver que l'impureté soit entraînée en totalité avant que tout l'alcool soit distillé.

Ainsi, par distillation simple d'un liquide riche en alcool, nous pouvons, en sacrifiant une quantité notable des liquides distillés, concentrer dans les *têtes* les produits peu solubles dans l'alcool concentré bouillant, dans les *queues* une partie considérable des produits très solubles, mais nous ne pouvons pas les retenir absolument, et avoir de l'alcool neutre. C'est ce que nous avons vu à propos des eaux-de-vie.

Mais si nous pouvons faire passer nos vapeurs en présence d'un dissolvant approprié et ce dissolvant sera précisément de l'alcool concentré bouillant, et constamment renouvelé, ce dissolvant nous servira en quelque sorte de filtre : les corps peu solubles lui échapperont en partie, et se dégageront si nous venons à l'étendre, si bien que s'ils ne constituent qu'une masse limitée, ils auront disparu assez rapidement.

Quant aux corps très solubles, caractéristiques des *queues*, ils s'échapperont bien de la chaudière, mais se



redissoudront dans le courant de dissolvant pour revenir indéfiniment à leur point de départ.

On prévoit déjà par quel procédé nous nous procurerons ce courant d'alcool concentré.

*Théorie de la rectification.* — Nous avons vu, dans les premiers chapitres, que si on porte à l'ébullition un mélange ternaire, dans lequel le troisième corps n'existe qu'en petite quantité, il est permis de poser une relation :  $\sigma = Ks$ . Entre le taux p. 100 en poids  $\sigma$  de ce corps dans les vapeurs, et le taux p. 100 en poids  $s$  dans le liquide bouillant.

Cette relation devra, pour chaque corps, être déterminée par expérience, et la valeur de  $K$  variera notablement avec la composition du liquide.

Dans le cas qui nous occupe plus spécialement, le coefficient ira en croissant à mesure que le liquide en question sera moins alcoolique. Tantôt il sera toujours plus grand que 1, tantôt il sera plus petit que 1 en présence d'alcool concentré, pour devenir beaucoup plus grand que 1 en présence de solutions plus ou moins étendues.

Ceci posé, imaginons qu'un courant de vapeurs alcooliques provenant d'un mélange d'eau et d'alcool impur s'élève dans une colonne verticale. A la partie supérieure de cette colonne, existe un condenseur, qui liquéfie et fait refluer dans la colonne, une partie de l'alcool ; nous aurons constitué un appareil à fort degré.

Dans chaque compartiment de la colonne, les vapeurs et les reflux se mettent en équilibre de température.

Considérons ce qui se passe dans la colonne au point de vue des impuretés : nous avons vu en effet ce qui se passe au point de vue de l'alcool, et négligeons le plateau supérieur pour ne nous occuper que de ceux où le liquide est sûrement à l'ébullition.

Appelons :

A le poids d'alcool concentré rentrant par unité de temps dans la colonne ainsi définie,  $s$  le taux p. 100 d'une impureté déterminée ;

E le poids d'alcool allant à l'éprouvette dans l'unité de temps,  $\Sigma$  le taux p. 100 de la même impureté ;

$V_n$  le poids de vapeurs passant de l'étage  $n$  à l'étage  $n - 1$ ,  $\sigma_n$  le taux p. 100 de cette impureté ;

$P_n$  le poids de liquides passant de l'étage  $n$  à l'étage  $n + 1$ ,  $s_n$  le taux p. 100 de cette impureté ;

$K_n$  la valeur de  $K$  pour l'étage  $n$ .

Supposons l'appareil en route, nous constaterons qu'une grande partie de la colonne reste chargée d'alcool à un titre constant pendant un grand nombre d'heures : nous avons donc le droit de dire que cette partie de la colonne est à l'état de régime permanent. Nous pouvons donc écrire que, pendant ce temps, rien n'est changé à l'état relatif des plateaux, ce que nous exprimerons en disant que tout ce qui entre dans un plateau sort à l'état de vapeurs ou reflue à l'état de liquide (1).

Nous avons donc la relation suivante :

$$V_{n+1}K_{n+1}s_{n+1} = E\Sigma + P_n s_n$$

que nous pouvons écrire :

$$s_n = \frac{V_{n+1}}{P_n} K_{n+1} s_{n+1} - \frac{E\Sigma}{P_n}$$

nous aurons de même :

$$s_{n-1} = \frac{V_n}{P_{n-1}} K_n s_n - \frac{E\Sigma}{P_{n-1}} \text{etc.}$$

---

(1) Ceci sera absolument exact dans le cas du rectificateur continu, et d'autant plus approché que l'épuisement sera plus long à obtenir, toutes choses égales d'ailleurs, dans le cas du rectificateur discontinu, c'est-à-dire plus la charge sera grande pour un même débit à l'éprouvette.

d'où nous déduirons pour le plateau de rang  $x$  :

$$\begin{aligned}
 s_x P_x &= s_n V_n K_n \times K_{x+1} \times K_{x+2} \dots K_{n-2} \times K_{n-1} \\
 &\quad \times \left(\frac{V}{P}\right)_{x+1} \times \left(\frac{V}{P}\right)_{x+2} \dots \left(\frac{V}{P}\right)_{n-1} \\
 - E \Sigma \left\{ 1 + K_{x+1} \left(\frac{V}{P}\right)_{x+1} + K_{x+1} K_{x+2} \left(\frac{V}{P}\right)_{x+1} \left(\frac{V}{P}\right)_{x+2} \right. \\
 &\quad \left. \dots + K_{x+1} K_{x+2} \dots K_{n-1} \left(\frac{V}{P}\right)_{x+1} \left(\frac{V}{P}\right)_{x+2} \dots \left(\frac{V}{P}\right)_{n-1} \right\}.
 \end{aligned}$$

Cette relation très compliquée se simplifie de suite si nous nous contentons d'étudier la partie de la colonne occupée par de l'alcool au maximum de concentration compatible avec la construction de l'appareil. Nous verrons en effet plus loin que  $\frac{V}{P}$  est alors sensiblement constant,  $K$  l'est par définition.

Nous aurons, comme ci-dessus, à exprimer la constance du régime, écrivons-la pour un plateau quelconque, en supposant de suite que  $K$ ,  $V$  et  $P$  restent constants.

$$P s_{n-1} + V K s_{n+1} = P s_n + V K s_n$$

d'où :

$$s_{n-1} - s_n = \frac{KV}{P} (s_n - s_{n+1})$$

expression qui nous montre que la différence entre les titres de deux plateaux successifs varie en progression géométrique dont la raison est  $\frac{KV}{P}$ .

Nous pourrions évidemment arriver à une solution approchée du problème général, en supposant la colonne de rectification divisée en une série de tronçons suffisamment petits pour que, dans chacun d'eux, nous puissions supposer  $\frac{KV}{P}$  constant, c'est-à-dire en donnant à ce coefficient une certaine valeur moyenne.

Nous voyons donc que l'allure de la colonne ne dépend pas de l'un des trois facteurs K, V ou P pris isolément, mais du produit  $\frac{KV}{P}$ .

Si nous appelons S le taux des impuretés dans les reflux du condenseur, le premier terme de notre progression sera S — s<sub>0</sub>. Nous aurons donc en faisant la somme des termes de cette progression :

$$S - s_m = (S - s_0) \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^m - 1}{\frac{KV}{P} - 1}$$

D'autre part, la constance du régime du condenseur qui fournit les reflux nous donne :

$$VKs_0 = (V - P)\Sigma + PS$$

d'où :

$$s_0 = \frac{\Sigma}{K} - \frac{P}{VK} (\Sigma - S)$$

$$S - s_0 = \frac{\Sigma}{K} \left(\frac{P}{V} - 1\right) + S \left(1 - \frac{P}{VK}\right)$$

et enfin :

$$S - s_m = \left[ \frac{\Sigma}{K} \left(\frac{P}{V} - 1\right) + S \left(1 - \frac{P}{VK}\right) \right] \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^m - 1}{\frac{KV}{P} - 1}$$

$$s_m = S - \left[ \frac{\Sigma}{K} \left(\frac{P}{V} - 1\right) + S \left(1 - \frac{P}{VK}\right) \right] \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^m - 1}{\frac{KV}{P} - 1}$$

Ainsi, les coefficients K et  $\frac{V}{P}$  n'entrent isolément que

par suite du fonctionnement du condenseur. Remarquons aussi que le titre des impuretés d'un plateau quelconque varie avec le rapport entre  $S$  et  $\Sigma$ , c'est-à-dire avec la façon dont se fait la condensation et la séparation entre les reflux et les vapeurs non condensées.

Ceci posé, laissons le rapport  $\frac{V}{P}$  constant, et examinons le rôle de  $K$ ; c'est-à-dire, supposons que nous étudions le haut d'un rectificateur dont le régime est établi, et rappelons-nous que  $\frac{V}{P}$  est forcément plus grand que l'unité, sinon rien ne passerait à l'éprouvette : plus tard, nous prendrons l'étude de la variation de  $\frac{KV}{P}$ .

Supposons  $K$  très grand, nous aurons comme limite :  $s_m = S (1 - \infty)$ , pratiquement  $s_m = 0$ , les plateaux n'arrêtent pas l'impureté.

A mesure que  $K$  diminue, tout en restant très grand, la première quantité existant dans la parenthèse reste petite, négative et négligeable, puisque  $\frac{P}{V}$  est plus petit que l'unité, mais voisin de l'unité,  $\frac{P}{KV}$  est à fortiori négligeable et nous avons :

$$s_m = S \left[ 1 - \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^m - 1}{\frac{KV}{P} - 1} \right]$$

expression qui a pour limite pour  $\frac{KV}{P}$  très grand :

$$s_m = S \left[ 1 - m \left(\frac{KV}{P}\right)^{m-1} \right]$$

le titre décroît donc très rapidement à mesure qu'on s'é-

loigne du condenseur, d'autant plus que  $\frac{KV}{P}$  est plus grand et S plus petit.

A mesure que K diminue, la courbe figurative des valeurs de  $s_m$  se rapproche de plus en plus d'une ligne droite.

Nous arrivons à une valeur remarquable en écrivant que  $s_m = S$  quelle que soit la valeur de  $m$ . Il faut pour cela, que la quantité entre crochets soit nulle, ce qui nous donne deux solutions : l'une que nous connaissons déjà et qui correspond à une valeur infinie de K, alors  $s_m$  et S sont nuls, l'autre qui correspond à la relation :

$$\Sigma (V - P) = S (KV - P)$$

d'où :

$$K = \frac{\Sigma (V - P) + SP}{SV}.$$

Cette valeur de K, variable avec l'allure du condenseur et de la colonne fait la limite entre les coefficients permettant aux impuretés de passer et ceux qui caractérisent les impuretés de queue.

Posons  $P = \alpha V$  ; nous verrons que plus le degré sera élevé dans la colonne de rectification, plus  $\alpha$  est grand, tout en restant plus petit que l'unité, moindre aussi est la différence entre le titre de l'alcool à l'éprouvette et le titre des reflux, plus le rapport  $\frac{\Sigma}{S}$  est par suite petit, quelle que soit l'impureté considérée ; nous pouvons mettre cette valeur de K sous la forme :

$$K = \alpha + \frac{\Sigma}{S} (1 - \alpha)$$

Par suite, K tout en restant inférieur à l'unité, s'en rapproche d'autant plus que  $\alpha$  est plus grand.

Donnons à  $\frac{KV}{P}$  la valeur exacte 1, nous avons :

$$K = \frac{P}{V} = \alpha$$

$$s_m = S - \frac{\Sigma}{K} \left( \frac{P}{V} - 1 \right) m$$

d'où :

$$s_m = S - \Sigma \frac{K-1}{K} m = S + \Sigma \frac{1-\alpha}{\alpha} m$$

le titre croît donc lentement d'un plateau à l'autre en progression arithmétique, et d'autant plus lentement que la concentration est plus grande : à la limite on aurait  $s_m = S = \Sigma$ . La colonne n'arrêterait pas l'impureté considérée.

Enfin, supposons que  $\frac{KV}{P}$  est plus petit que l'unité, et donnons de suite à  $K$  une valeur très petite, l'équation de constance de régime du condenseur devient :

$$0 = (V - P) \Sigma + PS.$$

Elle ne peut être résolue que par la condition  $\Sigma = S = 0$ . Il n'arrive au condenseur pas trace de l'impureté : si nous faisons seulement  $K$  petit, la charge des plateaux supérieurs devient négligeable dès que  $m$  est grand, et la valeur de  $s_m$  croît très rapidement avec  $m$  et sensiblement en raison inverse de  $K$ , car notre expression se réduit sensiblement à :

$$s_m = S + \frac{1}{K} \left[ \Sigma \frac{V-P}{V} - \frac{SP}{V} \right].$$

Nous avons donc deux allures très différentes suivant la valeur du coefficient  $\frac{KV}{P}$ .

Avec certaines impuretés, le taux va en croissant à

mesure qu'on s'élève dans la colonne, la vitesse d'accroissement est très grande, surtout si le degré alcoolique n'est pas absolument voisin du maximum. La valeur absolue du taux dans un plateau déterminé dépend d'ailleurs de la quantité d'impuretés venant d'en bas et de la façon dont fonctionne le condenseur, c'est-à-dire de sa température et du mode d'extraction des reflux. La courbe des taux sera d'ailleurs d'autant moins accentuée que la concentration sera plus grande.

Pour chaque impureté, il existe théoriquement une valeur de la concentration qui laisse passer l'impureté considérée comme si la colonne n'existait pas : cette limite est donnée par la relation  $\frac{KV}{P} = 1$ .

Enfin, au-dessous de cette limite, si la concentration reste constante dans la zone considérée, nous trouvons une série d'impuretés dont le taux d'impuretés va constamment en décroissant quand on s'élève dans la colonne.

Entre ces deux allures si différentes, nous trouverons tous les intermédiaires, et finalement celui où la courbe est remplacée par une ligne droite verticale.

Mais jusqu'ici nous n'avons étudié que le cas simple, celui où l'on n'envisage que les plateaux supérieurs chargés d'alcool au maximum de concentration.

Sachant d'avance que la valeur de  $K$  augmente dès que l'alcool est moins riche, il nous est facile de prévoir ce qui va se passer dans les plateaux inférieurs.

Il est clair en effet qu'un certain nombre de plateaux compris entre la source d'alcool et les plateaux réellement à fort degré ne contiennent que de l'alcool d'un titre relativement faible : nous apprendrons bientôt à calculer la valeur de  $\frac{V}{P}$  qui leur correspond ; mais admettons comme démontré que  $\frac{V}{P}$  est d'autant plus grand que le titre est plus faible jusqu'à un certain maxi-



mum, cela est presque évident. D'autre part nous savons que  $K$  est d'autant plus grand que l'alcool est plus étendu. La variation de ce coefficient dépendra naturellement de la nature du corps considéré.

Il en résulte que, pour les diverses impuretés, les courbes dont j'ai parlé subiront des modifications notables dans la région que nous étudions maintenant.

Pour les impuretés pour lesquelles les valeurs de  $K$  sont toujours supérieures à l'unité, l'allure générale de la courbe considérée en elle-même ne change pas, mais dans les plateaux que nous étudions maintenant, la courbe se rapproche plus vite de la verticale, et si nous n'employons que les petits appareils de laboratoires incapables de donner de l'alcool d'un degré très élevé, nous pouvons nous en tenir à la branche inférieure. Un appareil imparfait éliminera donc bien les corps de tête que fournirait un appareil parfait.

Pour les corps pour lesquels  $K \frac{V}{P}$  peut être très voisin de l'unité, tantôt plus grand, tantôt égal, tantôt plus petit, la différence de valeur des appareils va devenir évidente. Si nous avons une somme d'alcool finie, comme dans le cas de la rectification discontinue, chaque fois que  $K \frac{V}{P}$  sera plus grand que 1, nous aurons un corps de tête, dont l'influence se fera d'autant plus sentir sur la production des moyens goûts que la valeur  $\frac{KV}{P}$  sera plus voisine de l'unité et que la quantité du corps sera plus grande. Il peut donc se faire qu'un flegme ne donne que de mauvais produits avec un appareil et de bons avec un autre.

La quantité de moyens goûts de tête sera donc d'autant plus grande que le nombre de plateaux réellement chargés d'alcool à fort degré sera moindre, et que le degré sera plus faible. Or, d'après la pratique, ces impu-

retés désagréables passent pendant toute l'opération tant que l'alcool ne titre pas dans beaucoup de plateaux plus que 95,5 G.-L.

Si les corps à rectifier sont franchement des corps de queue, pour lesquels  $K$  est toujours notablement inférieur à l'unité, la courbe continue à s'éloigner de la verticale, à mesure que l'on descend, mais comme  $K \frac{V}{P}$  croît tout en restant inférieur à l'unité, la courbe s'éloigne de plus en plus lentement de la verticale, à mesure que la concentration diminue : les corps de queue sont encore retenus mais de plus en plus faiblement. En d'autres termes, les plateaux inférieurs d'une colonne de rectification sont des plateaux préparatoires pour l'obtention du fort degré, mais ils jouent un rôle très faible au point de vue de l'arrêt des impuretés de queue.

Si nous passons de ces corps facilement captés, présentant dans tous les cas une valeur de  $K$  nettement inférieure à l'unité, aux corps pour lesquels  $K$  peut devenir supérieur à 1, en présence de l'alcool étendu, le phénomène se complique. C'est ce qui arrive, par exemple, pour l'alcool amylique qui forme la majeure partie des huiles de fusel.

Suivant la concentration de l'alcool dans le plateau considéré, ces corps auront la faculté de se comporter comme corps de *queue* et comme corps de *tête*.

Dans la partie supérieure de la colonne, ce seront des corps de queue,  $K \frac{V}{P}$  sera notablement plus petit que 1 ; à partir d'un certain moment ils se comportent comme corps de tête dans les compartiments inférieurs d'un rectificateur discontinu : ce sera le cas général dans un rectificateur continu.

Il en résulte que ramenés constamment de haut en bas dans la partie supérieure de la colonne et tendant

constamment à remonter dans les compartiments inférieurs, ils doivent s'accumuler dans une certaine région que nous apprendrons à connaître. Ce sera cette région qui deviendra le point dangereux, et, si le nombre de plateaux situés au-dessus de cette région n'est pas considérable, le haut de la colonne sera vite envahi, à moins qu'on ne recoure à une rétrogradation énorme pour refouler vers le bas la zone dangereuse.

Dans le cas du rectificateur discontinu, à mesure que l'alcool s'appauvrira dans la chaudière, la zone dangereuse s'élèvera. Elle paraît limitée dans les très bons appareils par le plateau titrant  $94^{\circ}$  G.-L. Dès que le haut de la colonne est envahi par cette zone, on cesse de recueillir de l'alcool fin et l'on passe aux moyens goûts de queue.

Dans le cas des appareils à fort degré et des rectificateurs continus, on peut s'arranger de façon que le maximum d'impuretés s'établisse au voisinage d'un plateau déterminé, et à extraire de ce plateau une petite quantité d'alcool entraînant autant d'impuretés de queue qu'il en arrive dans le même temps ; on parvient ainsi à tehir le haut de la colonne dans un état de pureté moyen et constant permettant une production continue d'alcool admissible.

Nous verrons bientôt qu'on peut en faire autant dans le rectificateur discontinu.

Gardons en tout cas de cette étude cette notion que nous ne devons pas oublier : c'est que la purification de l'alcool ne dépend pas directement du point d'ébullition des impuretés, mais de la solubilité de leurs vapeurs dans l'alcool plus ou moins concentré et du nombre de plateaux chargés d'alcool concentré.

Il s'agira donc d'avoir le plus grand nombre de plateaux et de les maintenir en état de concentration au meilleur marché possible.

---

## CHAPITRE XII

### RÉGIME DU RECTIFICATEUR DÉPENSE THÉORIQUE DU RECTIFICATEUR DISCONTINU

Nous savons que, dans tous les appareils industriels, la condensation des vapeurs alcooliques qui charge les plateaux d'alcool concentré se fait dans un appareil spécial. Cherchons maintenant comment, dans une colonne où le rayonnement est négligeable, la quantité de la condensation influe sur l'état des plateaux successifs.

Pour appliquer ce qui va suivre au rectificateur discontinu, nous supposons que la chaudière du rectificateur est assez grande pour que son contenu ne subisse que des variations très lentes, et nous savons qu'il en est pratiquement ainsi. Nous pourrions donc, avec une approximation d'autant plus grande que ces variations seront plus lentes, supposer que le régime est permanent pendant toute la marche de l'opération. Cette hypothèse sera rigoureusement exacte dans le cas d'un rectificateur continu bien mené.

*Dépense minima de chaleur pour un titre donné.* — En conservant les mêmes notations que dans l'étude des appareils à fort degré, nous avons la relation

suivante entre les titres de deux plateaux consécutifs du rectificateur :

$$\frac{e - T^n}{X - C^n} = \frac{e - U^{n+1}}{X - L^{n+1}}$$

l'indice  $n$  étant compté à partir du haut.

Comme dans l'étude des plateaux de concentration de l'appareil à fort degré, nous nous poserons la condition que deux plateaux consécutifs soient au même titre, pour en déduire une valeur limite inférieure de  $X$ . Ici cette considération ne sera pas seulement un moyen commode de déterminer les valeurs acceptables pour  $X$ , ce sera une condition essentielle de succès si nous voulons réaliser aussi exactement que possible l'hypothèse faite dans le chapitre précédent, à savoir que nous avons un plus grand nombre de plateaux chargés au maximum de concentration. Puisque nous savons qu'il faut avoir au moins  $94^\circ$  pour arrêter les corps caractéristiques des moyens goûts de queue, nous devons produire à l'éprouvette de l'alcool titrant au moins  $95^\circ$  et avoir au moins ce degré dans les plateaux supérieurs de la colonne.

Or, en appliquant cette condition, nous avons vu qu'à partir de  $93^\circ$  à l'éprouvette, la valeur limite inférieure de  $X$  passe par un maximum que nous avons appris à trouver et que nous rappelons ici.

Titre à l'éprouvette . .	$93^\circ$	$94^\circ$	$95^\circ$	$96^\circ$	$96^\circ,6$	$97^\circ$
Valeur limite de $X$ . . .	654	684	777	930	1 260	1 450
Degré corres- ( fort . .	$65^\circ$	$70^\circ$	$90^\circ$	$90^\circ$	$94^\circ,2$	$95^\circ,3$
pondant. ( faible . .	$35^\circ$	$20^\circ$	$14^\circ,75$	$11^\circ,5$	$7^\circ,7$	$6^\circ,5$

Par suite, si nous voulons avoir plus de  $94^\circ$  dans les plateaux supérieurs il faudra atteindre au moins  $96^\circ$  à l'éprouvette et dépenser au moins 1 260 calories, y compris la chaleur totale enlevée par les vapeurs non condensées.

Nous obtenons ainsi un nombre très différent de celui qui résulterait simplement de la condition d'avoir à l'éprouvette de l'alcool à 96° par exemple en considérant la chaudière du rectificateur comme un alambic; et l'ensemble de la colonne et du condenseur comme un condenseur ordinaire n'ayant pour but que de faire rentrer les rétrogradations dans la chaudière au titre et à la température que possède le contenu de celle-ci.

*Influence de la dépense de chaleur sur le régime de la colonne.* — Plus le nombre de calories adopté pour X sera grand, plus nous aurons de plateaux à très fort degré en haut de la colonne, plus bas aussi nous pourrons descendre comme degré dans les régions inférieures tout en satisfaisant au principe de la rectification.

Considérons, par exemple, une colonne de rectification à 97°, dépensant 1580 calories par kilogramme d'alcool coulant à l'éprouvette, nous aurons la série suivante de degrés aux divers plateaux.

96°,50	95°,55	91°,50
96,47	95,40	90,90
96,46	95,25	90,20
96,45	95,10	89,20
96,44	94,90	87,90
96,43	94,70	86
96,42	94,50	82,60
96,40	94,30	77,10
96,30	94,10	69
96,20	93,80	55,40
96,10	93,50	19,40
96	93,20	8,50
95,90	92,80	
95,80	92,40	
95,70	92	

Si nous ne dépensons que 1440 calories, nous ne pou-

avons atteindre le même degré, ni avoir autant de plateaux au maximum de concentration. La succession des plateaux est la suivante :

95 <sup>5</sup> ,60	94 <sup>0</sup> ,90	93 <sup>0</sup> ,90	90 <sup>0</sup> ,10
95,55	94,80	93,80	89,30
95,50	94,70	93,65	88,35
95,45	94,60	93,50	86,60
95,40	94,50	93,20	84,30
95,32	94,40	92,90	80,20
95,23	94,30	92,60	74
95,15	94,20	92,20	61,50
95,06	94,10	91,70	40
94,98	94	90,90	10

Si nous supposons  $X = 1250$  nous aurions la succession suivante :

92 <sup>0</sup> ,7	92 <sup>0</sup> ,18	87 <sup>0</sup> ,10
»	92,15	85,50
»	92,12	83,70
»	92,09	81
92,5	92,05	74,90
92,47	92	68,90
»	91,85	56
»	91,60	31
»	91,4	12,90
92,35	91,10	9
92,30	90,80	
»	90,30	
»	89,70	
»	89,10	
92,18	88,25	

Il est à noter que les trois états que nous avons calculés correspondent à la marche d'un rectificateur discontinu vers la fin de l'opération. En cours de marche, on trouvera très longtemps un titre de 65 à 70 au dernier plateau d'en bas. C'est donc environ de ce titre qu'il faudrait partir, et les plateaux suivraient la progression indiquée,

nous n'aurions qu'à compléter les tableaux ci-dessus par des nombres presque identiques au nombre supérieur de la 1<sup>re</sup> colonne

Ainsi, en admettant que nous arrivions au même degré dans le plateau inférieur, nous avons le même nombre de plateaux utiles dans la colonne, mais, dans le 1<sup>er</sup> cas, 15 plateaux sont à un degré plus fort que le plateau le plus riche calculé dans le 2<sup>o</sup> cas, et par suite concourent mieux à retenir les impuretés de queue ; le raisonnement s'applique à fortiori au 3<sup>o</sup> cas.

Pour les impuretés de tête, il y a peu de différence, car K varie peu au voisinage du maximum de concentration. Toutefois, comme  $\alpha$  augmente avec X, il y a un peu plus de rétrogradation aux plateaux supérieurs, et par suite plus de plateaux chargés d'impuretés de tête ayant une valeur de K telle que  $\frac{KV}{P}$  est un peu supérieur à l'unité : en thèse générale les moyens goûts de tête persistent un peu plus longtemps si l'on augmente l'action du condenseur.

*Dispositifs pour hâter le départ des impuretés de tête.* — Plusieurs procédés peuvent être employés pour tourner cette difficulté.

Nous en avons déjà étudié un à propos du condenseur. Nous avons vu, en effet, que si nous pratiquons la condensation à température élevée et en extrayant les produits condensés à mesure qu'ils se liquéfient, il y a accumulation des corps de tête dans les derniers produits condensés et dans les vapeurs échappant à la condensation ; par suite l'ensemble des rétrogradations est plus pur. Si nous nous arrangeons de façon à ne laisser retourner à la colonne que les premières condensations qui sont les plus pures, nous voyons, en nous reportant à la leçon précédente, que le taux d'impuretés diminue en conséquence



dans chaque plateau, à égalité de taux dans la chaudière ; or, comme la décroissance se fait sensiblement suivant une progression géométrique, nous arrivons rapidement à un point où la quantité d'impuretés devient négligeable. La colonne de rectification est dès lors moins longue à purger si l'on opère par rectification discontinue.

Nous pouvons encore améliorer la marche en renvoyant ces rétrogradations progressivement dans des plateaux de façon à concentrer les impuretés. En effet, dans ces plateaux qui ne sont pas alimentés par l'ensemble des rétrogradations, le rapport  $\frac{V}{P}$  est plus grand que dans le reste de la colonne, et par suite les impuretés les plus entraînaibles sont rapidement éliminées avant qu'on arrive à la zone où la rétrogradation est complète.

Il est clair toutefois que la purification obtenue par cet artifice est d'autant moins rapide, toutes choses égales d'ailleurs, que la valeur de  $K$  se rapproche davantage de celle qui correspond à  $\frac{KV}{P} = 1$  ; mais l'augmentation du rapport  $\frac{V}{P}$  dans les plateaux supplémentaires supérieurs compense partiellement la diminution de  $K$ .

En d'autres termes, nous nous rapprochons ainsi rapidement de la qualité appelée souvent les fins goûts de tête, aux dépens des moyens goûts de tête : mais nous n'atteignons pas beaucoup plus vite la pureté absolue.

M. Pampe a fait, dans cet ordre d'idées, une modification fort intéressante à la sortie du condenseur proprement dit. Au lieu de fractionner les condensations et de les renvoyer se purger dans une partie de la colonne que l'on peut considérer comme un complément du condenseur, il fait une première condensation dans un condenseur ordinaire, puis il envoie les vapeurs dans un second condenseur, dont les tubes sont simplement

arrosés par un peu d'eau : il s'y produit une condensation progressive et les produits condensés retournent vers le bas sur des plateaux où ils rencontrent des vapeurs relativement plus pures et plus chaudes, et s'épurent : les produits définitivement chargés d'impuretés très concentrées vont à un réfrigérant spécial, et sont recueillis à part, tandis que les produits relativement épurés sont dirigés sur le réfrigérant ordinaire. Cette solution tout en constituant un grand progrès me paraît inférieure à la précédente, puisque rien ne hâte le nettoyage de la colonne.

Dans les appareils ordinaires et dans les essais de modification que je viens de décrire, on est toujours limité par la valeur de  $K$  et par la nécessité de maintenir le rapport  $\frac{V}{P}$  aussi voisin que possible de l'unité pour retenir les impuretés de queue.

*Injection d'air dans le haut de la colonne de rectification.* — Mais on peut agir autrement; considérons, en effet, un rectificateur ordinaire, et interposons entre ce rectificateur et le condenseur, une série de 5 ou 6 plateaux sur lesquels ruisselleront les rétrogradations. Ces plateaux laisseront un large passage aux fluides aériformes alternativement à chaque extrémité, tandis que les rétrogradations tomberont en pluie d'un plateau à l'autre à travers le courant de vapeurs; enfin, envoyons un courant de gaz chauds à la base de cette série de plateaux. Pratiquement, nous emploierons de l'air chauffé à 78°. Admettons que, par le jeu d'une vanne, nous maintenions, malgré cette augmentation du débit gazeux, la pression du régulateur à la même valeur, pour un même débit d'alcool à l'éprouvette.

Dans la plupart des rectificateurs agissant par barbotage, la pression du régime au bas de la colonne varie

entre 1 m. 20 et 1 m. 40 d'eau. Dans le haut de la colonne, pour que des variations de la pression atmosphérique ne se fassent pas sentir, on maintient, par l'emploi d'un diaphragme, une certaine pression qui est d'environ 40 centimètres d'eau, soit environ 30 millimètres de mercure. Si donc la pression extérieure est de 760 millimètres, la tension dans le haut de la colonne est 790 millimètres, de sorte que de l'alcool à 97° bout sensiblement à 79°.

Or faisons arriver de l'air de façon que sa tension propre représente ces 30 millimètres de mercure, l'alcool bouillira à 78°,6, et nous aurons l'ensemble air et vapeur d'alcool à cette température, c'est-à-dire que la vapeur d'alcool aura 760 millimètres de tension.

Dès lors, 1 mètre cube d'air, mesuré sec à 0° et sous la pression de 760 millimètres deviendra :

$$1 \times \frac{790}{30} \times (1 + 0,00366 \times 78,6) = 33^{\text{m}},923.$$

D'autre part le poids théorique du mètre cube de vapeur d'alcool à 0° et sous la pression de 760 millimètres étant 2,139, et celui de la vapeur d'eau étant 0,805, le poids théorique du mètre cube de vapeur d'alcool à 97° (95,35 0/0) sera :

$$\frac{2,139 \times 95,35 + 0,805 \times 4,65}{100} = 2^{\text{k}},076$$

33,923 mètres cubes de vapeur de cet alcool bouillant pèseront :

$$33,923 \times 2,076 \times \frac{1}{1 + 0,00366 \times 78,6} = 46^{\text{k}},923$$

ou bien 1 kilogramme d'alcool occupe  $\frac{33,923}{46,293} = 0,723$  mètre cube et exige 21 l. 316 d'air.

Or 1 kilogramme de vapeur d'alcool bouillant sous la pression de 790 millimètres eût occupé

$$\frac{1}{2,076} \times (1 + 0,00366 \times 79) \times \frac{790}{760} = 0^{\text{me}},645.$$

Ainsi dans le haut de la colonne, le volume occupé par un kilogramme d'alcool augmente dans le rapport  $\frac{723}{645} = \frac{112,09}{100}$ . C'est comme si nous faisons croître le rapport  $\frac{KV}{P}$  ou le coefficient K dans ce rapport. Il y a donc entraînement notablement plus considérable du corps de tête. L'action est encore plus sensible dans le condenseur, car à mesure que la vapeur d'alcool se condense, le taux relatif d'air augmente, et par suite l'entraînement des impuretés de tête dans les produits non condensés est très notablement accru, par suite la partie supérieure ordinaire de la colonne est alimentée par des rétrogradations notablement plus pures, et se purge beaucoup plus vite des impuretés de tête.

On pourrait d'ailleurs forcer la proportion d'air, à condition d'adopter un condenseur suffisamment puissant.

Nous avons constaté que l'on arrive ainsi rapidement aux fins goûts de tête, en diminuant d'environ 25 p. 100 la quantité des moyens et mauvais goûts de tête, sans produire une quantité sensible d'aldéhydes, d'acides ou d'éthers : en même temps les moyens goûts sont fort améliorés. Quant à la perte d'alcool, afférente à cette addition d'air, elle est, on le conçoit, très faible si le réfrigérant est suffisant, et devient sensiblement nulle si l'on emploie, comme dans le procédé Jaunet, un laveur à la suite de la trompette de sortie des gaz.

Voici quelques nombres extraits de nos expériences.

On a recueilli en dix parties égales successives le con-

tenu de la chaudière du rectificateur, et d'après la dégustation on a arrêté l'insufflation d'air après la troisième prise. On a mesuré le résultat obtenu en dosant les éthers dans le liquide recueilli; les nombres ci-dessous expriment en acide sulfurique  $\text{SO}^3$  la quantité équivalente aux éthers contenus dans 100 centimètres cubes de liquide recueilli :

*Rectification de flegmes.*

NUMÉ- ROS des échan- tillons.	SANS INSUFFLATION			AVEC INSUFFLATION		
	DEGRÉ	Éthers en acide sulfurique.	Aldéhydes en dix-mil- lièmes.	DEGRÉ	Éthers en acide sulfurique.	Aldéhydes en dix-mil- lièmes.
1	91,46	68 <sup>mg</sup> ,20	12	92	44 <sup>mg</sup> ,02	11,43
2	96,4	14,14	6,66	95,9	6,89	0,774
3	96,3	3,55	0,670	96,2	0	0,185
4	96,2	3,75	0,177	96,3	3,66	0,133
5	96,2	3,52	0,111	96,35	1,92	0,118
6	96,23	2,95	0,104	96,4	0,63	0,125
7	95,99	3,84	0,104	96,58	3,57	Traces.
8	96,54	5,87	Traces.	96,4	3,79	»
9	96	4,07	»	95,8	6,77	»
10	46,75	3,54	»			

L'acidité n'a pas été dosée, vu qu'elle était trop faible dans les deux cas.

Nous voyons que l'insufflation d'air a eu une action épurante très nette, bien qu'elle ne se pratiquât que sur un vingtième de la hauteur de la colonne ; le n° 2 avec insufflation est déjà relativement bon, et le n° 3 est supérieur comme qualité au n° 4 du témoin. Après arrêt de l'insufflation, nous avons encore un léger avantage, ce qui indique évidemment que les reflux descendus dans la

(1) Il est à noter que la saponification des éthers a été faite comme d'habitude, ce qui donne des résultats trop élevés.

colonne étaient plus purs que dans l'opération témoin.

Pour les impuretés de queue, il est clair que plus nous aurons de plateaux chargés à fort degré, plus nous aurons opposé une barrière à l'envahissement du haut de la colonne par ces impuretés.

*Variation du rapport  $\frac{V}{P}$ .* — Nous avons vu que la succession des richesses relatives d'une impureté déterminée dépend du rapport  $\frac{KV}{P}$  : voyons donc comment il varie, et cherchons la valeur de  $\frac{\dot{V}}{P}$ .

Nous connaissons d'ailleurs la variation de K pour les principales impuretés.

On a :

$$V_{n+1} - P_n = E$$

$$V_{n+1}u_{n+1} - P_n t_n = Ee$$

d'où :

$$V_{n+1} = E \frac{e - t_n}{u_{n+1} - t_n}$$

$$P_n = E \frac{e - u_{n+1}}{u_{n+1} - t_n}$$

d'autre part, écrivant la permanence du régime on a :

$$\frac{V_n}{P_n} = \frac{(e - t_{n-1})(u_{n+1} - t_n)}{(e - u_{n+1})(u_n - t_{n-1})}$$

Dans les tableaux suivants, nous supposons que chaque appareil a son second plateau inférieur à 40°, ce qui correspond soit au début de l'opération, soit à une période déjà avancée.

Nous donnons la marche pour de l'alcool à 97° et de l'alcool à 966°, en supposant différentes valeurs de X.

PLATEAU A	X = 1 250				X = 1 440				X = 1 580						
	$\frac{V_{n+1}}{E}$	$\frac{V_n}{E}$	$\frac{P_n}{E}$	$\frac{V_n}{P_n}$	Plateaux contigus	$\frac{V_{n+1}}{E}$	$\frac{V_n}{E}$	$\frac{P_n}{E}$	$\frac{V_n}{P_n}$	Plateaux contigus	$\frac{V_{n+1}}{E}$	$\frac{V_n}{E}$	$\frac{P_n}{E}$	$\frac{V_n}{P_n}$	
96°										96,10 95,85	9,733	8,786	8,733	1,01	
95					95,11 94,92	8,247	7,486	7,257	1,05	95,15 94,90	9,031	9	8,031	1,12	
90	99,30 89,25	5,357	4,978	4,357	1,14	90,65 89,20	5,825	5,872	4,825	1,22	90,85 89,15	5,480	7	4,480	1,46
80	83,20 74,50	4,733	4,618	3,733	1,23	84 74	5,035	5,649	4,035	1,40	84,30 73,85	4,098	6,239	3,098	1,52
70	76,90 58,70	3,852	4,419	2,852	1,50	78,50 56	4,367	5,987	3,367	1,77	78 57,40	4,138	5,356	3,138	1,77
60	77,90 38,50	3,600	4,008	2,600	1,54	72 35,25	3,933	4,482	2,933	1,52	71,50 33,25	4,145	4,227	3,145	1,34
50	66 21,50	3,812	3,864	2,182	1,77	65,50 17,50	3,712	3,718	2,712	1,37	66,75 15,50	4,433	4,112	3,433	1,19
40	62 14,80	3,109	2,956	2,109	1,87	61 12	3,714	3,697	2,714	1,36	62,50 11,50	4,589	4,110	3,589	1,14

Alcool à 96°,6.

PLATEAU A	PLATEAUX contigus	$\frac{V_{n+1}}{E}$	$\frac{V_n}{E}$	$\frac{P_n}{E}$	$\frac{V_n}{P_n}$
X = 1050					
90°	90,2 89,6	4,141	4,447	3,141	1,41
80	82,2 77,2	3,487	3,665	2,487	1,46
70	75 61,8	3,321	3,412	2,321	1,47
60	68,9 45,6	2,995	3,286	1,995	1,64
50	63 26	2,890	3,112	1,890	1,64
40	57 22,6	2,667	2,961	1,667	1,77
X = 1400					
90	90,4 89	4,093	4,477	3,093	1,44
80	83,2 74,8	3,904	4,407	2,904	1,51
70	77,1 57,5	3,848	4,368	2,848	1,33
60	71,6 34	3,856	4,138	2,856	1,50
50	66,6 17,5	3,642	3,950	2,642	1,49
40	62,25 13,2	3,573	3,931	2,573	1,53

On voit que l'augmentation de X, pour un même titre à l'éprouvette, fait croître la valeur de  $\frac{V}{P}$  pour un même titre dans un plateau. Il semblerait que l'augmentation coûteuse des reflux serait donc préjudiciable. Il n'en est pas cependant ainsi, car nous voyons que, plus X augmente, plus rapidement on monte en degré, plus rapidement donc on arrive à la zone où se fait le plus nette-



ment la séparation entre les produits de tête et les produits de queue. Par suite aussi, à nombre égal de plateaux, plus X augmente, plus est grand le nombre de plateaux à fort degré. Enfin, nous avons vu précédemment que plus X est grand, plus l'alcool est concentré dans les plateaux supérieurs.

*La dépense diminue quand le nombre de plateaux augmente.* — Par suite, si l'on veut réduire au minimum le nombre des plateaux, tout en ayant une bonne épuration, il faut nécessairement augmenter la dépense de chaleur.

Inversement, si l'on augmente le nombre des plateaux, on peut réduire la dépense : on aura évidemment un peu moins de concentration dans les plateaux supérieurs, mais comme le nombre des plateaux réellement très efficaces se trouve notablement accru, on arrive économiquement au même résultat pratique.

C'est une des raisons qui ont permis de diminuer sensiblement la dépense de vapeur dans la rectification. Les premiers rectificateurs n'avaient guère que 30 plateaux, et dépensaient environ 400 kilogrammes de vapeur par hectolitre d'alcool, au milieu de l'opération ; quand on adopta des types plus perfectionnés à 40 plateaux, on arriva à réduire la dépense entre 300 et 315 kilogrammes par hectolitre ; maintenant, avec de bons appareils on arrive encore beaucoup plus bas, comme nous allons le voir.

*États successifs du bas d'un rectificateur Savalle, leur influence sur la dépense.* — Le plus souvent, on charge la chaudière du rectificateur d'alcool étendu entre 40° et 45°.

Voyons quelle est la marche de l'appareil pendant une opération complète.

Pour cela, nous suivrons sur un rectificateur à 49 plateaux, produisant de l'alcool à 96°,6, la richesse des liquides retournant de la colonne à la chaudière pendant toute l'opération : la dépense de vapeur pendant la production de l'alcool fin était de 205 kilogrammes de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu. Celui-ci pesant 79 kgr. 4, la quantité correspondante d'alcool à 96°,6 pèsera  $\frac{79,4}{0,9475} = 83$  kgr. 79, nous avons donc pour 100 kilogrammes de liquide coulant à l'éprouvette  $\frac{205}{0,8379} = 244$  kgr. 65 de vapeur, soit 2 kgr. 4465 par kilogramme de liquide coulant à l'éprouvette.

Or l'eau condensée sortait du serpentín de chauffe à 85° en moyenne, chaque kilogramme de vapeur avait donc fourni  $606,5 + 0,305 \times 160 - 85 = 570$  calories. La dépense par kilogramme d'alcool à 96°,6 coulant à l'éprouvette était donc de : 1393 calories, nombre qui ne dépasse le minimum théorique que de  $1393 - 1260 = 133$  soit 10 p. 100.

Comme la marche compatible avec la dépense théorique a duré 30 heures sur 38, on peut admettre très sensiblement que l'allure du rectificateur était réglée par la valeur  $X = 1260$ , c'est-à-dire que le plateau supérieur était au moins à 94°,20 pendant toute cette phase. Si l'on avait pu avoir de la vapeur parfaitement saturée et sèche, on fût arrivé avec cette dépense à une richesse de 95°,50 au plateau supérieur.

Il ne faut toutefois pas attribuer uniquement à un entraînement d'eau condensée la différence entre la dépense théorique et la dépense pratique. Nous en trouvons une explication dans le tableau ci-dessus, car nous voyons que, pendant presque toute l'opération, les retours de la colonne à la chaudière sont notablement plus riches que le contenu de celle-ci, et que, pendant presque tout

le temps, celle-ci fonctionne comme un dernier tronçon

QUALITÉ de l'alcool.	HEURES	DEGRÉ alcoolique du reflux.
Mauvais goûts de tête (1 h. 30').	0	40°,6
	1	42, 10
	2	40,9
	3	52,8
Moyens goûts de tête (7 h. 45').	4	68,3
	5	68,9
	6	71,6
	7	68,1
	8	68,1
	9	69,3
	10	69,8
	11	69,3
	12	69
	13	69
	14	71 (maximum)
	15	67
Fin et extra-fin (25 h. 30').	16	66
	17	65,6
	18	65
	19	63
	20	61,6
	21	59,2
	22	55,2
	23	54,8
	24	54,7
	25	45
	26	41,5
	27	33
	28	25,5
	29	12
	30	10,8
	31	4,7
	31 h.30	1
32	0,6	
33	0,5	
Moyens goûts de queue (2 heures).	34	0 3
	35	0
Mauvais goûts de queue (1 heure).	36	0
	37	0
	38	0

du rectificateur. Or nous avons vu, en étudiant les alambics à fort degré, que, si nous considérons la colonne comme un simple appareil de concentration, le maximum d'économie se trouve réalisé quand les retours sont au même degré que le liquide de la chaudière. Nous voyons que ce n'est pas le cas dans l'appareil étudié, il y a donc de ce fait augmentation de dépense.

Guidé par cette indication, j'ai fait l'essai d'un rectificateur de même puissance, ayant quarante-neuf plateaux également, mais dont les retours se distillaient dans la chambre de vapeur de la chaudière, de façon à retomber dans le liquide de celle-ci à une concentration et

une température plus voisines de celles de ce liquide.

L'appareil a été monté à l'usine de Mazingarbes, et a fourni de l'alcool à 96°,8, moyennant une dépense de 215 kilogrammes de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu : cela nous amène à une valeur de X voisine de 1440.

D'après les prises d'essai faites au dernier plateau supérieur, le titre à ce plateau, pendant la période des bons goûts, était 96°,3 à 96°,5 ce qui eût correspondu à 1500 calories ; ici la dépense trouvée est moindre que la dépense théorique dans les limites acceptables ; nous pouvions donc en conclure que le but cherché était obtenu (1).

On a pu du reste le vérifier d'une autre façon.

*États d'un rectificateur Savalle modifié à diverses phases de l'opération.* — Dans le premier appareil étudié à l'usine de Croisset, la chaudière était purgée d'alcool quatre heures avant la fin de l'opération, c'est-à-dire que l'on marchait quatre heures uniquement pour éliminer l'alcool de la colonne. A l'appareil de Mazingarbes nous devons trouver la chaudière purgée plus tôt. C'est ce qui est arrivé, ainsi que le montre le tableau suivant.

Ainsi, dans cet appareil, la chaudière était purgée d'alcool six heures avant la fin de l'opération.

Ces essais nous ont permis, en outre, de vérifier que les moyens goûts proprement dits sont arrêtés par le plateau titrant entre 94,5 et 95, et que les huiles sont maintenues au-dessous de 87°.

Nous pouvons de plus constater qu'aussitôt l'appareil arrivé à la limite inférieure de richesse compatible avec la valeur de X, si l'on ne modifie pas cette valeur en l'augmentant, la zone où se fait la rectification réelle se trans-

---

(1) Cette différence est due à ce que l'eau de condensation sortant des serpentins de chauffe étant à 85°, il y avait évaporation au contact de l'atmosphère.

	MILIEU de l'opération.	2 HEURES avant l'arrivée des moyens goûts de queue.	ARRIVÉE des moyens goûts de queue.
Éprouvette.	96 <sup>o</sup> ,7	96 <sup>o</sup> ,7	96 <sup>o</sup>
49 <sup>o</sup> plateau.	96,3	96,3	94,3
44 <sup>e</sup> »	95,9	96,2	87,1
39 <sup>e</sup> »	95,6	96	13,6
34 <sup>e</sup> »	95,3	95,7	5,4
29 <sup>e</sup> »	95	95,2	3,4
24 <sup>e</sup> »	94,6	94,4	0
19 <sup>e</sup> »	94	92,7	0
14 <sup>e</sup> »	93,3	87,4	0
9 <sup>e</sup> »	92	9,7	0
4 <sup>e</sup> »	87,5	0,5	0
Chaudière.	33,6	0	0

porte rapidement de bas en haut presque sans altération, et les moyens goûts apparaissent aussitôt que le plateau supérieur ne titre plus 95°.

Dès que l'on arrive à ne plus avoir en bas de la colonne la richesse minima compatible avec la valeur de X, la dépense augmente rapidement, ainsi que le montrent les chiffres suivants relevés sur le même appareil :

Charge du rectificateur . . . . .	187 hectol. 74 à 100°.
Volume total dans la chaudière . . . . .	400 hectolitres.
Volume total des mauvais et moyens goûts de queue . . . . .	9 hectol. 72 à 91 <sup>o</sup> 15 = 8 hectol. 86 à 100°.
Soit pour 100 de la charge . . . . .	4,73 p. 100.
Température de l'eau de condensation à la sortie du serpentín de chauffage . .	98°.
Volume de cette eau . . . . .	2 820 litres.
Volume par hectolitre à 100° . . . . .	318,3
Poids par hectolitre passant à l'éprou- vette . . . . .	278 kilogr.
Poids par hectolitre à 100° . . . . .	305 —

La dépense en marche normale par hectolitre à 100° était  $\frac{215}{0,967} = 222$  kgr. 3, et elle est devenue 305 pen-

dant une période où l'on extrait 4,93 p. 100 du produit mis en œuvre.

Pendant cette fin d'opération coûteuse, on salit tout l'appareil avec les huiles, ce qui constitue un inconvénient évident. Or, puisque les liquides se classent par qualité dans les plateaux du rectificateur, il n'y a aucun intérêt à aller jusqu'au bout, si l'on dispose l'appareil pour être vidé plateau par plateau dès que la chaudière est purgée. On économise ainsi sur l'appareil décrit six heures de travail, sur quarante heures (y compris la période de chauffage de la chaudière, soit 15 p. 100.)

*Influence du rayonnement ou d'un refroidissement artificiel.* — Dans tout ce qui précède, nous avons supposé que l'appareil était à l'abri du rayonnement, et que, par suite, on pouvait appliquer la table que j'ai établie, pour la relation entre les liquides bouillants et les vapeurs. Mais il n'en est pas ainsi pour les petits appareils de rectification et *a fortiori* pour les appareils de laboratoire à moins qu'une enveloppe protectrice ne vienne supprimer le rayonnement. Il est clair en effet, que le pourtour d'un cercle ou d'un rectangle étant d'autant plus grand vis-à-vis de la section transversale que celle-ci est plus petite, l'influence du rayonnement est d'autant plus sensible que la production de l'appareil est plus petite. Il en serait de même si, en modifiant le chauffage, on faisait donner à un appareil déterminé une production faible, en réglant le condenseur pour le nouveau coulage à l'éprouvette, c'est-à-dire laissant X constant.

Dans l'un et l'autre cas, le rapport  $\frac{V}{P}$  sera le même en haut, que si l'appareil fonctionnait dans les conditions théoriques : mais à mesure que l'on descend vers la chaudière, le refroidissement par rayonnement vient

ajouter son action à celle du condenseur, par suite la chute de degré devient plus rapide et la valeur de  $\frac{V}{P}$  augmente à titre égal à mesure que l'on descend. Par suite, les moyens goûts de queue apparaissent plus rapidement, et on peut même arriver à ne plus avoir réellement d'alcool fin.

Dans mon livre sur la rectification, j'ai commis une erreur sur les valeurs de  $\frac{V}{P}$  en me servant, par inadvertance, de calculs basés sur l'ancienne table de Gröning : cette table est inapplicable, puisqu'elle suppose que le rayonnement a une influence constante, ce qui est impossible.

Si, dans les petits appareils de laboratoire on veut éviter l'influence du rayonnement, on peut recourir, comme l'a fait, je crois, le premier, M. Durin, à une enveloppe d'eau maintenue à une température constante et aussi voisine que possible de celle des vapeurs très concentrées. Tant que la colonne n'a qu'un très petit diamètre on peut admettre que chaque section transversale est à la même température, dès lors tout se passe, dans les parties supérieures, et même dans la plus grande partie de la colonne, comme si les vapeurs suivaient la loi de distillation, et l'on se rapproche sensiblement des résultats obtenus en grand. Le bas de la colonne fait évidemment exception. Il faut donc une colonne très haute.

Mais si le diamètre augmente, l'homogénéité tend à disparaître dans les sections transversales, malgré tous les artifices, et si l'on tient compte qu'entre les températures d'ébullition de l'alcool à 94° laissant passer les moyens goûts de queue et de l'alcool à 95° qui commence à les arrêter, il n'y a qu'une différence de 0°, 10, qu'entre celles de l'alcool à 95° et de l'alcool à 95°, 5.

il y a à peine une différence de  $0^{\circ},05$ , entre l'alcool à  $95^{\circ},5$  et l'alcool à  $96$  elle n'est que de  $0^{\circ},035$ , il est à prévoir que la rectification est réellement très difficile.

Ainsi, dans les appareils de ce genre, le refroidissement extérieur facilite l'entraînement des impuretés de queue tant qu'on agit sur des vapeurs peu concentrées, et n'a qu'une action assez douteuse quand on agit sur des vapeurs concentrées. Aussi, ce type d'appareils me paraît-il peu industriel, tandis qu'il peut rendre de grands services dans un laboratoire.

*Dépense pratique.* — Connaissant la dépense théorique, voyons comment on peut estimer la dépense pratique. Il est en effet à peu près impossible de déterminer la dépense totale en mesurant toute l'eau condensée, car il n'y a guère d'usines munies de compteurs d'eau.

La dépense pratique se compose de la chaleur nécessaire à la mise en ébullition du contenu de la chaudière, à celle qui est dépensée pendant une demi-heure environ au chargement des plateaux, à la dépense réelle de rectification.

Les deux premières dépenses peuvent généralement être négligées, car on peut utiliser des chaleurs perdues, nous les noterons cependant.

Considérons la première période et supposons de l'alcool à  $40^{\circ}$  G.-L. = 33,39 p. 100 entrant à la température de  $16^{\circ}$ . Cet alcool bout à  $84^{\circ}$  et possède alors une chaleur totale égale à 86,33 calories par kilogramme, il a apporté une chaleur totale de 7,38, il faut donc livrer par kilogramme 8,95 calories, soit par kilogramme d'alcool absolu  $\frac{78,95}{0,3339} = 233,45$  calories, ou par hectolitre d'alcool absolu 18 524 calories, correspondant à une



dépense de 32 kgr. 45 de vapeur à 160°, se condensant à 85°.

La charge de la colonne constitue environ 3 p. 100 du contenu de la chaudière, mais est en moyenne à 90°; chaque kilogramme correspond donc à 0 kgr. 857 d'alcool absolu, la dépense par kilogramme d'alcool absolu introduit est donc à multiplier par  $0,03 \times \frac{85,7}{33,35} = 0,077$ , donc la dépense par hectolitre d'alcool absolu introduit par 6,1.

Or, en supposant qu'à ce moment le dernier plateau soit à 96°, la dépense sera

$$\frac{100}{94,16} \times 0,794 \times (1260 - 286,5 + 59)$$

par litre d'alcool absolu retournant à l'appareil, puisque l'alcool n'échappe pas à l'état de vapeurs, mais à l'état de liquide, soit 870,6 ou par hectolitre d'alcool absolu introduit :  $870,6 \times 6,1 = 5\ 311$  calories, correspondant à 9 kgr. 335 de vapeur.

Nous avons vu que, pendant toute l'opération jusqu'aux moyens goûts de queue, nous dépensons 205 kilogrammes de vapeur, et que pour la fin représentant en général 5 p. 100, on dépense 305 kilogrammes de vapeur; la dépense par hectolitre d'alcool absolu passant à l'éprouvette est donc dans ce travail :

$$\frac{205 \times 95 + 305 \times 5}{100} = 210 \text{ kilogr. de vapeur.}$$

Nous ne tenons pas compte de l'élévation de température du résidu, puisque la dépense correspondante est comprise dans les chiffres pratiques obtenus.

La dépense totale est donc :  $210 + 9,33 + 32,5 = 251,83$  kilogrammes de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu.

Or, dans l'appareil qui nous a servi d'étude précédemment, et qui fournit de très bons produits, on obtenait à cette époque des flegmes de betteraves mélangés de la quantité correspondante de moyens goûts provenant des opérations antérieures :

Mauvais goûts de tête . . . . .	4,15	p. 100.
Moyens — . . . . .	15,46	—
Alcool fin. . . . .	73,35	—
Moyens et mauvais goûts de queue . . . . .	5,54	—
Perte. . . . .	1,50	—
	<hr/>	
	100,00	—

En admettant qu'on n'ait pas la vente des moyens goûts, on doit les faire rentrer en travail : on arrive donc, comme maximum de dépenses par hectolitre d'alcool absolu :

$$251,83(1 + 0,21 + 0,21^2 + \dots) = 318^k,8.$$

Telle est la dépense pour une usine de rectification isolée, n'ayant pas de chaleurs perdues à utiliser, et ne vendant que de l'alcool fin et des mauvais goûts.

En thèse générale, il n'en est pas ainsi, car une partie des sous-produits vont directement dans le commerce, comme alcool à dénaturer : mais nous ne pouvons entrer dans ces considérations commerciales.

Le seul point à noter ici est que nous avons appris à réduire la production des moyens goûts de tête d'au moins 25 p. 100 par l'insufflation, et par le procédé de Chantérac, et celle des mauvais goûts par ce dernier, et à supprimer 6 heures sur 38 de chauffage par la vidange des plateaux.

La dépense de rectification proprement dite est donc :

$$205 \times \frac{32}{38} + 9,33 + 32,5 = 214,46$$

et comme les repasses ne portent plus que sur

$$0,1546 \times 0,75 + 5,54 \times 0,95 = 0,1686,$$

la dépense totale par hectolitre d'alcool absolu est ramenée à :

$$214,46 (1 + 0,1686 + 0,1686^2 \dots) = 257^k,94.$$

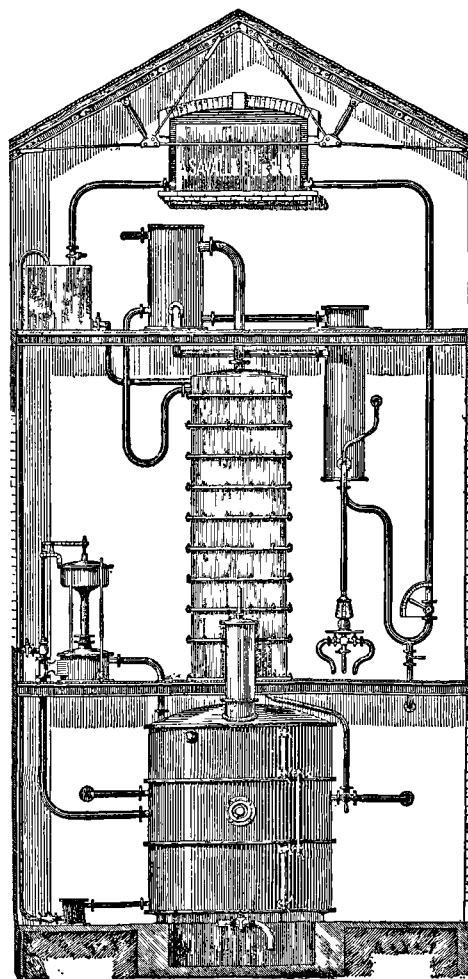


Fig. 45. — Rectificateur rectangulaire Savalle.

Enfin, pour pouvoir comparer avec ce qui va suivre,

SOREL. Distillation.

21

supposons le rectificateur en marche dans une distillerie où nous aurons à notre disposition la chaleur des vinasses, ou tout au moins la quantité suffisante pour porter à l'ébullition le liquide entrant dans la chaudière du rectificateur, nous économiserons 32 kgr. 50 et nous arriverons dans le cas le plus fréquent à une dépense par opération, de 219 kgr. 33 de vapeur à 160° par hectolitre d'alcool absolu : la dépense en fin de campagne sera donc :

$$219,33 \times (1 + 0,21 + 0,21^2 + \dots) = 277^k,6,$$

avec l'appareil de rectification Savalle ; avec l'appareil plus perfectionné, la dépense par opération sera 181 kgr. 96 et la dépense en fin de campagne :

$$181,96 (1 + 0,1689 + 0,1686^2 + \dots) = 218^k,7.$$

La figure 45 donne une vue d'ensemble du rectificateur Savalle.

## CHAPITRE XIII

### EPURATEUR CONTINU. — RECTIFICATION CONTINUE

De l'étude du rectificateur discontinu, il résulte qu'on peut extraire des flegmes presque la totalité de l'alcool éthylique qu'ils contiennent à l'état de pureté, et qu'en répétant la même opération sur l'alcool fin on peut, par double rectification, arriver à atteindre la pureté presque absolue. Mais il faut pour cela recourir à des repassages des produits intermédiaires qui ne laissent pas d'être coûteux, et qui obligent à employer des appareils plus volumineux.

Il y a donc intérêt, à ce double point de vue, à réduire le plus possible la quantité des produits intermédiaires à retravailler.

Nous connaissons ces produits à retravailler sous le nom de *moyens-goûts*, et nous avons vu que c'est surtout dans les *têtes* qu'ils dominent. Si donc on peut éliminer *a priori* une quantité considérable de ces impuretés de tête, on allège de beaucoup le travail de la rectification discontinue.

*Élimination des corps de tête.* — S'agit-il de rectification continue, le problème serait à peu près insoluble, comme nous le prévoyons d'après la théorie exposée, si la presque totalité des têtes n'était pas préalablement extraite.

Nous connaissons déjà un procédé physique d'élimina-

tion : c'est l'insufflation d'air dans un flegme étendu et chaud. Nous en avons déjà parlé ci-dessus, et indiqué que si l'on insuffle de l'air chaud dans le flegme chaud (procédé Jaunet), en graduant la quantité d'air en quelque sorte en raison inverse de la purification déjà obtenue, on peut, avec les procédés décrits pour la récupération de l'alcool entraîné, arriver à une élimination très satisfaisante des impuretés de tête sans perte d'alcool.

En employant le procédé Jaunet, on retire avec un petit rectificateur fournissant 2 000 litres d'alcool fin par 24 heures, de 80 à 84 p. 100 d'alcool satisfaisant aux exigences de la législation russe actuelle, c'est-à-dire ne se colorant pas quand on porte à l'ébullition des volumes égaux d'alcool concentré et d'acide sulfurique concentré. Quand la loi n'imposait que 9 volumes d'acide pour 10 d'alcool, le rendement était de 90 p. 100.

L'emploi de l'air donne donc une augmentation de 20 p. 100 au premier jet, aussi bien sur les flegmes que sur les alcools à retravailler, sans freinte sensible.

L'injection d'air peut rendre également de grands services au début de la rectification.

J'ai également appliqué ce procédé aux appareils à fort degré, en le combinant avec la condensation progressive, avec séparation des produits condensés, et en ai tiré de bons résultats.

Dans un autre ordre d'idées, on peut recourir à l'élimination directe des têtes pendant la distillation à fort degré. Dans l'étude théorique du rectificateur, nous avons vu en effet que, si nous avons dans le haut de la colonne un certain nombre de plateaux chargés à fort degré, le taux p. 100 d'une impureté de tête va en décroissant très rapidement à mesure qu'on s'éloigne du condenseur, et peut devenir sinon négligeable, du moins très faible, à quelques plateaux au-dessous de celui-ci. Si donc nous employons le condenseur à faire revenir à l'état liquide

la presque totalité de l'alcool, nous laisserons échapper à l'état de vapeurs presque toutes les impuretés de tête entrant dans la colonne de distillation, et nous pourrons extraire, à quelques plateaux en dessous, de l'alcool concentré et relativement débarrassé des corps pour lesquels la valeur de  $K$  est grande en présence d'alcool concentré. Naturellement, plus  $K$  se rapprochera de l'unité, moins l'effet utile sera grand. C'est à l'application de ce procédé que M. Barbet a donné le nom de *pasteurisation*.

*Mécanisme de l'épuration dans la colonne Coffey.*

— Dans l'appareil déjà ancien de Coffey, on opère d'une façon analogue. La condensation se fait dans tout l'appareil de concentration par contact des vapeurs avec un long tuyau circulant en serpentif de compartiment en compartiment, et parcouru par les moûts à distiller. Le mouvement de ces moûts a lieu de haut en bas en sens contraire du mouvement des vapeurs. Si l'on calcule la quantité de chaleur fournie aux moûts pour condenser 95 p. 100 des vapeurs d'alcool à 96° arrivant dans le cinquième compartiment supérieur, on trouve que les moûts entrent dans le restant de la colonne à 78°. Les cinq compartiments supérieurs se comportent donc comme un condenseur fractionné où les rétrogradations de chaque fraction reviennent se mettre en contact avec une vapeur chaude et lui cèdent une partie de leurs impuretés de tête, on a donc une rétrogradation totale relativement pure que l'on peut extraire au sixième plateau pour l'envoyer à un réfrigérant.

Le fonctionnement général de l'appareil Coffey aide d'ailleurs à l'élimination des produits de tête, en les concentrant dans les étages les plus élevés où l'alcool s'épure comme il vient d'être dit.

En effet nos moûts chauffés déjà à 78° continuent à descendre dans des plateaux où la température est de plus

en plus élevée et atteint environ 90°. Si donc nous considérons le  $n^e$  plateau à partir du haut, et si nous appelons  $\tau_n$  la température du moût circulant dans le  $n^e$  compartiment, le régime de ce compartiment sera défini par :

$$\begin{aligned} V_{n+1} &= P_n + E \\ V_{n+1} U_{n+1} &= P_n t_n + Ee \\ V_{n+1} L_{n+1} &= P_n C_n + EX + A (\tau_n - \tau_s). \end{aligned}$$

Où E représente la totalité de l'alcool extrait à fort degré, soit  $A \frac{a}{e}$ ,  $Ee = Aa$ ,  $EX = A (\tau_s - \tau_i)$ .

Or,

$$\begin{aligned} A (\tau_s - \tau_i) &= A [(\tau_s - \tau_4) + (\tau_4 - \tau_3) + \dots + (\tau_0 - \tau_i)] \\ A &= Sh [(\theta_0 - \tau_i) + (\theta_1 - \tau_1) + \dots + (\theta_s - \tau_s)] \end{aligned}$$

et, comme dans le condenseur,  $\theta$  est constant :

$$A (\tau_s - \tau_i) = ASh [5\theta_0 - \tau_i]$$

Nous connaissons donc  $\tau_s$ .

Nous en déduisons :

$$\begin{aligned} V_{n+1} &= E \frac{e - t_n}{u_{n+1} - t_n} \\ P_n &= E \frac{e - U_{n+1}}{u_{n+1} - t_n} \\ \frac{a (X - C_n) + e (\tau_n - \tau_s)}{e - t_n} &= \frac{a (X - L_{n+1}) + e (\tau_n - \tau_s)}{e - u_{n+1}}. \end{aligned}$$

Nous voyons donc que le rapport  $\frac{V}{T}$  est plus grand que dans un appareil à fort degré ordinaire, c'est-à-dire que les impuretés de tête passent plus rapidement au condenseur, ou, ce qui revient au même, que les étages au-dessous du condenseur sont moins chargés d'impuretés



de tête que dans la colonne à fort degré ordinaire. En d'autres termes, l'alcool extrait au 6<sup>e</sup> plateau se trouverait plus propre à la rectification, en ce qui concerne les impuretés de tête les plus entraînaibles.

Mais, considérons ce cas ou celui de la pasteurisation, s'il s'agit d'impuretés pour lesquelles  $K \frac{V}{Q}$  a précisément pour valeur celle qui, pour les alcools très concentrés, donne lieu à une teneur égale dans tous les plateaux chargés d'alcool très concentré, nous n'aurons rien gagné ni avec un procédé, ni avec l'autre.

Nous essaierons donc de tourner la difficulté en changeant la valeur de  $K$ , c'est-à-dire en affaiblissant l'alcool.

## ÉPURATEUR CONTINU

Considérons un appareil à distiller pourvu ou non d'une colonne de concentration, et pour simplifier prenons le second cas qui, du reste, est le plus favorable en principe. Nous ferons passer dans cet appareil de l'alcool de force moyenne descendant de plateau en plateau, tandis qu'à la base nous ferons arriver un courant de vapeur. Le plateau numéroté 0 est celui où l'alcool épuré est extrait en bas.

Supposons le régime permanent établi, et pour simplifier le calcul, admettons, ce qui est très conforme à la pratique, que le titre reste très sensiblement constant, et que par suite  $K$ ,  $V$  et  $P$  le sont aussi.

Comptant les plateaux de bas en haut, nous avons les relations suivantes pour établir la permanence du régime :

$$VKs_{n-1} + Ps_{n+1} = Ps_n + VKs_n,$$

ou :

$$s_{n+1} - s_n = \frac{VK}{P}(s_n - s_{n-1}).$$

Nous voyons donc que les différences entre les teneurs d'une impureté déterminée de deux plateaux successifs sont les termes d'une progression géométrique ayant pour raison  $\frac{KV}{P}$ .

Nous avons d'ailleurs :

$$s_1 - s_0 = \frac{KV}{P} s_0.$$

Donc, en faisant la somme des premiers membres :

$$s_n = s_0 \frac{\left(\frac{VK}{P}\right)^n - 1}{\frac{VK}{P} - 1}.$$

Si nous appelons  $\Sigma$  le taux de l'impureté considérée dans les vapeurs qui sortent du plateau alimentaire, nous avons  $\Sigma = Ks_n$ ; nommons  $S$  le taux de l'alcool introduit, nous avons :

$$PS = Ps_0 + V\Sigma$$

$$\Sigma = \frac{P}{V} (S - s_0)$$

d'où :

$$(S - s_0) \frac{P}{VK} = s_0 \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^n - 1}{\frac{KV}{P} - 1}$$

$$S = s_0 \left( 1 + \frac{KV}{P} \frac{\left(\frac{KV}{P}\right)^n - 1}{\frac{KV}{P} - 1} \right).$$

Supposons que l'épurateur ainsi étudié a 10 plateaux

utiles, et donnons à  $\frac{KV}{P}$  différentes valeurs, nous obtenons le tableau ci-contre.

VALEURS DE $\frac{s_0}{S}$ .	
$\frac{KV}{P} = 5$	$\frac{s_0}{S} < \frac{1}{12 \times 10^7}$
3	» $= \frac{1}{35429}$
2	» $= \frac{1}{2047} = 0,0005$
1,7	» $= \frac{1}{488} = 0,0020$
1,5	» $= \frac{1}{174} = 0,0057$
1,2	» $= \frac{1}{38} = 0,0263$
1,1	» $= \frac{1}{17} = 0,0580$
1	» $= \frac{1}{10} = 0,100$
0,9	» $= \frac{1}{6,87} = 0,145$
0,8	» $= \frac{1}{4,57} = 0,219$
0,7	» $= \frac{1}{3,33} = 0,3003$
0,5	» $= \frac{1}{2,00} = 0,5004$
0,4	» $= \frac{1}{1,67} = 0,599$
0,2	» $= \frac{1}{1,23} = 0,813$
0,1	» $= \frac{1}{1,11} = 0,900$

On voit avec quelle rapidité décroît l'effet utile de l'épurateur dès que  $\frac{KV}{P}$  diminue. Or,  $\frac{V}{P}$  est forcément notablement plus petit que l'unité, si l'on veut que l'opération soit économique ; d'autre part, on est limité pour la valeur de K par la nécessité d'avoir un résidu qui n'entraîne pas de trop grands frais de rectification.

On s'attache donc à traiter un liquide dont le titre à la sortie de l'épurateur soit voisin de 40°.

Si nous nous reportons aux valeurs de K que j'ai déjà indiquées pour certains corps, nous trouvons pour cette richesse :

Alcool amylique. . . . .  
 Acétate d'éthyle. . . . .  
 Isobutyrate d'éthyle. . . . .  
 Acétate d'amyle. . . . .

K = 1,92  
 8,6  
 Probablement 10 à 11  
 — 4,5

Il faut donc donner à  $\frac{V}{P}$  une valeur plus grande que  $\frac{1}{10}$  pour avoir un effet très sensible.

Quant aux corps pour lesquels  $\frac{KV}{P}$  est sensiblement égal à 1 dans le haut du rectificateur, nous aurons vraisemblablement d'après ces exemples de 5 à 10 dans le cas étudié.

*Dépense dans l'épurateur continu.* — Ceci posé, revenons à l'étude de l'épurateur ordinaire, muni d'un dispositif de concentration, nous trouverons pour le bas de l'appareil, en nous reportant à notre étude des colonnes à distiller à fort degré :

$$P_n = V_{n+1} + R - \Lambda Q = V_{n+1} + A \left( 1 - \frac{ma}{e} \right)$$

$$P_n t_n = V_{n+1} u_{n+1} + Rr = V_{n+1} u_{n+1} + \Lambda a (1 - m)$$

$$P_n C_n = V_{n+1} L_{n+1} + RC_r - \Lambda QL_0 = V_{n+1} L_{n+1} + A \left( 1 - \frac{ma}{e} \right) C_r - \Lambda Q (L_0 - C_r)$$

d'où :

$$P_n = \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) U_{n+1} - a (1 - m)}{U_{n+1} - t_n} \times \Lambda \quad (1)$$

$$V_{n+1} = \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) t_n + a (1 - m)}{U_{n+1} - t_n} \times \Lambda \quad (2)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) (L_{n+1} - C_r) - Q (L_0 - C_r)}{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) u_{n+1} - a (1 - m)} \\ &= \frac{\left( 1 - \frac{ma}{e} \right) (C_r - C_n) + Q (L_0 - C_r)}{- \left( \frac{ma}{e} \right) t_n + a (1 - m)} \quad (3) \end{aligned}$$

$$Q (L_0 - C_r) = \frac{ma}{e} X + \left( 1 - \frac{ma}{e} \right) C_r - C_a \quad (4)$$

Pour la colonne à fort degré nous avons :

$$P^n = \frac{e - u^{n-1}}{u^{n-1} - t^n} = \frac{X - L^{n-1}}{I^{n-1} - C^n} \quad (5)$$

$$V^{n-1} = \frac{e - t^n}{u^{n-1} - t^n} = \frac{X - C^n}{L^{n-1} - C^n}. \quad (6)$$

En particulier, nous trouverons le titre du plateau alimentaire en résolvant l'équation :

$$\frac{X - L}{e - u} = \frac{\left(1 - \frac{ma}{e}\right)(C_r - C) + Q(L_0 - C_r)}{-\left(1 - \frac{ma}{e}\right)t + a(1 - m)}. \quad (7)$$

Faisons quelques applications numériques :

Nous supposons que le liquide alcoolique entre à 45° = 37,90 p. 100, et que les mauvais goûts de tête extraits titrent pour être vendables 95° = 92,46 p. 100. Quant à la température du liquide alimentaire, nous supposons trois cas :

(a) Température 60° ;

(b) Température 80° ;

(c) L'épurateur est alimenté par les vapeurs du liquide alimentaire, et nous chercherons des valeurs de X et par suite de Q telles que le rapport  $\frac{V}{P}$  soit sensiblement

égal à  $\frac{1}{10}$  dans la colonne d'épuration proprement dite.

Nous supposons que l'on extrait comme mauvais goûts, 5 p. 100 de l'alcool absolu entrant.

(a) Prenons X = 1500, et admettons comme titre approximatif des sorties 40°. Nous trouvons : Q(L<sub>0</sub> - C<sub>r</sub>) = 57,78 d'où Q = 0,1017, ce qui, par hectolitre d'alcool absolu mis en œuvre, nous donne une dépense de 21 kgr. 30 de vapeur.

R est égal à A × 1,0817 et r à 33,28 p. 100 correspondant à 39°,89.

Le plateau alimentaire est à  $42^{\circ},05$ . Ainsi en 11 plateaux nous n'avons perdu que  $42,05 - 39,89 = 2^{\circ},16$ . Nous pouvons donc admettre qu'il n'y a pas de différence sensible d'un plateau à l'autre, et prendre pour la valeur de  $\frac{V}{P}$  :

$$\frac{V}{T} = \frac{-\left(1 - \frac{ma}{e}\right)t_n + a(1 - m)}{+\left(1 - \frac{ma}{e}\right)U - a(1 - m)};$$

$t$  et  $U$  correspondent à  $41^{\circ}$ , ce qui nous donne  $\frac{V}{P} = 8,7$  p. 100.

Ce nombre étant relativement faible, nous serons obligés de faire croître  $Q$  et par suite  $X$ . Donnons-nous  $X = 3000$ , nous trouvons  $Q(L_0 - Cr) = 87,80$  d'où  $Q = 0,154$ , ce qui, par hectolitre d'alcool absolu mis en œuvre, nous donne une dépense de 30 kgr. 8 de vapeur; nous trouvons alors  $R = A + 1,134$  et  $r = 31,74$  p. 100 = 38,18 p. 100.

Le plateau alimentaire est à  $42,60$ . La différence sur 11 plateaux est donc  $4^{\circ},42$ . Nous pouvons donc admettre  $0^{\circ},5$  entre deux plateaux intermédiaires, nous avons dès lors pour le plateau à  $40^{\circ}$  :

$$\frac{V}{P} = 0,1038.$$

Nous devons donc admettre une dépense de 30 kilogrammes de vapeur en chiffre rond : dans ces conditions le taux d'une impureté analogue à l'isobutyrate d'éthyle est réduit au dixième, tandis qu'avec une dépense de 21 kilogrammes, elle n'est réduite qu'au septième.

L'isobutyrate d'éthyle étant un des corps sapides les plus sensibles à la dégustation, nous le prenons comme critérium.

(b) Supposons maintenant que l'alcool alimentaire entre

plus chaud, à 80° par exemple, il est clair que pour extraire 5 p. 100 d'alcool à 95°, nous n'aurions besoin que d'une valeur de Q notablement plus faible, R et  $r$  étant sensiblement constants, mais si nous nous reportons à l'équation (3), nous voyons que  $C_a$  n'y intervient pas, il n'y entre que  $Q(L_0 - C_r)$ . Par suite, pour avoir la même différence de titre entre deux plateaux consécutifs, et conséquemment la valeur de  $\frac{V}{P}$  que nous jugeons convenable, il faut conserver la même valeur de Q, ou une valeur presque identique. Nous n'abaïssons donc pas la consommation de vapeur, contrairement à ce qui est dit assez souvent.

Gardons donc Q constant et égal à 0,154, nous en tirons  $Q(L_0 - C_r) = 87,80$ ; si donc nous prenons la valeur approximative 87, nous trouvons pour X la valeur donnée par :

$$\frac{ma}{e} X = Q(L_0 - C_r) + C_a - \left(1 - \frac{ma}{e}\right) C_r$$

$$X = 4\ 200 \text{ calories.}$$

Nous trouverons d'ailleurs les mêmes valeurs pour R et  $r$  que ci-dessus.

(c) Si au lieu d'alimenter l'épurateur continu avec un liquide, nous l'alimentons avec des vapeurs alcooliques, nous devons remarquer que le liquide du plateau alimentaire n'est plus dans les mêmes conditions. Les impuretés entrent à l'état de vapeur, et puisque, par hypothèse, K est plus grand que l'unité pour tous les corps sur lesquels l'épurateur agit efficacement, le partage n'est plus le même, l'épurateur ne reçoit en définitive que les rétrogradations de la colonne à fort degré : si celles-ci ont une richesse alcoolique comparable à celle des vapeurs ce n'est plus que  $\frac{S}{K}$  que nous avons à considérer au lieu de S, et la consommation de vapeur se trouve notable-

ment réduite, puisque le taux final d'impureté est réduit dans le rapport de 1 à K.

Si par exemple K est égal à 10, et si nous laissons toutes choses égales, avec la même dépense de vapeur, nous réduirons le taux des impuretés à  $\frac{1}{100}$  du taux contenu dans les vapeurs entrant dans l'épurateur. Le plus souvent une telle réduction sera inutile, et nous pourrions par suite réduire la quantité de vapeur.

Ce progrès se trouve réalisé dans l'épurateur continu de M. Guillaume annexé à une colonne à distiller. L'épurateur constitue la base d'une colonne jumelle dont la partie supérieure constitue la colonne à concentration.

Supposons que la colonne à distiller fournisse des vapeurs alcooliques à 50°, celles-ci apporteront par kilogramme une chaleur totale de 461 calories. Pour que Q soit positif, il faudra donner à X une valeur supérieure à 16456, soit 17 000.

Nous en déduirons  $Q(L_0 - C_r) = 12,55$ , en supposant  $C_r = 102$ , d'où  $Q = 0,022$  si la vapeur d'eau entre à 160°. La consommation par hectolitre d'alcool absolu sera donc réduite à 4 kilogr. 10. Il est probable que pour avoir un résultat très satisfaisant, il faudrait atteindre une consommation de 8 à 10 kilogrammes.

*Rôle défavorable de la partie supérieure de l'épurateur continu.* — Nous ne nous sommes occupés jusqu'ici que de la partie inférieure de la colonne, où l'alcool est à un degré voisin de 40°-45°. Mais, comme nous sommes amenés à donner à X une valeur élevée, il en résulte que les derniers plateaux de la colonne de concentration sont très chargés d'alcool concentré, vis-à-vis duquel la valeur de K redevient petite et, pour beaucoup d'impuretés inférieure à 1. Il se crée donc vers le haut de la colonne de concentration une zone où le taux des



impuretés de ce genre est maximum ; c'est la richesse dans cette zone qui réagit à la fois sur le taux de l'impureté considérée dans les liquides recueillis à l'éprouvette, ce qui nous est indifférent, mais aussi sur toute la partie inférieure, y compris le tronçon d'alimentation de l'épurateur. Comme l'appareil est continu, les impuretés du genre que nous considérons iront constamment en s'accumulant dans la zone en question, jusqu'à ce que les vapeurs échappant à la colonne en entraînent autant qu'il en entre. Comme on extrait peu de vapeurs, le taux de ces impuretés devient donc grand, et il en rentre par suite une proportion notable dans la colonne épuratrice, ce qui en réduit très sensiblement l'effet utile, précisément à l'égard des corps les plus gênants dans l'opération de la rectification.

On est donc amené à laisser échapper de l'éprouvette notablement plus d'alcool que nous ne l'avons indiqué, si l'on veut tirer tout le parti possible de l'épurateur continu.

Comme cet accroissement d'extraction deviendrait une cause d'infériorité de l'appareil, il est préférable, ainsi que l'a fait M. Guillaume, d'extraire une quantité convenable d'alcool du plateau le plus chargé ; puisque dans ce plateau K devient notablement plus petit que l'unité, on pourra maintenir la permanence d'un régime acceptable en faisant une petite extraction.

Si l'épurateur fait partie d'une colonne de distillation, la variation de titre des mouts pourrait modifier le fonctionnement du haut de l'épurateur, ce qui exigerait plusieurs heures pour la mise en bonne marche. Il convient donc de ménager en haut de la colonne un réservoir d'alcool à fort degré formant volant ; c'est sur ce volant que se fera l'extraction.

Supposons que nous tirions ainsi 2 p. 100 de l'alcool absolu, l'extraction totale sera 7 p. 100, nous aurons

donc, en nous reportant à nos données pour un épurateur isolé :

$$Q = 0,174, \text{ soit par hectolitre d'alcool absorbé : } 36^k,5$$

$$R = A \times 1,145$$

$$r = 30,78 \text{ p. } 100 = 37^{\circ},10.$$

*Épuration continue par l'air chaud.* — L'inconvénient que je viens de signaler provient de ce que, dans le haut de la colonne de rectification, la valeur de  $K$  décroît très rapidement, tandis que le rapport  $\frac{V}{P}$  diminue en même temps, d'autant plus que  $X$  croît.

Mais on évite une diminution aussi rapide si au lieu d'injecter de la vapeur d'eau pure on injecte un mélange d'air et de vapeur, ce qui d'ailleurs produit le même effet dans les compartiments inférieurs de l'épurateur. L'atmosphère incondensable ainsi produite fait qu'au lieu de diminuer le rapport  $\frac{Y}{P}$  va en croissant, à mesure que l'alcool se concentre, et comme la condensation des impuretés de tête se trouve gênée au condenseur, on évite la formation de la zone dangereuse dont il a été question.

D'ailleurs, avec un condenseur suffisamment puissant, suivi d'un laveur méthodique, on peut augmenter fortement la proportion d'air employée, et entraîner même les corps de queue les moins solubles, ce qui ne présente que des avantages dans ce cas.

#### RECTIFICATEUR CONTINU

Nous possédons maintenant un alcool relativement épuré, puisque nous l'avons privé de la majeure partie des corps qui constituent, avec une partie plus ou moins

grande de l'alcool, ce que nous avons appelé mauvais et moyens goûts de tête dans la rectification discontinue.

Envoyons notre alcool encore bouillant à une colonne à fort degré où il va s'épuiser, tandis que les vapeurs produites se dirigeront de bas en haut dans une colonne de rectification analogue à celle du rectificateur discontinu.

La théorie de la rectification que nous avons donnée nous permettra d'étudier rapidement le fonctionnement de cet appareil.

Nous savons que les corps nettement caractéristiques des mauvais goûts de tête s'accumuleront dans les plateaux supérieurs de la colonne, que les corps nettement caractéristiques des mauvais goûts de queue tendront à rétrograder, jusqu'à une certaine zone où ils s'accumuleront. Nous savons aussi que cette zone est au-dessous du plateau titrant 80 à 84° ; en réalité, les huiles proprement dites dominant dans le plateau où la concentration est voisine de 45° à 50°. Tandis que, dans le rectificateur discontinu, cette zone à impureté maxima s'élève quand la chaudière s'épuise ici ; si la marche est bien réglée, elle reste fixe.

On conçoit donc qu'il y a au voisinage du haut de la colonne une partie presque absolument dépouillée des deux catégories de corps dont il vient d'être question.

Si donc, par une extraction analogue à celle qui a été étudiée à propos de l'épurateur, on maintient constant le taux p. 100 des impuretés de queue dans la zone la plus souillée, on pourra extraire au voisinage du sommet de la colonne un alcool presque absolument pur.

Tel est en peu de mots le principe de la rectification continue.

Il a été indiqué dès 1857 par A. Savalle, qui pratiquait l'élimination des très mauvais goûts de tête, puis extrayait à intervalles convenables les impuretés de

queue, et obtenait ainsi à l'éprouvette un alcool assez bon pour les besoins industriels de l'époque.

Il y a peu de constructeurs qui n'aient été tentés de recourir à un procédé analogue.

En 1863, D. Savalle recourut à un dispositif un peu compliqué que je ne mentionne qu'au point de vue historique, car je n'en connais pas d'applications actuelles.

Dans une première colonne, on distillait les moûts et l'on envoyait les vapeurs dans une deuxième colonne de concentration, munie d'un condenseur puissant qui ne laissait échapper qu'une petite quantité d'alcool concentré chargé d'impuretés de tête. Les reflux du condenseur s'épuraient en redescendant et ne pouvaient contenir en bas que le taux p. 100 des impuretés de tête provenant de la colonne distillatoire, divisé par la valeur de K correspondant à leur titre alcoolique.

On avait ainsi à la sortie de la deuxième colonne un mélange alcoolique contenant ce qui pourrait fournir les fins goûts et les mauvais goûts de queue d'une rectification discontinue.

Remontés dans une seconde batterie analogue à la première, les alcools s'y épuisaient dans une première colonne, se concentraient dans une seconde, les produits concentrés étaient recueillis comme alcool fin, quoique contenant un peu de tête, tandis que d'en bas sortaient les huiles, qu'il suffisait de laisser décanter, pour avoir en dessous des mauvais goûts de queue à retravailler.

Plaçons l'une au-dessus de l'autre les colonnes à fort degré ainsi décrites, et pratiquons à des plateaux convenablement choisis les extractions, nous aurons un appareil plus simple qui est le prototype des appareils continus dits de distillation-rectification, fournissant des mauvais goûts de tête, de l'alcool fin, des corps de queue.

Nous aurons ainsi trois extractions, que nous devons pouvoir faire varier à volonté suivant la nature de l'alcool.

Or l'extraction à l'état de vapeur des têtes pourrait être assez variable, aussi vaut-il mieux recourir à une condensation totale, comme le fait surtout M. Barbet, et régler par un robinet la quantité extraite, coulant sous pression constante du condenseur ou d'un réfrigérant suivant le condenseur, et faire retourner le reflux restant des liquides condensés et froids dans le haut de la colonne. Cela change un peu le mode de calcul du condenseur auquel nous sommes habitués.

Appelons B le poids de vapeurs qui s'échappent de la colonne au titre  $b$ , D les reflux du condenseur,  $\beta E$  le poids d'alcool coulant à l'éprouvette rapporté au poids d'alcool fin obtenu,  $\theta$  la température des liquides D et  $\beta E$ ,  $\beta EZ$  la chaleur absorbée au condenseur, X la chaleur à enlever à la colonne pour maintenir le régime convenable,  $\rho$  le rapport  $\frac{D}{B}$  (nous aurons  $\beta E = B(1 - \rho)$ ),  $e''$  le titre à l'éprouvette.

Nous aurons dans le cas de condensation complète :

$$Bb = e' [B\rho + B(1 - \rho)],$$

d'où

$$b = e'$$

$$BL_b = BC_e + B(1 - \rho)Z,$$

d'où

$$L_b - C_e = (1 - \rho)Z;$$

d'autre part

$$X = \beta Z + \beta C_e$$

$$Z = \frac{X - \beta C_e}{\beta}$$

nous pouvons donc calculer la valeur de Z et en déduire soit la surface de condensation, soit la quantité d'eau à faire passer.

Nous en déduisons :

$$\frac{\beta(L_b - C_e)}{X - \beta C_e} = 1 - \rho,$$

d'où

$$\rho = \frac{X - \beta L_b}{X - \beta C_e} = \frac{X - \beta L_e}{X - \beta C_e}.$$

Nous pouvons trouver d'ailleurs un minimum de  $X$  comme nous l'avons fait à propos de la colonne à fort degré, en exprimant la permanence du régime et écrivant que nous devons avoir au-dessous du condenseur de l'alcool titrant au moins  $96^{\circ},5$  : d'après ce que nous avons vu, il faut prendre pour  $X$  une valeur théorique minima de 1 500, pour avoir une chute de degré d'un plateau à l'autre, nous prendrons 1 600.

Ceci présente un inconvénient sérieux, nous avons vu en effet qu'à partir d'une certaine limite, le rapport  $\frac{V}{P}$  décroît très lentement pour les plateaux au maximum de concentration quand  $X$  augmente et est ensuite à titre égal plus grand quand on fait croître  $X$  : c'est ainsi qu'à  $95^{\circ}$  le rapport  $\frac{V}{P}$  est 1,05 pour  $X = 1\,440$  et 1,12 pour  $X = 1\,580$ . Si donc nous considérons un corps tel que le butyrate d'éthyle, nous trouverons dans le premier cas  $\frac{KV}{P} = 1,015$ , dans le second 1,064, ce corps sera donc à la limite pour être retenu dans un cas, passera nettement dans l'autre, mais à  $96^{\circ}$  le rapport  $\frac{KV}{P}$  deviendra 1,01, il est probable que  $K$  aura encore un peu diminué et sera compris entre 0,95 et 0,90, le rapport  $\frac{KV}{P}$  sera donc compris entre 0,96 et 0,91, il y aura donc accumulation de l'isobutyrate d'éthyle au voisinage du point où l'on tire l'alcool fin, appelé par M. Barbet alcool pas-

teurisé, à moins qu'on n'ait dépensé beaucoup de vapeur à l'épurateur continu, et nous avons vu que la consommation croît très rapidement avec la valeur de  $\frac{V}{P}$  dans l'épurateur ; on ne pourra donc avoir de l'alcool chimiquement pur par épuration et rectification continue s'il existe dans les produits à rectifier des corps pour lesquels  $\frac{KV}{P}$  est supérieur à l'unité un peu au-dessous du titre 96° et inférieur au-dessus. Il est clair que la rectification répétée ne donnera qu'au bout d'un grand nombre de repasses, et, par suite, à un prix très élevé, de l'alcool pur et neutre dans ces conditions.

Dans le cas de la rectification discontinue, on peut se tirer d'affaire, puisque ces corps passent dans les moyens goûts, et qu'on peut pratiquer la double rectification sur les alcools fins de la première opération déjà très épurés.

À mon avis, la rectification continue ne peut, dans la majorité des cas actuels, fournir qu'un alcool, déjà très bon, il est vrai, mais ne présentant pas la neutralité de goût requise pour certaines applications. Peut-être les progrès apportés dans l'industrie de la fermentation viendront-ils annihiler cet inconvénient.

#### DÉPENSE DANS LA RECTIFICATION CONTINUE

Voyons maintenant à calculer la dépense d'une opération complète : nous supposerons que l'on tire 3 p. 100 de mauvais goûts, 95 p. 100 de bons goûts, 2 p. 100 de queues, ce qui est l'hypothèse la plus favorable. Celles-ci, étant à environ 50°, devront soit être concentrées à 95° soit être rectifiées pour être partagées en mauvais goûts à vendre et en alcool à repasser. Le plus souvent, on adopte la première solution. Nous aurons donc à concen-

trer à 95°, 3 p. 100 de l'alcool total introduit, cet alcool étant sous forme de flegmes à 50°. Nous aurons donc par kilogramme de flegmes à 50°

$$Q(L_0 - C_r) = \frac{a}{e} X + \left(1 - \frac{a}{e}\right) C_r - C_a.$$

Donnons à  $C_r$  la valeur 102, à  $C_a$  la valeur 82,7, à  $X$  la valeur minima 800, et admettons toujours que la vapeur fournie est à 160°, nous aurons :

$$\begin{aligned} Q(655,3 - 102) &= \frac{42,52}{92,46} \times 800 + \left(1 - \frac{42,52}{92,46}\right) 102 \\ &\quad - 82,7 = 360 \text{ calories} \end{aligned}$$

$Q = 0^k,650$  de vapeur d'eau, soit pour 100 litres d'alcool absolu entrant dans le rectificateur :

$$0,650 \times 2 \times \frac{79,4}{42,52} = 2^k,428.$$

Les 98 p. 100 restant, sortant à 96°,6, et ayant une valeur de  $X$  égale à 1600, sont fournis par de l'alcool à 38°,18 entrant bouillant; nous avons donc par kilogramme :

$$\begin{aligned} Q_1(655,3 - 102) &= \frac{31,74}{94,75} \times 1600 + \left(1 - \frac{31,74}{94,75}\right) 102 \\ &\quad - 86,9 = 527,3 \text{ calories} \\ Q &= 0 \text{ kgr, } 953 \end{aligned}$$

soit pour 100 litres d'alcool absolu entrant dans le rectificateur :

$$0,953 \times 98 \times \frac{79,4}{31,74} = 233^k,63.$$

La dépense totale par hectolitre d'alcool absolu entrant au rectificateur est donc  $233,63 + 2,43 = 236,06$  kilogrammes de vapeur.



Mais les 5 p. 100 d'alcool tirés à l'éprouvette aux mauvais goûts de tête, étant de qualité sensiblement égale à celle des flegmes retournent à l'épurateur : celui-ci traite

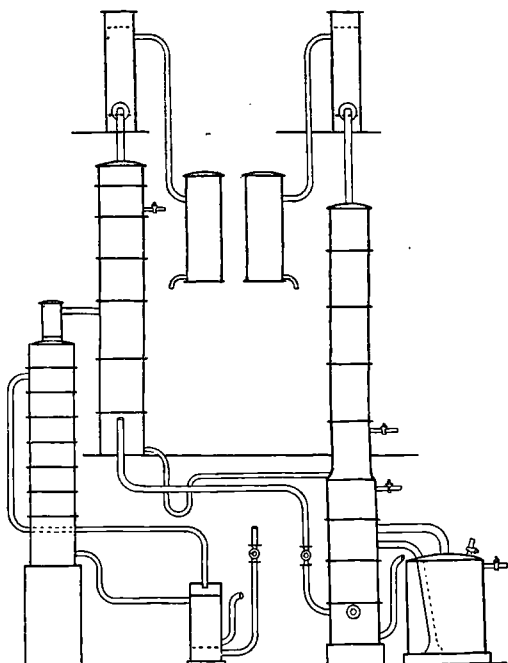


Fig. 46. — Rectificateur continu Guillaume.

donc  $100 (1 + 0,05 + 0,05^2 \dots) = \frac{100}{0,95} = 105,27$  litres pour 100 mis en œuvre, et laisse retourner 100 au rectificateur. Si donc nous nous attachons à ce que le rapport  $\frac{V}{P}$  soit égal à  $\frac{1}{10}$  dans l'épurateur, celui-ci dépensera  $1,0527 \times 30,8 = 32$  kilog. 42 par hectolitre d'alcool absolu entrant. La dépense totale sera donc :  $236,06 + 32,42 = 268$  kilog. 48 de vapeur à  $160^\circ$ .

La figure 46 représente l'ensemble d'un distillateur-

rectificateur continu de M. Guillaume. J'ai choisi ce type comme étant le plus récent, mais j'ai supprimé, pour donner plus de clarté à la figure schématique, les régulateurs des moûts et de l'eau.

On remarquera près du rectificateur, un appendice assez volumineux; c'est un réservoir volant qui reçoit les liquides chargés d'huiles provenant des plateaux à  $45^{\circ}$ - $50^{\circ}$ . Ce réservoir sert à la décantation de ces huiles et a pour but en même temps d'assurer la constance du régime dans le bas de l'appareil, de façon à maintenir constamment à la même hauteur la zone d'impureté maxima.

Au-dessus sont des robinets d'extraction pour retirer des mauvais goûts suivant la nature des impuretés existant dans les alcools à traiter.

---

## APPENDICE

Dans les derniers chapitres, pour ne pas créer d'obscurités, j'ai constamment appliqué à l'alcool ordinaire les théories dont je présentais l'étude. Il va sans dire que ces théories s'appliquent à toute autre opération de distillation opérée sur des corps solubles l'un dans l'autre.

Il me reste à fournir, pour l'étude de ces opérations, les données physiques relatives aux corps les plus importants que l'on peut rencontrer dans les diverses industries où la distillation est appliquée.

Toutefois, dans nombre de cas, la littérature scientifique ne fournit que des données incomplètes : c'est ainsi que nous ne connaissons que peu de choses sur les chaleurs de mélange de la plupart des corps, sauf quand la solution est très étendue ; nous sommes également fort peu renseignés sur les modifications apportées aux températures d'ébullition par la solubilité réciproque des corps les uns dans les autres, ou sur la composition des vapeurs produites. Nous n'aurons donc souvent que des résultats approximatifs. Le praticien devra, dans ces cas, établir expérimentalement les données nécessaires.

Pour éviter au lecteur des recherches fastidieuses, je donne aussi dans cet appendice les données les plus utiles pour l'application directe ou indirecte de la chaleur.

### I

#### APPLICATIONS DE LA CHALEUR

D'après MM. Matignon et Kestner, 1 000 kilogrammes

Composition. Pouvoirs calorifiques théorique et pratique. Volume d'air nécessaire pour la combustion de divers combustibles.

A	COMPOSITION ÉLÉMENTAIRE				POUVOIR CALORIFIQUE			AIR NÉCESSAIRE				La consommation de houille étant 1, la consommation pratique d'un combustible donné four-nissant la même quantité de chaleur est :		
	C	H	O	Gen-dres.	Théo-rique.	Eau évap. porée.		Poids.		Volume.			en encom-brement.	
						Prat. tique.	Cal.	C	K.	Théo-rique.	Prat. tique.			Théo-rique.
Hydrogène . . . . .	K.	K.	K.	K.	29000									
Gaz d'éclairage . . . . .	0,62	0,21	0,17		10000	8281	13	23,97	11,22	13,20	8,51	10	0,61	
Carbone pur . . . . .	I				8000			11,30	8,59					
Bonne houille . . . . .	0,85	0,05	0,15	0,05	8000	5096	8	11,29	22,71	8,72	18		1	2,25
Anthracite . . . . .	0,90	0,03	0,03	0,04	7500	5207	8,30	11,21	28,43	8,67	22		0,97	2,95
Coke . . . . .	0,85	0,05	0,18	0,18	7000	4777	7,60	9,69	25,84	7,50	20		1,06	1,66
Lignite . . . . .	0,70	0,05	0,20	0,05	6500	3312	5,20	9,69	19,38	7,50	15		1,53	4,51
Charbon de bois . . . . .	0,80		0,13	0,07	6000	4613	7,40	7,90	15,31	6,11	12		1,10	5,21
Tourbe . . . . .	0,82		0,18	0,18	5000	4459	7	9,25	18,11	7,15	14		1,14	
Tourbe ordinaire . . . . .	0,55	0,05	0,30	0,10	5000	3185	5	7,90	15,51	6,11	12		1,60	
Tourbe à 20 p. 100 d'eau.					4000	2548	4	6,32	12,92	4,89	10		2	
Bois sec . . . . .	0,48	0,06	0,45	0,01	4000	2675	4,20	7,43	15,50	5,74	12		1,90	4,57
Bois à 20 p. 100 d'eau.					3000	2500	4	5,94	11,64	4,59	9		2,03	5,95
Oxyde de carbone . . . . .	0,43		0,57		1030			2,42	1,87					
B. — D'après Favre et Silbermann.														
Essence de térébenthine.	0,88	0,12			10946	10852	17,03						0,50	
Suif . . . . .					10035									
Alcool à 96° . . . . .					7235	7184	11,27						0,75	
Soufre . . . . .						2240	3,51						2,43	

NOTA. — Tresca admet pour pouv. cal. de l'hydrogène 29000, du carbone 8000. — Favre et Silbermann donnent respectivement les nombres 34462 et 8080.

de vinasses de mélasses de betteraves ayant à 15° une densité de 1,035 donnent par évaporation :

Eau : 910 <sup>k</sup> .			Pouvoir calorifique.
Résidu séché à 150° : 89 <sup>k</sup> ,7	{ Matières organiques disparues dans le four à salin . . . . . 49,4 Charbon restant dans le salin . . . . . 6 Cendres . . . . . 34,3		282 130
			38 700
			320 830

D'après M. Porion, avec des vinasses brûlant bien, on peut, dans un four Porion, vaporiser de 30 à 35 kilogrammes d'eau par kilogramme de charbon brûlé sur la grille. Cependant, dans beaucoup de distilleries, on ne compte que 20 kilogrammes d'eau évaporée.

On a souvent à tenir compte du pouvoir rayonnant d'un combustible, c'est-à-dire de la quantité de chaleur émise directement dans tous les sens pendant la combustion parfaite de 1 kilogramme de combustible, abstraction faite de la chaleur enlevée par la circulation des gaz chauds.

*Pouvoir rayonnant des combustibles usuels.*

COMBUSTIBLES USUELS	POUVOIR RAYONNANT		RAPPORT du pouvoir rayonnant du combustible à celui de la houille = 1.	
	Proportionnelle- ment au pouvoir calorifique (1).	Absolu pour 1 kilo- gramme de com- bustible (2).	Propor- tionnel au pouvoir calorifique (colonne 1).	Absolu d'après la colonne 2.
Houille . . . . .	0,55	4 400	1	1
Coke . . . . .	0,55	3 850	1	0,875
Charbon de bois . . . . .	0,50	3 000	0,90	0,681
Bois sec . . . . .	0,28	1 120	0,50	0,254
Bois à 20 p. 100 d'eau . . . . .	0,25	750	0,45	0,174
Tourbe . . . . .	0,25	1 250	0,45	0,284
Huile grasse . . . . .	0,18	1 878	0,32	0,427

## TRANSMISSION DE LA CHALEUR

*Perte de chaleur par le contact de l'air* (calculée d'après Peclet) :

$$Q = e. S. n (T - t)$$

Q quantité de calories transmises à l'air par la surface S (exprimée en mètres carrés) dans le temps n (exprimé en minutes);

e coefficient de conduction;

T température de la surface du corps;

t température de l'air.

## Valeurs de e.

	ENTRE LES TEMPÉRATURES				
	De 0° à 30°.	De 30° à 60°.	De 60° à 90°.	De 90° à 120°.	De 120° à 140°.
<i>Pour les cylindres verticaux de 3 m. de hauteur.</i>					
Noir de fumée . . . .	0,1068	0,1495	0,1548	0,1730	0,1815
Peinture à l'huile . . .	0,1018	0,1425	0,1476	0,1649	0,1730
Etoffe de laine . . . .	0,1011	0,1415	0,1465	0,1637	0,1718
Bois . . . . .	0,1000	0,1400	0,1450	0,1620	0,1700
Fonte et tôle oxydée.	0,0960	0,1344	0,1392	0,1555	0,1632
Fonte neuve . . . . .	0,0928	0,1299	0,1345	0,1503	0,1577
Tôle ordinaire . . . . .	0,0861	0,1205	0,1248	0,1394	0,1463
Tôle polie . . . . .	0,0475	0,0665	0,0688	0,0769	0,0807
Laiton poli . . . . .	0,0440	0,0616	0,0538	0,0712	0,0748
Cuivre rouge . . . . .	0,0426	0,0596	0,0617	0,0690	0,0724
<i>Pour les cylindres horizontaux.</i>					
Noir de fumée . . . .	0,1016	0,1422	0,1473	0,1646	0,1727
Peinture à l'huile . . .	0,0966	0,1352	0,1400	0,1565	0,1642
Etoffe de laine . . . .	0,0961	0,1345	0,1393	0,1557	0,1633
Bois . . . . .	0,0948	0,1327	0,1374	0,1535	0,1611
Fonte et tôle oxydée.	0,0908	0,1271	0,1316	0,1471	0,1543
Fonte neuve . . . . .	0,0876	0,1226	0,1270	0,1419	0,1489
Tôle ordinaire . . . . .	0,0810	0,1134	0,1174	0,1312	0,1377
Tôle polie . . . . .	0,0423	0,0592	0,0613	0,0685	0,0719
Laiton poli . . . . .	0,0388	0,0543	0,0562	0,0628	0,0659
Cuivre rouge . . . . .	0,0375	0,0525	0,0543	0,0607	0,0637

Valeurs de *e*.

	ENTRE LES TEMPÉRATURES				
	De 0° à 30°.	De 30° à 60°.	De 60° à 90°.	De 90° à 120°.	De 120° à 140°.
<i>Pour les surfaces planes verticales de 3 m. de hauteur.</i>					
Noir de fumée. . . . .	0,1026	0,1436	0,1487	0,1662	0,1744
Peinture à l'huile . . . .	0,0976	0,1366	0,1415	0,1581	0,1659
Etoffe de laine. . . . .	0,0971	0,1359	0,1407	0,1573	0,1650
Bois . . . . .	0,0958	0,1341	0,1389	0,1551	0,1628
Fonte et tôle oxydée.	0,0918	0,1285	0,1331	0,1487	0,1500
Fonte neuve . . . . .	0,0880	0,1240	0,1284	0,1435	0,1506
Tôle ordinaire. . . . .	0,0820	0,1178	0,1189	0,1328	0,1394
Tôle polie. . . . .	0,0433	0,0606	0,0627	0,0701	0,0736
<i>Pour les surfaces planes et horizontales.</i>					
Noir de fumée . . . . .	0,1011	0,1425	0,1465	0,1637	0,1718
Peinture à l'huile . . . .	0,0961	0,1345	0,1393	0,1556	0,1633
Etoffe de laine . . . . .	0,0956	0,1338	0,1386	0,1548	0,1625
Bois . . . . .	0,0943	0,1320	0,1368	0,1527	0,1603
Fonte et tôle oxydée.	0,0903	0,1264	0,1309	0,1462	0,1535
Fonte neuve. . . . .	0,0871	0,1219	0,1262	0,1411	0,1480
Tôle ordinaire. . . . .	0,0805	0,1127	0,1167	0,1305	0,1368
Tôle polie . . . . .	0,0418	0,0585	0,0606	0,0677	0,0710
Laiton poli . . . . .	0,0383	0,0526	0,0555	0,0620	0,0651
Cuivre rouge . . . . .	0,0370	0,0518	0,0536	0,0599	0,0629

Quantité de calories qui traversent une plaque :

$$Q' = \frac{E.S.n(T-t)}{l}$$

$Q'$  quantité de calories qui traversent dans le temps  $n$  (exprimé en minutes) une plaque d'épaisseur  $l$  (exprimée en centimètres) de surface  $S$  (exprimée en mètres carrés), de coefficient de conductibilité  $E$  pour une différence  $T-t$  de température entre les deux faces (d'après Pécelet).

	DENSITÉ	VALEUR du coefficient E.
<i>Matières continues.</i>		
Cuivre . . . . .		115
Fer . . . . .		46,66
Zinc . . . . .		46,66
Etain . . . . .		36,66
Plomb . . . . .		23,33
Marbre gris à grains fins . . . . .	2,68	5,80
Marbre blanc à gros grains . . . . .	2,77	4,63
Calcaire à grains fins . . . . .	2,34	3,46
Liais à bâtir . . . . .	2,24	2,20
Plâtre ordinaire (gâché) . . . . .		0,551
Plâtre très fin (gâché) . . . . .	1,25	0,866
Terre cuite . . . . .	1,98	1,150
Sapin, perpendiculairement aux fibres . . . . .	0,48	0,155
Sapin, parallèlement aux fibres . . . . .		0,283
Noyer, perpendiculairement aux fibres . . . . .		0,171
Noyer, parallèlement aux fibres . . . . .		0,290
Chêne, perpendiculairement aux fibres . . . . .		0,351
Liège . . . . .	0,22	0,238
Caoutchouc . . . . .		0,283
Gutta-percha . . . . .		0,287
Verre . . . . .	2,44	1,250
<i>Matières pulvérulentes.</i>		
Sable quartzeux . . . . .	1,47	0,450
Brique pilée (gros grains) . . . . .	1	0,231
Brique passée au tamis de soie . . . . .	1,16	0,275
Craie en poudre lavée et séchée . . . . .	0,85	0,143
Craie un peu humide . . . . .	0,92	0,180
Cendre de bois . . . . .	0,45	0,171
Poudre d'acajou . . . . .	0,31	0,108
Charbon de bois en poudre . . . . .	0,49	0,131
Coke en poudre . . . . .	0,77	0,266
<i>Matières filamenteuses.</i>		
Coton ou laine, quelle que soit sa densité . . . . .		0,066
Molleton de coton . . . . .		0,066
Molleton de laine . . . . .		0,040
Edredon . . . . .		0,065
Papier blanc à écrire . . . . .		0,071
Papier gris non collé . . . . .		0,056



## ÉCOULEMENT DES GAZ ET DES VAPEURS

*Écoulement des gaz dans des conduites sous faible pression.* — D'après Clegg, on calcule l'écoulement des gaz dans un tube cylindrique posé de niveau, par la formule :

$$Q = 78\,600 \sqrt{\frac{h d^5}{\delta (l + 50,9 d)}}$$

Q débit en mètres cubes par heure,  
*h* perte de charge en millimètres pour la longueur *l*,  
*l* longueur du tuyau en mètres,  
*d* diamètre du tuyau en mètres,  
 $\delta$  densité du gaz par rapport à l'air supposé à 0° et sous la pression 760 millimètres.

La table de la page suivante donne les débits par heure, dans des tubes en fonte, en supposant  $\delta = 1$  (d'après Clegg).

Pour des conduites en cuivre, en plomb ou en tôle plombée neuve, la perte de charge n'est que les 2/3 de celle qui correspond aux conduites de fonte de même diamètre.

Des différences des charges mesurées dans le récipient de départ et le récipient récepteur, il faut déduire pour avoir la perte de charge qui détermine le débit les quantités suivantes :

*Perte de charge due à la contraction à l'entrée :*

$$P - p = 0,451 \frac{v^2}{2g}$$

*Perte de charge due à un changement brusque de direction :*

$$P - p = \left( 0,9457 \sin^2 \frac{\alpha}{2} + 2,047 \sin^4 \frac{\alpha}{2} \right) \frac{v^2}{2g}$$

*Perte de charge due à un coude arrondi :*

$$P - p = \left( 0,131 + 1,8471 \left( \frac{d}{2\rho} \right)^{\frac{2}{3}} \right) \frac{v^2}{2g}$$

Débits par heure, dans des tuyaux en fonte, en supposant  $\delta = 1$ .

DIAMÈTRE	PERTES de charge.	LONGUEUR DU TUYAU							
		10 m.	20 m.	30 m.	40 m.	50 m.	75 m.	100 m.	
m.	mm.	mc.	mc.	mc.	mc.	mc.	mc.	mc.	
	0,125	505	429	392	361	335	286	255	
0,40	0,25	715	625	562	511	472	404	361	
	0,50	1 011	859	785	722	666	572	311	
	1	1 430	1 250	1 124	1 022	933	809	723	
	2	2 022	1 768	1 589	1 445	1 333	1 144	1 022	
	3	2 476	2 163	1 947	1 770	1 633	1 400	1 252	
	0,125	825	727	658	605	514	484	430	
0,50	0,25	1 167	1 030	931	855	797	691	625	
	0,50	1 650	1 455	1 317	1 211	1 128	968	859	
	1	2 334	2 059	1 863	1 713	1 595	1 383	1 250	
	2	3 300	2 912	2 633	2 422	2 255	1 956	1 768	
	3	4 041	3 565	3 226	3 039	2 762	2 395	2 165	
	0,125	1 217	1 089	995	922	830	753	678	
0,60	0,25	1 721	1 540	1 407	1 305	1 245	1 165	959	
	0,50	2 434	2 178	1 990	1 845	1 761	1 506	1 356	
	1	3 443	3 081	2 814	2 610	2 491	2 130	1 918	
	2	4 869	4 357	3 979	3 691	3 522	3 012	2 712	
	3	5 963	5 336	4 872	4 519	4 313	3 688	3 322	
	0,125	2 231	2 036	1 889	1 767	1 667	1 498	1 359	
0,80	0,25	3 155	2 880	2 672	2 507	2 353	2 090	1 894	
	0,50	4 462	4 073	3 778	3 535	3 335	2 956	2 718	
	1	6 311	5 761	5 344	5 014	4 716	4 181	3 788	
	2	8 925	8 147	7 557	7 091	6 669	5 913	5 357	
	3	10 931	9 977	9 255	8 683	8 166	7 239	6 560	
	0,125	3 535	3 248	3 087	2 915	2 765	2 875	2 267	
1	0,25	5 034	4 660	4 366	4 122	3 910	3 501	3 199	
	0,50	7 071	6 497	6 174	5 830	5 530	4 950	4 524	
	1	10 068	9 330	8 732	8 245	7 821	7 003	6 398	

Perte de charge due à un élargissement brusque :

$$P - p = \left( 1 - B - \frac{d^4}{D^4} \right) \frac{v^2}{2g}.$$

Les valeurs de ces coefficients sont pour les rapports suivants des diamètres :

$\frac{d}{D}$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
B	0,02	0,08	0,17	0,27	0,38	0,47	0,43	0,22	0,17
$\frac{d^4}{D^4}$	0,0001	0,0016	0,0081	0,0256	0,0625	0,1296	0,2400	0,4100	0,6560

*Perte de charge due à un accroissement continu de section :*

$$P - p = \left(1 - B - \frac{d^4}{D^4}\right) \frac{v^2}{2g}.$$

Les valeurs de B pour divers ajutages sont :

Angles.	B	Angles.	B
1° . . . . .	0,35	10° . . . . .	0,57
2° . . . . .	0,54	12° . . . . .	0,49
3° . . . . .	0,66	16° . . . . .	0,43
4° . . . . .	0,74	20° . . . . .	0,41
5° . . . . .	0,80	25° . . . . .	0,37
6° . . . . .	0,83	30° . . . . .	0,28
7° . . . . .	0,83	40° . . . . .	0,14
8° . . . . .	0,81	50° . . . . .	0,10
9° . . . . .	0,67		

*Perte de charge due à un décroissement brusque de section :*

$$P - p = A \frac{v^2}{2g}.$$

Rapport des diamètres.	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
A . . . . .	0,45	0,49	0,45	0,42	0,35	0,29	0,21	0,13	0,06

*Perte de charge due à un décroissement continu de section :*

$$P - p = A' \frac{v^2}{2g}.$$

Angles :	10°	20°	30°	40°	60°	80°	100°	140°
A' . . . . .	0,13	0,18	0,23	0,29	0,32	0,35	0,38	0,42

*Perte de charge due à une valve tournante faisant avec l'axe un angle  $\alpha$  :*

$$P - p = C \frac{v^2}{2g}.$$

Angle $\alpha$ :	10°	20°	30°	40°	45°	50°	60°	70°
C . . . . .	0,52	1,54	3,91	10,3	18,7	32,6	118	751

*Perte de charge pour un robinet-vanne placé sur un tuyau cylindrique et interceptant une fraction  $\beta$  de la section totale :*

$$P - p = D \frac{v^2}{2g}.$$

$\beta$	$\frac{1}{8}$	$\frac{2}{8}$	$\frac{3}{8}$	$\frac{4}{8}$	$\frac{5}{8}$	$\frac{6}{8}$	$\frac{9}{8}$
D	0,07	0,26	0,81	2,06	5,52	17	79,8

Si le gaz éprouve des variations de température dans une conduite horizontale, la vitesse d'écoulement à l'origine ne sera modifiée que par les variations de charge provenant des dilatations ou des contractions.

D'après Pécelet, à l'extrémité ouverte, la pression longitudinale prise à une distance de la surface du tuyau égale au tiers du rayon, est sensiblement celle qui correspond à la vitesse d'écoulement.

En un point d'une partie droite, suffisamment éloigné de toute variation de diamètre ou de direction, la différence entre la pression à la paroi et la pression longitudinale prise au tiers du rayon est constante et exprime la charge sous laquelle se produit l'écoulement.

*Vitesse en mètres de l'air à 0° et sous la pression de 760 millimètres correspondant à une charge h mesurée en millimètres d'eau.*

h		V		h		V		h		V	
mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.
0,01	0,389	0,22	1,829	0,42	2,524	0,80	3,484	1,30	4,441		
0,03	0,676	0,24	1,909	0,44	2,584	0,85	3,591	1,35	4,524		
0,05	0,870	0,26	1,986	0,46	2,642	0,90	3,694	1,40	4,608		
0,07	1,029	0,28	2,060	0,48	2,698	0,95	3,793	1,45	4,688		
0,10	1,232	0,30	2,133	0,50	2,754	1	3,893	1,50	4,769		
0,12	1,349	0,32	2,203	0,55	2,888	1,05	3,980	1,55	4,848		
0,14	1,457	0,34	2,272	0,60	3,017	1,10	4,084	1,60	4,927		
0,16	1,558	0,36	2,338	0,65	3,140	1,15	4,171	1,65	5,004		
0,18	1,652	0,38	2,402	0,70	3,262	1,20	4,266	1,70	5,078		
0,20	1,742	0,40	2,464	0,75	3,375	1,25	4,352	1,75	5,150		

<i>h</i>	<i>V</i>	<i>h</i>	<i>V</i>	<i>h</i>	<i>V</i>	<i>h</i>	<i>V</i>	<i>h</i>	<i>V</i>
mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.	mm.	m.
1,80	5,224	3,20	6,967	4,80	8,534	8	11,002	19	16,957
1,85	5,297	3,30	7,074	4,90	8,620	8,25	11,173	20	17,396
1,90	5,370	3,40	7,180	5	8,704	8,50	11,341	22,50	18,452
1,95	5,434	3,50	7,286	5,20	8,882	8,75	11,506	25	19,450
2	5,509	3,60	7,392	5,40	9,046	9	11,670	30	21,317
2,10	5,645	3,70	7,492	5,60	9,216	9,50	11,990	35	22,029
2,20	5,779	3,80	7,592	5,80	9,380	10	12,301	40	24,653
2,30	5,906	3,90	7,692	6	9,540	10,50	12,604	50	27,532
2,40	6,034	4	7,787	6,20	9,700	11	12,901	60	30,180
2,50	6,160	4,10	7,883	6,40	9,853	12	13,485	70	32,559
2,60	6,282	4,20	7,980	6,60	10	13	14,015	80	34,776
2,70	6,399	4,30	8,076	6,80	10,144	14	14,555	90	36,916
2,80	6,518	4,40	8,170	7	10,292	15	15,065	100	38,900
2,90	6,632	4,50	8,264	7,25	10,474	16	15,560		
3	6,746	4,60	8,353	7,50	10,663	17	16,039		
3,10	6,857	4,70	8,445	7,75	10,829	18	16,504		

Si un gaz est à une température  $t$  et à une pression  $b$ , et à une densité  $\delta$  à  $0^\circ$  et à la pression 760, on multipliera les vitesses précédentes par :

$$\sqrt{\frac{1,29366}{\delta}} \sqrt{1 + \alpha t} \sqrt{\frac{760}{b}}$$

Valeurs du coefficient  $\sqrt{1 + \alpha t}$  pour différentes températures.

$t$	$\sqrt{1 + \alpha t}$	$t$	$\sqrt{1 + \alpha t}$	$t$	$\sqrt{1 + \alpha t}$	$t$	$\sqrt{1 + \alpha t}$
$-50^\circ \text{C.}$	0,990	$50^\circ \text{C.}$	1,088	$110^\circ \text{C.}$	1,184	$220^\circ \text{C.}$	1,344
0	1	55	1,096	120	1,199	230	1,338
5	1,009	60	1,104	130	1,214	240	1,371
10	1,018	65	1,112	140	1,228	250	1,384
15	1,026	70	1,119	150	1,243	260	1,397
20	1,036	75	1,126	160	1,257	270	1,410
25	1,044	80	1,137	170	1,272	280	1,423
30	1,053	85	1,145	180	1,287	290	1,436
35	1,062	90	1,153	190	1,302	300	1,448
40	1,071	95	1,160	200	1,316	350	1,513
45	1,079	100	1,168	210	1,330	400	1,569

*Densités et poids du litre de quelques gaz ou vapeurs à 0°  
et sous la pression de 760 millimètres.*

$$\text{Valeur du coefficient : } \sqrt{\frac{1,2934}{\delta}}$$

	DENSITÉ par rapport à l'air.	POIDS du litre.	COEFFICIENT $\sqrt{\frac{1,29366}{\delta}}$
<i>Gaz.</i>			
Air. . . . .	1	1,293	1
Acide carbonique. . . . .	1,529	1,977	0,809
» sulfhydrique. . . . .	1,171	1,523	0,849
» sulfureux . . . . .	2,250	2,870	0,671
Hydrogène . . . . .	0,069	0,090	3,790
Oxyde de carbone . . . . .	0,968	1,254	1,020
<i>Vapeurs.</i>			
Acétone. . . . .	2,009	2,598	0,700
Acide chlorhydrique . . . . .	1,278	1,635	0,889
Alcool éthylique . . . . .	1,601	2,060	0,794
» méthylique . . . . .	1,109	1,434	0,949
Ammoniaque. . . . .	0,597	0,761	1,700
Aniline . . . . .	1,036	1,339	0,998
Benzine. . . . .	<del>0,899</del>	<del>1,162</del>	1,054
Chloroforme . . . . .	4,14	5,354	0,438
Cumène. . . . .	0,800	1,034	1,117
Eau. . . . .	0,623	0,806	1,266
Essence de térébenthine . . . . .	4,712	6,093	0,460
Naphtaline . . . . .	0,977	1,263	1,013
Phénol . . . . .	1,08	1,396	0,962
Sulfure de carbone. . . . .	2,631	3,405	0,617
Toluène. . . . .	0,882	1,140	1,065
Xylène (méta) . . . . .	0,877	1,134	1,066

Vitesse approximative d'écoulement de la vapeur sèche dans un milieu moins résistant que l'atmosphère

$$d'après la formule : V = \sqrt{20 g \frac{P-p}{d}}$$

VAPEUR OU GAZ DANS LE MILIEU RÉSISTANT		P pression, en centimètres de mercure, de la vapeur dans le réservoir du générateur.												
Température dans le cas de la vapeur.	Pression absolue p.		P = 76 c.		P = 70 c.		P = 60 c.		P = 50 c.		P = 40 c.		P = 30 c.	
	En centimètres de mercure.	En kilogr. par cm. carré.	V		V		V		V		V		V	
90° C.	52,5	0,713	322		289		203							
85	43,3	0,587	379		357		302		231					
80	35,4	0,481	423		405		366		308		192			
75	28,8	0,391	457		443		412		370		300		109	
70	23,3	0,316	482		472		447		416		366		267	
65	18,6	0,253	503		494		475		451		415		347.	
60	14,8	0,202	519		512		495		476		450		399	
55	11,7	0,159	533		527		512		497		477		439	
50	9,2	0,125	543		538		520		513		498		468	
45	7,2	0,096	552		547		531		526		515		491	
40	5,5	0,074	558		554		540		537		527		508	
35	4,2	0,056	563		560		551		545		536		522	
30	3,2	0,043	567		564		556		551		544		532	
Le volume occupé par 1 kilogramme de vapeur d'eau est :			1 <sup>m</sup> c,696		1 <sup>m</sup> c,854		2 <sup>m</sup> c,114		2 <sup>m</sup> c,401		3 <sup>m</sup> c,082		4 <sup>m</sup> c,037	

On admettra un coefficient de correction minimum de 0,54 pour les orifices en mince paroi, et de 0,70 pour les orifices cylindriques.

*Écoulement de la vapeur sèche et saturée dans l'atmosphère  
(D'après ZENNER).*

PRESSION dans la chau- dière.	VITESSE d'écou- lement.	QUANTITÉ spécifique de la vapeur dans la section de l'orifice.	POIDS DU FLUIDE ÉCOULÉ par seconde et par mètre carré de l'orifice.			DIAMÈTRE de l'orifice d'écou- lement en centi- mètres.
			Mélange G	Vapeur D	Eau W	
atm.	m.		k.	k.	k.	
2	481,71	0,9597	304,12	291,86	12,26	6,472 × G
3	606,57	0,9569	392,27	367,52	24,75	5,699
4	684,48	0,9210	448,32	412,90	35,42	5,331
5	734,32	0,9091	489,38	444,90	44,48	5,102
6	774,84	0,8993	522,05	469,48	52,57	4,939
7	807,57	0,8913	548,95	489,28	59,67	4,816
8	834,90	0,8844	571,96	505,84	66,12	4,716
9	858,33	0,8784	592,03	520,04	71,99	4,637
10	878,74	0,8730	609,85	532,40	77,45	4,569
11	896,80	0,8683	625,86	543,44	82,42	4,500
12	913	0,8640	640,21	553,14	87,07	4,460
13	927,69	0,8601	653,48	562,06	91,42	4,416
14	941,06	0,8565	665,67	570,15	95,52	4,362

*Écoulement de l'eau d'une chaudière à vapeur dans l'atmosphère  
(ZENNER).*

PRESSION dans la chaudière en atmosphères.	VITESSE d'écoulement en mètres.	POIDS EN KILOGRAMMES du fluide écoulé par seconde, l'orifice ayant 1 mètre carré.		
		Mélange.	Vapeur.	Eau.
2	69,52	1 094,6	41,5	1 053,1
3	112,85	1 101,6	67,7	1 033,9
4	145,07	1 106,2	87,3	1 018,9
5	171,02	1 108,9	103	1 005,8
6	192,98	1 113,2	116,3	996,8
7	212	1 115,7	127,8	987,8
8	228,87	1 118,1	138,1	980
9	244,14	1 120,4	147,3	973,1
10	258,02	1 122,9	155,7	969,2
11	270,78	1 124,4	163,5	960,9
12	282,64	1 126,6	170,7	955,9
13	293,71	1 127,7	177,4	950,3
14	304,09	1 129,6	183,7	946



*Distribution de vapeur à 3 atmosphères effectives par tuyaux  
en cuivre rouge.*

DIAMÈTRE extérieur du tuyau en milli- mètres.	QUANTITÉ de vapeur condensée par heure et par mètre de tuyau.	KILOGRAMMES DE VAPEUR que peut débiter par heure le tuyau employé.			PERTE DE PRESSION en centièmes d'atmo- sphère pour un débit de 10 kilogr. de vapeur par heure et pour une lon- gueur de 10 m.
		Comme tuyau de vapeur		Comme tuyau de retour avec une perte de $\frac{1}{200}$ atm. par mètre.	
		Avec une perte de $\frac{1}{300}$ atm. par mètre.	Avec une perte de $\frac{1}{200}$ atm. par mètre.		
20	0,300	23	28	52	0,6250
25	0,360	41	50	92	0,2050
30	0,420	65	78	146	0,0823
35	0,480	93	114	209	0,0380
40	0,540	129	158	290	0,0195
45	0,600	175	217	393	0,0108
50	0,650	230	279	513	0,0064
55	0,700	291	355	657	0,0040
60	0,750	360	440	810	0,0024
65	0,800	437	535	1 008	
70	0,850	525	642	1 170	
75	0,900	624	763		
80	0,950	734	897		
85	1	855	1 045		
90	1,050	988	1 208		
95	1,100	1 133			
100	1,150	1 290			

Poids moléculaire, poids spécifique, point de fusion, point d'ébullition, solubilité de quelques corps volatils.

NOM	FORMULE	POIDS moléculaire	POIDS SPÉCIFIQUE	POINT de fusion.	POINT D'ÉBULLITION		SOLUBILITÉ dans 100 p. d'eau.
					Sous la pression de 760 <sup>mm</sup> .	Sous la pression indiquée.	
Acétal . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>11</sup> O <sup>2</sup>	118	(22/4) (1)		104 <sup>o</sup> ,2	(744,4) 103 <sup>o</sup> ,7 (751,5) 103,2	6
Acétate d'éthyle . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>8</sup> O <sup>2</sup>	88	(20/4)		72,78		9
» d'isoamyle . . . . .	C <sup>7</sup> H <sup>14</sup> O <sup>2</sup>	130	(15/4)		140		i.
» d'isobutyle . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>12</sup> O <sup>2</sup>	116	(0/4)		116,5		i.
» d'isopropyle . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O <sup>2</sup>	102	(0/0)		102		i.
» de méthyle . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>6</sup> O <sup>2</sup>	74	(0/0)		56,3		t. s.
Acétone . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>6</sup> O	58	(0/4)		56,53		∞
Acide acétique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>4</sup> O <sup>2</sup>	60	(0/0)	16,75	118,1		∞
» butyrique de fermentation . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>8</sup> O <sup>2</sup>	88	(20/4)	— 19	162,5	(753) 161,5	∞
» formique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>2</sup> O <sup>2</sup>	46	(0/0)	8,5	105,3		∞
» isobutyrique . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>8</sup> O <sup>2</sup>	88	(0/0)		152,5		33
» isovalérique . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O <sup>2</sup>	102	(0/0)		176,3		4
» palmitique . . . . .	C <sup>16</sup> H <sup>32</sup> O <sup>2</sup>	236	(0/0)	62	339-356		i.
» pélarionique . . . . .	C <sup>9</sup> H <sup>18</sup> O <sup>2</sup>	158	(17,5/17,5)	12,5	253-254		P. s.
» stéarique . . . . .	C <sup>18</sup> H <sup>36</sup> O <sup>2</sup>	284	(9/9)	69,2	359-383		
» valérique (n) . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O <sup>2</sup>	120	(0/0)		185	(736) 184	2,5
Acroléine . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>4</sup> O	56	(20/4)		52		∞
Alcool allylique (n) . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>6</sup> O	58	(0/0)		97		P. s.
» amylique (n) . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>12</sup> O	88	(0/0)		137		P. s.
» » (iso) . . . . .			(20/4)		129,8	(741) 189,9	P. s.
» butylique (n) . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>10</sup> O	74	(0/0)		116,9		9

Alcool butylique (iso) . . . . .									108,4			10
» éthylique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>6</sup> O	46	(0/0)	0,8108					78,05			∞
» méthylique . . . . .	CH <sup>4</sup> O	32	(20/20)	0,796					66,3	(753)	66	∞
» propylique (n) . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>8</sup> O	60	(0/0)	0,8205					97,4			∞
» » (iso) . . . . .			(16/16)	0,7876					82,85	(759)	20,8	∞
Aldéhyde acétique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>4</sup> O	44	(10/10)	0,793					73-74			∞
» butyrique (n) . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>8</sup> O	72	(0/0)	0,8341					63-64			3,7
» » (iso) . . . . .			(20/4)	0,7938					48,8			∞
» propionique . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>6</sup> O	58	(0/0)	0,832					102			p. s.
» valérique (n) . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O	86	(0/0)	0,826					92,5			p. s.
» » (iso) . . . . .			(12/12)	0,768					182,6	(738)	182,5	3
Aniline . . . . .	C <sup>9</sup> H <sup>7</sup> Az	93	(20/4)	1,022					>360			i.
Anthracène . . . . .	C <sup>14</sup> H <sup>10</sup>	178	(0/0)	0,899					80,36	(739)	79,3	i.
Benzine . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>6</sup>	78	(18/18)	0,8978					121,11			i.
Butyrate d'éthyle (n) . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>12</sup> O <sub>2</sub>	116	(18/18)	0,871					110,1			i.
» » (iso) . . . . .			(12/12)	0,8760					164,8			i.
» de butyle . . . . .	C <sup>8</sup> H <sup>16</sup> O <sub>2</sub>	144	(0/0)	0,8798					153			i.
» d'isobutyle . . . . .			(15/15)	0,852					176			i.
» d'isoamyle . . . . .	C <sup>9</sup> H <sup>18</sup> O <sub>2</sub>	158	(0/0)	0,8787					128			i.
» d'isopropyle . . . . .	C <sup>7</sup> H <sup>14</sup> O <sub>2</sub>	130	(0/0)	0,8475					101			i.
» de méthyle . . . . .	C <sup>8</sup> H <sup>10</sup> O <sub>2</sub>	102	(4/4)	0,9475					61,5			i.
Chloroforme . . . . .	CHCl <sup>3</sup>	119,1	(0/4)	1,5264					188			i.
Crésol (ortho) . . . . .	C <sup>7</sup> H <sup>8</sup> O	108							30			i.
» (méta) . . . . .									36			i.
» (para) . . . . .									—117,4			i.
Ether . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>10</sup> O	74	(0/0)	0,736					34,9			9
Furfurol . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>4</sup> O <sub>2</sub>	96	(16/16)	1,165					162			∞
Glycérine . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>8</sup> O <sub>3</sub>	92	(15/4)	1,260					200			s.
Méthyléthylacétone . . . . .	C <sup>7</sup> H <sup>8</sup> O	72	(13/13)	0,8125					81			p. s.
Méthylamylacétone (iso) . . . . .	C <sup>7</sup> H <sup>14</sup> O	114	(0/0)	0,8285					144			

(1) Le numérateur indique la température du corps, le dénominateur la température de l'eau prise comme terme de comparaison.

NOM	FORMULE	POIDS moléculaire	POIDS SPÉCIFIQUE	POINT de fusion.	POINT D'ÉBULLITION		SOLUBILITÉ dans 100 p. d'eau.
					Sous la pression de 760 <sup>mm</sup> .	Sous la pression indiquée.	
Méthylpropylacétone	C <sup>5</sup> H <sup>10</sup> O	86	(0/0) (1) 0,826		103		p. s.
Méthylamine	C <sup>2</sup> H <sup>5</sup> Az	31			- 3		l. s.
» (tri)	C <sup>3</sup> H <sup>9</sup> Az	59			9,3		t. s.
Naphaline.	C <sup>10</sup> H <sup>8</sup>	128	(10/4) 1,145	79,2	216,8	747,6) 216,4	l.
Nitrobenzine	C <sup>6</sup> H <sup>5</sup> O <sup>2</sup> Az	123	(20/4) 1,204	3		(745,4) 209,4	l.
» (tri)	C <sup>6</sup> H <sup>3</sup> O <sup>2</sup> Az <sup>3</sup>	213			121-122		l.
Oxalate d'éthyle	C <sup>6</sup> H <sup>10</sup> O <sup>4</sup>	146	(18,2/18,2) 1,0815		186,1		p. s. déc.
» d'isobutyle	C <sup>10</sup> H <sup>18</sup> O <sup>4</sup>	202	(14/14) 1,002		224-226		p. s. déc.
» d'isoamyle	C <sup>12</sup> H <sup>22</sup> O <sup>4</sup>	230	(11/11) 0,968		245		p. s. déc.
Paraldéhyde	C <sup>6</sup> H <sup>12</sup> O <sup>3</sup>	132	(13/15) 0,998	10,5	124		l.
Phénol.	C <sup>6</sup> H <sup>6</sup> O	97	(20/20) 1,072	40-41	180		12
Sulfure de carbone	CS <sup>2</sup>	76	(0/4) 1,2921		46,04		6
Thiophène	C <sup>4</sup> H <sup>4</sup> S	84	(23/23) 1,062		84		l.
Toluène	C <sup>7</sup> H <sup>8</sup>	92	(20/4) 0,886		110,1		l.
Xylène (ortho)	C <sup>8</sup> H <sup>10</sup>	106	(0/0) 0,8780		142		l.
» (méta)			(19,5/19,5) 0,8621		139,8		l.
» (para)					131,5		l.

(1) Le numérateur indique la température du corps, le dénominateur la température de l'eau prise comme terme de comparaison.

**Influence de variations de la pression sur la température d'ébullition.** (Crafts Ber. dev. G. ch. Gesell. 20. 709, 1887.)

Quand la pression diffère au maximum de  $\pm 50$  millimètres de la pression normale, on peut poser la relation  $D = Tc$ ,  $D$  étant la correction à faire pour une variation de 50 millimètres de la pression,  $T$  étant la température absolue d'ébullition sous la pression de 760 millimètres, et  $c$  un coefficient dépendant de la nature du corps. Si la pression est supérieure ou inférieure à 760 millimètres de  $n$  millimètres, on a :

$$\text{correction} = \pm n \frac{Tc}{50}.$$

NOM DU CORPS	FORMULE	TEMPÉRATURE d'ébullition à la pression de 760 <sup>mm</sup> .	TEMPÉRATURE absolue d'ébullition à la pression de 760 <sup>mm</sup> .	D	$c = \frac{D}{T}$	AUTEURS
Eau . . . . .	H <sup>2</sup> O	100° C.	373° C.	1,86	0,00501	Regnault.
Alcool méthylique . . . . .	CH <sup>3</sup> .OH	66,9	339,7	1,84	0,00541	Schmidt.
» éthylique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>5</sup> .OH	78,2	351,2	1,81	0,00513	»
» propylique . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>7</sup> .OH	97	370	1,94	0,00524	»
» isobutylique . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>9</sup> .OH	107,2	380,2	1,97	0,00518	»
» isoamylique . . . . .	C <sup>5</sup> H <sup>11</sup> .OH	136,5	403,5	2,09	0,00518	»
Acide formique . . . . .	H. CO <sup>2</sup> H	100,5	373,5	2,41	0,00645	»
» acétique . . . . .	CH <sup>3</sup> CO <sup>2</sup> H	119,2	392,2	2,34	0,00597	»
» propionique . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>5</sup> . CO <sup>2</sup> H	140,3	413,3	2,34	0,00566	»
» isobutyrique . . . . .	C <sup>3</sup> H <sup>7</sup> . CO <sup>2</sup> H	153,2	426,2	2,34	0,00544	»
» valérique . . . . .	C <sup>4</sup> H <sup>9</sup> . CO <sup>2</sup> H	174,7	447,7	2,38	0,00532	»
Phénol . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>5</sup> .OH	183	456	2,49	0,00547	Crafts.
Aniline . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>5</sup> .AzH <sup>2</sup>	184	457	2,59	0,00566	Ramsay.
Acétone . . . . .	(CH <sup>3</sup> ) <sub>2</sub> CO	57	330	1,94	0,00587	Crafts.
Benzophénone . . . . .	(C <sup>6</sup> H <sup>5</sup> ) <sub>2</sub> CO	306	579	3,22	0,00556	»
Anthraquinone . . . . .	(C <sup>6</sup> H <sup>4</sup> ) <sub>2</sub> (CO) <sup>2</sup>	377	650	3,74	0,00577	»
Métaxyène . . . . .	C <sup>8</sup> H <sup>10</sup>	139,8	412,8	2,35	0,00569	»
Naphtaline . . . . .	C <sup>10</sup> H <sup>8</sup>	216,8	489,8	2,73	0,00549	»
Sulfure de carbone . . . . .	CS <sup>2</sup>	46,4	317,04	1,87	0,00589	»
Sulfure de carbone . . . . .	CS <sup>2</sup>	46	319	2,06	0,00646	Regnault.
Benzine . . . . .	C <sup>6</sup> H <sup>6</sup>	80	353	2,15	0,00610	»
Métaxyène . . . . .	C <sup>8</sup> H <sup>1</sup> (CH <sup>3</sup> ) <sub>2</sub>	139	412	2,54	0,00618	Crafts.
Naphtaline . . . . .	C <sup>12</sup> H <sup>8</sup>	218	491	2,96	0,00604	»
Essence de térébenthine . . . . .	C <sup>10</sup> H <sup>6</sup>	159	432	2,84	0,00657	Regnault.

Chaleur de dissolution de quelques gaz et vapeurs dans 100 à 200 H<sup>2</sup>O à 15° (Berthelot).

NOM DU CORPS	FORMULE	POIDS moléculaire.	CHALEUR moléculaire dégagée.	CHALEUR dégagée par 1 kilogr.
Chlore . . . . .	Cl <sup>2</sup>	71	cal. 3	cal. 42,2
Brome . . . . .	Br <sup>2</sup>	160	8,3	51,9
Acide chlorhydrique . . .	HCl	36,5	17,4	476,7
» bromhydrique . . .	HBr	81	20	246,9
» iodhydrique . . .	HI	128	19,4	151,5
Ammoniaque. . . . .	AzH <sup>3</sup>	17	8,8	517,6
Acide azotique hydraté .	AzO <sup>3</sup> H	63	14,4	228,6
» sulfureux . . . . .	SO <sup>2</sup>	64	7,7	120,3
» carbonique . . . . .	CO <sup>2</sup>	44	5,6	127,3
» formique . . . . .	CH <sup>2</sup> O <sup>2</sup>	46	5,7	123,9
» acétique. . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>4</sup> O <sup>2</sup>	60	7,6	126,6
Aldéhyde . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>4</sup> O	44	8,9	202,2
Alcool . . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>6</sup> O	46	12,4	269,5
Ether. . . . .	C <sup>2</sup> H <sup>4</sup> .C <sup>2</sup> H <sup>6</sup> O <sup>2</sup>	74	12,6	170,3

Chaleur de dilution des solutions d'ammoniaque à 14°.

	POIDS d'ammoniaque dans 1 kilogr.	CHALEUR moléculaire dégagée.	CHALEUR dégagée par 1 kilogr.
AzH <sup>3</sup> + 0,98 H <sup>2</sup> O	gr. 491	cal. + 1,285	cal. 75,6
1	485	1,265	74,4
1,07	469	1,17	68,8
1,87	305	0,48	28,2
3	239	0,385	22,6
3,55	210	0,32	18,8
5,77	141	0,21	12,3
9,5	49	0,02	1,2
54,2	17	0	0

AzH<sup>3</sup> gazeux + 200 H<sup>2</sup>O à 10°,5 dégage 8 cal. 82 ;  
 AzH<sup>3</sup> gazeux + 200 H<sup>2</sup>O à 100° dégage 8 cal. 2 ;  
 AzH<sup>3</sup> liquide + nH<sup>2</sup>O dégage pour une dissolution

$$\text{qui l'amène à } 200 \text{ H}^2\text{O à } 14^\circ : Q = -\frac{1,27}{n}.$$

*Températures d'inflammation et d'ignition de quelques corps commerciaux, d'après l'épreuve d'Abel.*

	TEMPÉRATURE d'inflamma- tion.	TEMPÉRATURE d'ignition.
Ether du commerc. . . . .	— 20°	— 20°
Sulfure de carbone . . . . .	— 20	— 20
Ether de pétrole (p. sp. 0,70) . . . . .	— 20	— 20
Benzine du goudron de houille (90 p. 100)	— 15	— 15
» » » (50 p. 100)	— 5	— 5
Alcool méthylique . . . . .	0	0
Toluène pur . . . . .	+ 7	+ 21-22
Alcool éthylique (95 p. 100) . . . . .	14	15
» » (60 p. 100) . . . . .	16	27
» » (45 p. 100) . . . . .	20	31
Pétrole (test). . . . .	25	43
Xylène du goudron de houille . . . . .	30	47
Essence de térébenthine . . . . .	35	44
Cymol brut, du goudron de houille. . . . .	39	56
Acide acétique cristallisable . . . . .	44	75
Alcool amylique . . . . .	46	47
Huile solaire. . . . .	60	80
Huile de goudron (fraction moyenne). . . . .	63	83
Aniline pure . . . . .	76	103
Diméthylaniline . . . . .	76	90
Aniline (pour rouge) . . . . .	85	105
Toluidine (ordinaire) . . . . .	85	107
Nitrobenzine . . . . .	90	103
Xilidine (technique). . . . .	97	121
Huile de paraffine. . . . .	107	150
Naphtaline. . . . .	200	227



## Chaleurs spécifiques de quelques liquides organiques.

NOM DU CORPS	TEMPÉRATURE C	CHALEUR spécifique.	AUTEURS
Alcool amylique . . . . .	10° à 117°	0,6934	Regnault.
Alcool isoamylique. . . . .	— 21 à + 14	0,4985	Nedjidine.
» » . . . . .	15 à 58	0,5969	»
» » . . . . .	17 à 96	0,6455	»
» » . . . . .	10 à 110	0,6644	Schiff.
Alcool isobutylique . . . . .	— 21 à + 10	0,5078	Nedjidine.
» » . . . . .	16 à 70	0,6142	»
» » . . . . .	18 à 98	0,6675	»
Alcool isobutylique + 50 H <sup>2</sup> O (7,6 p. 100).	26 à 29	1,086	Pagliani.
Alcool méthylique . . . . .	5 à 10	0,5901	Regnault.
» » . . . . .	10 à 15	0,5868	»
» » . . . . .	15 à 20	0,6009	»
Alcool méthylique étendu 12 p. 100 . . . . .	6 à 10	1,073	Lecher.
Alcool méthylique étendu 20 p. 100 . . . . .	7 à 11	1,073	»
Alcool méthylique étendu 31 p. 100 . . . . .	3 à 7	0,980	»
Alcool propylique . . . . .	— 21 à 12	0,5186	Nedjidine.
Alcool propylique concen- tré . . . . .	21 à 23	0,659	Pagliani.
Alcool propylique concen- tré + $\frac{1}{2}$ H <sup>2</sup> O (86,9 p. 100)	24 à 26	0,733	»
Alcool propylique concen- tré + 6 H <sup>2</sup> O (37,7 p. 100)	24 à 27	1,003	»
Alcool isopropylique . . . . .	— 20 à 14	0,5286	Nedjidine.
Acide acétique. . . . .	21 à 52	0,493	Marignac.
» » . . . . .	26 à 96	0,522	Berthelot.
Acide acétique étendu 85 p. 100. . . . .	21 à 61	0,5901	V. Reis.
Acide acétique étendu 50 p. 100. . . . .	22 à 62	0,7777	»
Acide acétique étendu 2,7 p. 100. . . . .	20 à 61	0,9998	»
Ether sulfurique. . . . .	10 à 110	0,6644	Schiff.
» » . . . . .	— 30	0,51126	Regnault.
» » . . . . .	0	0,52901	»
» » . . . . .	30	0,54676	»
Chloroforme. . . . .	— 30	0,22931	»
» . . . . .	0	0,23235	»
» . . . . .	30	0,23539	»

NOM DU CORPS	TEMPÉRATURE C	CHALEUR spécifique.	AUTEURS
Chloroforme. . . . .	60°	0,23843	Regnault.
Sulfure de carbone. . . . .	— 30	0,23034	»
» » . . . . .	0	0,23523	»
» » . . . . .	30	0,24012	»
Benzine (solide) . . . . .	— 30	0,3130	Pickering.
» » . . . . .	0	0,4600	»
» jusqu'à . . . . .	5,3	0,319	»
» liquide . . . . .	10	0,3319	Fischer.
» » . . . . .		0,4066	Pickering.
» » . . . . .	50	0,4502	»
» » . . . . .	21 à 71	0,43602	Regnault.
Toluène. . . . .	10	0,3638	De Hein.
» . . . . .	65	0,4905	»
» . . . . .	85	0,5341	»
Naphtaline (solide). . . . .	20	0,3764	Pickering.
» » . . . . .	50	0,3992	»
Naphtaline (liquide) . . . . .	80 à 99	0,4824	»
Hexane . . . . .	16 à 37	0,50423	Bartoli et Stracciati.
Heptane . . . . .	18 à 51	0,4869	
Octane . . . . .	12 à 19	0,5111	
Décane . . . . .	14 à 18	0,5058	
Dodécane . . . . .	14 à 20	0,5065	
Hexadécane . . . . .	15 à 22	0,4964	
Pétrole . . . . .	21 à 58	0,511	Pagliani.
» . . . . .	18 à 99	0,498	»
Essence de térébenthine . . . . .	— 20	0,38421	Regnault.
» » . . . . .	0	0,41058	»
» » . . . . .	80	0,48419	»
» » . . . . .	160	0,30682	»

*Chaleurs spécifiques de gaz et de vapeurs.*

NOM DU CORPS	TEMPÉRATURE C	CHALEUR spécifique.	AUTEURS
Air. . . . .	—30° à +10°	0,23771	Regnault.
» . . . . .	0 à 100	0,23741	»
» . . . . .	0 à 200	0,23751	»
Oxygène. . . . .	13 à 207	0,21751	»
Azote. . . . .	0 à 200	0,2438	»
Hydrogène. . . . .	— 28 à 9	0,3996	»
» . . . . .	21 à 100	3,410	»
» . . . . .	12 à 198	3,409	»
Oxyde de carbone. . . . .	23 à 99	0,2425	Wiedemann.
» . . . . .	26 à 198	0,2426	»
Acide carbonique. . . . .	— 28 à 7	0,18427	Regnault.
» . . . . .	15 à 100	0,20246	»
» . . . . .	11 à 214	0,21692	»
Acide sulfureux. . . . .	16 à 202	0,15439	»
Acide sulfhydrique. . . . .	20 à 206	0,24514	»
Ammoniaque. . . . .	24 à 216	0,51246	»
Sulfure de carbone. . . . .	86 à 100	0,15956	»
Vapeur d'eau. . . . .	128 à 217	0,48051	»
» d'alcool. . . . .	108 à 220	0,4534	»
» d'éther. . . . .	69 à 224	0,47966	»
» de benzine. . . . .	34 à 115	0,2990	Wiedemann.
» . . . . .	35 à 180	0,3325	»
» . . . . .	116 à 218	0,3754	Regnault.
» d'essence de téré- benthine. . . . .	179 à 249	0,5161	»
» d'alcool méthy- lique. . . . .	101 à 223	0,4580	»
» d'étheracétique. . . . .	115 à 219	0,4008	»
» . . . . .	33 à 113	0,3374	Wiedemann.
» . . . . .	35 à 189	0,3709	»
» d'acétone. . . . .	26 à 110	0,3468	»
» . . . . .	27 à 179	0,3740	»
» de chloroforme. . . . .	27 à 118	0,1441	»
» . . . . .	28 à 189	0,1489	»

Formules donnant les chaleurs de vaporisation totale de 0° à t° ( $\lambda$ )  
et les chaleurs latentes de vaporisation à t° (r).

NOM DU CORPS	FORMULES	AUTEURS
Eau (de 63 à 194°)	$\lambda = 606,5 + 0,305 t$ $r = 589,5 - 0,297 t$	Regnault. Winkelmann.
Acétone . . . . .	$-0,0032147 t^2 + 0,00008147 t^3$ $\lambda = 140,5 + 0,36644 t$ $-0,000516 t^2$	Regnault.
» . . . . .	$r = 139,9 - 0,27287 t$ $+ 0,000157 t^2$	Winkelmann.
Ether . . . . .	$\lambda = 94,0 + 0,450 t$ $-0,00055556 t^2$	Regnault.
» . . . . .	$r = 93,5 - 0,1082 t$ $-0,0005033 t^2$	Winkelmann.
Benzine (de 7 à 215°)	$\lambda = 109 + 0,24429 t$ $-0,0001315 t^2$	Regnault.
Sulfure de carbone (de - 6 à 143)	$\lambda = 90 + 0,14601 t$ $-0,0004123 t^2$ $r = 89,5 - 0,06530 t$ $-0,0010976 t^2 + 0,000034245 t^3$	Regnault. Winkelmann.

*Chaleur latente de vaporisation.*

(Les nombres marqués du signe (¹) sont les chaleurs totales de vaporisation.)

NOM DU CORPS	TEMPÉRATURE de vaporisation.	CHALEUR	AUTEURS
Mercure . . . . .	350° C.	62	Personne.
Soufre . . . . .	316	362	»
Ammoniaque AzH <sup>3</sup> . . . . .	7,8	294,21	Regnault.
» . . . . .	11	291,32	»
» . . . . .	16	297,38	»
Acide sulfurique . . . . .	326	122,12	Personne.
» azotique . . . . .		115,08	Berthelot.
Eau . . . . .	0	606,5 (¹)	Regnault.
» . . . . .	100	637 (¹)	»

NOM DU CORPS	TEMPÉRATURE de vaporisation.	CHALEUR	AUTEURS
Chloroforme. . . . .	0	67	Regnault.
» . . . . .	100	80,75 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	160	89 <sup>(1)</sup>	»
Sulfure de carbone. . . . .	0	90	»
» . . . . .	100	100,48 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	140	100,36 <sup>(1)</sup>	»
Alcool méthylique . . . . .	64,5	267,48	Wirtz.
» . . . . .	64,5	307,01 <sup>(1)</sup>	»
Alcool éthylique . . . . .	0	236,5	Regnault.
» . . . . .	20	252	»
» . . . . .	50	264 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	100	267,3 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	150	285,3 <sup>(1)</sup>	»
Alcool amylique . . . . .		121,37	Favre et Silbermann.
Chlorure de méthyle . . . . .		75,20	Berthelot et Ogier.
Éther. . . . .	0	94	Regnault.
» . . . . .	50	115,11 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	100	133,44 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	140	181,69 <sup>(1)</sup>	»
Acétone. . . . .	0	140,50	»
» . . . . .	100	171,98 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	140	181,69 <sup>(1)</sup>	»
Acide formique . . . . .		103,7	Berthelot.
» acétique. . . . .	118	84,9	»
» butyrique . . . . .		114,47	Favre et Silbermann.
» valérique . . . . .		103,52	»
Benzine. . . . .	0	109	Regnault.
» . . . . .	100	132,11 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	210	154,50 <sup>(1)</sup>	»
» . . . . .	80,1	92,51	Wirtz.
» . . . . .	80,1	127,95 <sup>(1)</sup>	»
Toluène. . . . .	110,8	83,55	Schiff.
Ethylbenzine. . . . .	134,7	76,40	»
Métaxylène . . . . .	139,9	78,25	»
Cymène. . . . .	175	66,30	»
Essence de térébenthine.	156	54,10	Berthelot.
		139,15 <sup>(1)</sup>	Regnault.

Pression en millimètres de mercure  $p$  des vapeurs saturées, chal

(D'ap

TEMPÉRATURES C	VAPEUR D'EAU			VAPEUR D'ALCOOL		
	$p$	$\lambda$	$q$	$p$	$\lambda$	$q$
	mm.			mm.		
0	4,6	606,500	0	12,7	236,5	0
5	6,5	608,025	5,000			
10	9,2	609,550	10,002	24,2	244,4	5,6
15	12,7	611,075	15,005			
20	17,4	612,600	20,010	44,4	252	11,4
25	23,5	614,125	25,017			
30	31,5	615,650	30,026	78,5	258	17,5
35	41,8	617,175	35,037			
40	54,9	618,700	40,051	133,7	262	23,7
45	71,4	620,225	45,068			
50	92	621,750	50,087	219,9	264	30,2
55	117,5	623,275	55,110			
60	148,8	624,800	60,137	350,2	265	37,4
65	186,9	626,325	65,167			
70	233,1	627,850	70,201	541,1	265,2	44,6
75	288,5	629,375	75,239			
80	354,6	630,900	80,282	812,9	265,2	52,1
85	433	632,425	85,329			
90	525,4	633,950	90,381	1189,3	266	60
95	633,7	635,475	95,438			
100	760	637	100,500	1697,5	267,3	68,2
105	906,4	638,525	105,568			
110	1075,4	640,050	110,641	2367,6	269,6	76,7
115	1269,4	641,575	115,721			
120	1491,3	643,100	120,806	3231,7	272,5	85,7
125	1743,9	644,625	125,898			
130	2030,3	646,150	130,997	4323	276	95
135	2353,7	647,675	136,103			
140	2717,6	649,200	141,215	5674,6	280,5	104,7
145	3125,5	650,725	146,334			
150	3581,2	652,250	151,462	7318,4	285,2	114,6
155	4088,5	653,775	156,598			
160	4651,6	655,300	161,741			
165	5274,5	656,825	166,892			
170	5991,6	658,350	172,052			

totale  $\lambda$ , chaleur du liquide  $q$ , pour différentes vapeurs saturées.

(REGNAULT.)

VAPEUR D'ÉTHER			VAPEUR D'ACÉTONE			VAPEUR DE CHLOROFORME			VAPEUR DE SULFURE DE CARBONE		
$p$	$\lambda$	$q$	$p$	$\lambda$	$q$	$p$	$\lambda$	$q$	$p$	$\lambda$	$q$
mm.			mm.			mm.			mm.		
184,4	94	0	63,3	140,5	0	59,7	67	0	127,9	90	0
286,8	98,4	5,3	110,3	144,1	5,1	100,5	68,3	2,3	198,5	91,4	2,4
432,8	102,8	10,7	180,1	147,6	10,3	160,5	69,7	4,7	298	92,7	4,7
634,9	107	16,1	280	151	15,5	247,5	71,1	7	434,6	94	7,1
907	111,1	21,6	419,3	154,3	20,9	369,3	72,5	9,4	617,5	95,2	9,5
1264,8	115,1	27,2	608,8	157,5	26,3	535	73,9	11,7	857,1	96,2	12
1725	119	32,8	860,9	160,6	31,8	755,4	75,2	14,1	1164,5	97,3	14,4
2304,9	122,8	38,5	1190	163,6	37,4	1042,1	76,6	16,5	1552,1	98,2	16,9
3022,8	126,4	44,2	1611	166,5	43	1407,6	78	18,9	2032,5	99	19,3
3898,2	130	50	2140,8	169,3	48,8	1865,2	79,4	21,3	2619,1	99,8	21,8
4953,3	133,4	55,8	2796,2	172	54,6	2428,5	80,7	23,7	3325,1	100,5	24,3
6214,6	136,8	61,8	3594,3	174,5	60,5	3111			4164,1		
7719,2	140	67,7	4551,9	177	66,5	3925,7			5148,8		
			5684,9	179,4	72,5	4885,1			6291,6		
			7007,6	181,7	78,7	6000,2			7604		

## CORPS VOLATILS INSOLUBLES DANS L'EAU

## HUILES MINÉRALES

*Pouvoirs calorifiques de quelques huiles naturelles.*

(D'après DEVILLE.)

ORIGINE	DENSITÉ A 0°	POUVOIR calorifique.
Huile lourde de Virginie. . . . .	0,873	10 180
» légère de Pensylvanie . . . . .	0,816	9 963
» lourde » . . . . .	0,886	10 672
» de Parme . . . . .	0,786	10 121
» de Java . . . . .	0,923	10 831
» de Pechelbronn . . . . .	0,892	10 020
» de Galicie . . . . .	0,870	10 005
» du Caucase. . . . .	0,884	11 460
» de Bakou . . . . .	0,938	10 800

La *chaleur spécifique* est comprise entre 0,45 et 0,50.

La *chaleur latente de vaporisation* au voisinage de 130° est d'environ 117 calories.

La *viscosité* de l'huile naturelle américaine est, à densité égale, moindre que celle des huiles russes ; aussi les premières fournissent-elles plus de produits pour éclairage, les dernières plus d'huiles lubrifiantes.

Le tableau suivant, emprunté à B. Redwood, rend compte de la fluidité des huiles minérales comparées à l'huile de navette. Il indique les temps que met à s'écouler dans des conditions identiques une huile déterminée prise à différentes températures :



TEMPÉRATURE	NATURE DES HUILES							
	NAVETTE	HUILE AMÉRICAINE			HUILE RUSSE			D = 0,924.
		D = 0,885.	D = 0,913.	D = 0,923.	D = 0,909.	D = 0,915.	D = 0,924.	
10°	712,5	145	425	1 030	2 040	2 500		
15,5	540	105	295,5	680	1 235	1 980		
21,10	405	80	225	485	820	1 320		
26,65	326	73	171	375	580	900		
32,21	260	63,5	136	262	426	640		
37,80	213,5	54	114	200	315	440		
43,35	169	50	89,5	153	226	335	1 013	
48,90	147	47	78	126	174	245	739,5	
54,43	123,5	44,75	63,5	101	135,5	185	531	
60	106,5	41	58	82	116	145	398,5	
65,55	95,5	37,5	52	70,5	95	115	317,5	
71,10	85	48	48	63,5	83,5	93,5	250	
76,55	76			58	70,5	25	200	
82,25	69			52,5	61,5	25	160	
87,80	64,5			47	56,5	61	134,5	
93,35	58,5			42	56,5	54	115,5	
98,92	54			40	48,5	54	99,5	
104,50	50			38			85	
110	47,5						77	
115,55	45,5						70,5	
121,10	43,25						64,5	
126,65							59,5	
132,25							54	
137,80							50,5	
143,35							48,5	
149							44,2	
							42	

*Densité et coefficient de dilatation et composition de quelques huiles naturelles.*

(D'après DEVILLE.)

ORIGINE	D <sub>0</sub>	D <sub>50</sub>	K	C	H	O
1 Huile brute de Virginie . . .	0,857	0,824	0,000786	83,2 p. 100.	13,2 p. 100.	3,6 p. 100.
2 Huile lourde de Virginie (donne des huiles à graisser) . . .	0,873	0,853	0,000720	83,5 »	13,3 »	3,2 »
3 Huile légère de Virginie (produits d'éclairage) . . .	0,845	0,808	0,000839	84,3 »	14,1 »	1,6 »
4 Huile légère de Pensylvanie (produits d'éclairage) . . .	0,816	0,784	0,000840	82 »	14,8 »	3,2 »
5 Huile lourde de Pensylvanie (huiles de graissage) . . .	0,886	0,853	0,000721	84,9 »	13,7 »	1,4 »
6 Huile de Virginie (huiles de graissage) . . .	0,897	0,866	0,000704	83,6 »	12,9 »	3,5 »
7 Huile du Canada . . .	0,844	0,815	0,000700	82,7 »	13,5 »	3,8 »
8 » » . . .	0,828	0,801	0,000883	83,2 »	14 »	2,8 »
9 » » . . .	0,857	0,838	0,000868	84,3 »	13,4 »	2,3 »
10 Huile de Bakou . . .			(a) 87,4 »	87,4 »	12,5 »	0,1 »
			(b) 87,1 »	87,1 »	11,7 »	1,2 »
			(c) 86,5 »	86,5 »	12 »	1,5 »
			(d) 86,3 »	86,3 »	13,6 »	0,1 »

Densité et coefficient de dilatation et composition de quelques huiles naturelles (suite).

(D'après DEVILLE.)

ORIGINE	D <sub>0</sub>	D <sub>50</sub>	K	C	H	O
11 Huile de Circassie (assez fluide) . . . . .	0,887	0,850	0,000750	84,2 p. 100.	12,4 p. 100.	3,4 p. 100.
12 Huile de Circassie (très visqueuse) . . . . .	0,9405	0,904	0,000696	85,3	13,6	5,9
13 Huile de Parme (fluide) . . . . .	0,786	0,747	0,000706	84	13,4	1,8
14 Huile de Pechelbronn . . . . .	0,968	0,935	0,000697	85	9,6	4,5 » Azo,25
15 » » . . . . .	0,892	0,857	0,000793	85,7	12	2,3 »
16 Huile de Schwabwiller . . . . .	0,861	0,828	0,000838	86,2	13,3	0,5 »
17 Huile du Piémont (très liquide) . . . . .	0,919	0,884	0,000752	86,4	12,2	1,4 »
18 Huile de Gabian (Hérault) (visqueuse) . . . . .	0,894	0,731	0,000687	86,1	12,7	1,2 »
19 Huile de Hanovre (visqueuse) . . . . .	0,892	0,860	0,000772	80,4	12,7	6,9 »
20 » » . . . . .	0,935	0,925	0,000641	86,2	11,4	2,4 »
21 Huile de Galicie . . . . .	0,870	0,836	0,000813	82,2	12,1	5,7 »
22 Huile de Valachie (assez fluide) . . . . .	0,901	0,868	0,000748	83	12,2	4,8 »
23 Huile de Java (Rembang) . . . . .	0,923	0,888	0,000769	87,1	12	0,9 »
24 » » (Cheribon) . . . . .	0,827	0,789	0,000923	83,6	14	2,4 »
25 Huile de Chine (Hong-Kong) . . . . .	0,860	0,822	0,000824	83,5	12,9	3,6 »
26 Huile de Birmanie (Rangoon) . . . . .	0,875	0,855	0,000774	83,8	12,7	3,5 »

**Action de la chaleur.** — Aux températures inférieures à 300°, l'huile naturelle donne, par distillation fractionnée, des huiles que l'on sépare d'après leur volatilité; ces divers corps existant dans l'huile naturelle à l'état de dissolution dans des corps moins volatils, il est clair que chacun d'eux passera à une température plus élevée que celle qui correspond à son point d'ébullition, de même chacun d'eux existera dans des mélanges ayant distillé à une température inférieure à son point d'ébullition. *Les produits séparés par la distillation industrielle seront donc des mélanges.*

Si l'on porte les résidus à une température de 300 à 350°, il y a dislocation (cracking) de la molécule, et production d'une part de produits à point d'ébullition inférieur, d'autre part de produits lourds et de coke.

On classe industriellement de la façon suivante ces divers produits de distillation :

1° *Gaz non condensables* : ces gaz sont formés de propane, butane, et amane.

2° *Éther de pétrole*, liquide incolore, à odeur très forte, bouillant entre 45° et 70°, formé d'amine, d'hexane et d'heptane. (Densité 0,645 à 0,650.)

3° *Essence minérale*, liquide incolore bouillant entre 70° et 120°, formé d'hexane, d'heptane et d'octane : c'est le produit brûlé dans les lampes à éponge. (Densité 0,680 à 0,730.)

4° *Huile lampante*, liquide légèrement ambré, fluorescent n'émettant, pas de vapeur à 35°, bouillant entre 150° et 280° (Densité 0,770 à 0,800), formé de nonane, décane et hexadécane.

5° *Huile lourde*, liquide visqueux, à fluorescence verte, bouillant de 300° à 400°. (Densité 0,895 à 0,910.)

6° *Goudron* liquide visqueux, noirâtre de composition très complexe.

7° *Coke de pétrole*, solide à reflet brillant.

Les huiles dont il a été question ci-dessus donnent en moyenne les produits de distillation suivants :

NUMÉROS des 2 tableaux précédents.	PROPORTIONS POUR 100, DES PRODUITS VOLATILS jusqu'à			
1	100°	1,4	200°	21,1
	130	5,5	220	23,4
	150	10,1	250	30,7
	170	16,5		
2	100	1	180	12
	140	1,3		
3	100	1,3	160	17,7
	120	4,3	180	25,2
	140	11	200	28,5
4	100	4,3	160	23,7
	120	10,7	180	28,7
	140	16	200	31
5			230	0
			280	12
6			250	8,9
7			170	3
			190	9
			210	14
			230	20,2
			250	28,2
8			160	6
			180	14,7
			200	19,7
			220	28,1
			240	35,8
9	150	10,4	170	14
			190	19,2
			210	19,6
			230	21,6
			250	32
10 (a)	100	1	160	5
			180	9,3
			200	14
			220	15,3
			260	29
			280°	37
			360	41,3

NUMÉROS des 2 tableaux précédents.		PROPORTIONS POUR 100, DES PRODUITS VOLATILS jusqu'à					
	(b)		240	1	280	4,3	
			260	2,3	360	7,7	
10	(c)	140	2,7	160	7	285	36,7
				180	13,3	300	73,3
				220	19		
				240	23,3		
				260	29,3		
	(d)		200	1	280	6	
			220	1,3	300	9,7	
			240	1,7			
			260	3			
11		100	3,3	160	19,3		
		120	8,7	180	24		
		140	15,7	200	27,7		
				220	32,7		
				250	34,7		
12				160	1	280	21,3
				180	1,3		
				200	2		
				220	2,7		
				250	10		
13		100	1,1	160	39,5		
		120	9,3	180	60,5		
		140	33,3	200	69,3		
15				170	5,3		
				190	10,3		
				210	20,7		
				230	30,7		
				250	37,3		
16				170	7,7		
				190	12		
				210	17,3		
				230	23		
				250	28,7		
17				200	7,5	270	52,3
				220	19		
				250	29,7		

*DISTILLATION FRACTIONNÉE D'HUILES NATURELLES* 381

NUMÉROS des 2 tableaux précédents.	PROPORTIONS POUR 100, DES PRODUITS VOLATILS jusqu'à					
18					292	0,7
					300	14
19	100	0,5	200	11		
	120	2,7	220	14		
	140	5	250	19		
20			250	5,4	270	7,8
					300	16,3
21	100	2,1	160	13,7		
	120	4,6	180	14,3		
	140	8,7	200	21,7		
			220	25,3		
			250	32,3		
22	120	0,7	160	6		
	140	3,3	180	10,7		
			200	15,3		
			220	19,3		
			250	26,7		
23	100	1	160	5		
	120	1	180	7,7		
	140	3	200	15		
			220	22,3		
			240	24,3		
			250	28,3		
24	100	0,8	160	16,3		
	120	3	180	22		
	140	9,3	200	27,8		
25	150	1,6	170	12,4		
			190	28		
			210	41,6		
			230	51,6		
			250	60,8		
26	130	4,3	190	6		
	150	5,3	230	8,7		
			250	13,3		

*Quantités de réactifs employées pour l'épuration.*

	Acide sulfurique.	Soude.
Gazoline . . . . .	0,5 p. 100.	0,2 p. 100.
Huile lampante . . . . .	1,75 »	1 »
Huile à paraffine. . . . .	5 »	1 »

## DENSITÉS ET TEMPÉRATURES D'INFLAMMATION DES HUILES MINÉRALES

	HUILES DE PÉTROLE		HUILES DE SCHISTES	
	Densité.	Température d'inflammation.	Densité.	Température d'inflammation.
Huile brute. . .	0,802	+ 15	0,882	+ 28
Huiles . . . . .	0,685	— 21	0,769	— 12
	0,700	— 19	0,791	+ 19
	0,740	+ 15	0,805	+ 35
	0,750	+ 17	0,814	+ 48
	0,760	+ 35	0,823	+ 60
	0,775	+ 45	0,841	+ 80
	0,783	+ 50	0,851	+ 86
	0,792	+ 75	0,880	+ 98
	0,805	+ 90		
	0,822	+ 110		

RÉDUCTION DU POIDS SPÉCIFIQUE DES ESSENCES LÉGÈRES  
OBSERVÉ A DIFFÉRENTES TEMPÉRATURES, A LA TEMPÉRATURE NORMALE  
DE 15°,5 C. = 12°,3 R. = 60° F.

*Poids spécifiques de 0,880 et au-dessous.*

Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.
2°	—0,0105	12°	—0,003	21°,5	+0,004
4	—0,009	12,5	—0,002	23	+0,0055
6	—0,008	15,5	0	25	+0,007
8	—0,006	17,5	+0,001	27	+0,008
10	—0,0045	19,5	+0,0025	29	+0,009



*Poids spécifiques compris entre 0,880 et 0,920.*

Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.
2°	—0,0100	12°	—0,0025	22°	+0,005
4	—0,0085	14	—0,001	24	+0,006
5,5	—0,0075	15,5	0	25,5	+0,007
7	—0,0065	17	+0,001	27	+0,008
9	—0,005	19	+0,0025	29	+0,0095
10,5	—0,004	20,5	+0,0035		

*Poids spécifiques compris entre 0,920 et 0,960.*

Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.	Tempé- ratures.	Correc- tions.
1°	—0,0100	11°	—0,003	21°	+0,004
3	—0,009	13	—0,002	22,5	+0,005
4,5	—0,008	14	—0,001	24	+0,006
6	—0,007	15,5	0	25	+0,007
7	—0,006	17	+0,001	26,5	+0,008
8,5	—0,005	18	+0,002	28	+0,009
10	—0,004	19,5	+0,003	29,5	+0,010

NOTA. — Pour les températures inférieures à la normale, la correction doit être retranchée; pour les températures supérieures à la normale, la correction doit être ajoutée.

#### DISTILLATION DES HUILES ESSENTIELLES

*Rendement moyen pour 100, de quelques huiles essentielles.*

Absinthe. . . . .	0,30 à 0,40	Anis (graines) d'Espa-	
Achillée. . . . .	0,80	gne. . . . .	3
Ailante (racines). . . . .	0,60	Anis (graines) du Le-	
Aneth (graines) . . . . .	3,80	vant. . . . .	1,30
Angélique (graines) . . . . .	1,15	Anis étoilé de Chine. . . . .	5
» (racines) . . . . .	0,75 à 1	» du Japon. . . . .	1
Anis (graines) de Russie. . . . .	2,80	Armoise (feuilles) . . . . .	0,04
Anis (graines) de Thu-		» (racines) . . . . .	0,10
ringe. . . . .	2,40	Arnica (fleurs). . . . .	0,04

Arnica (racines) . . . . .	1, 10	Impératoire . . . . .	0, 80
Assa foetida . . . . .	3, 25	Iris . . . . .	0, 10
Basilic . . . . .	0, 04	Lavande (fleurs) . . . . .	2, 90
Bétel (feuilles) . . . . .	0, 55	Laurier (baies) . . . . .	1
Cannelle de Ceylan. 0,90 à 1,25		» de Californie . . . . .	7, 60
» blanche . . . . .	1	Macis (fleurs) . . . . .	11 à 16
Cardamome . . . . .	4 à 6	Marjolaine sèche . . . . .	0, 90
Carottes (graines) . . . . .	1, 65	Mélisse . . . . .	0, 10
Carvis (Kummel) d'Al-		Menthe crépue . . . . .	1
lemagne . . . . .	4	» poivrée (fraîche). 0,30	
Carvis (Kummel) de		» » (sèche). 1 à 1,25	
Prusse orientale . . . . .	5	Moutarde noire . . . . .	0, 75
Carvis (Kummel) de		Musc (graines) . . . . .	0, 20
Russie . . . . .	3	Muscade . . . . .	8 à 10
Cascarille (écorce) . . . . .	1, 75	Myrrhe . . . . .	2, 50 à 6, 50
Cassia (fleurs) . . . . .	1, 35	Nigelle . . . . .	0, 30
» ligneæ . . . . .	1, 30	Œillet . . . . .	0, 04
Cèdre (bois) . . . . .	3, 50	Patchouli . . . . .	1, 50 à 4
Céleri (feuilles) . . . . .	0, 20	Pêcher (amandes) . . . . .	0, 8 à 1
» (graines) . . . . .	5	Persil (feuilles) . . . . .	0, 30
Coriandre . . . . .	0, 80	» (graines) . . . . .	3
Cumin (graines) de Mo-		Peuplier (bourgeons) . . . . .	0, 50
gador . . . . .	3	Piment . . . . .	3, 50
Cumin (graines) de Syrie. 4,20		Pimprenelle . . . . .	0, 03
Eucalyptus (feuilles) . . . . .	3	Poivre noir . . . . .	2, 20
Fenouil (graines) de		Rose (bois de) . . . . .	0, 04
Saxe . . . . .	5 à 5, 50	Roses . . . . .	0, 05
Fenouil (graines) du Le-		Ruc . . . . .	0, 18
vant . . . . .	2, 20	Sabine . . . . .	3, 75
Galanga (racines) . . . . .	0, 75	Santal . . . . .	4, 50
Genièvre (baies) d'Alle-		Sassafras . . . . .	2, 60
magne . . . . .	0, 50 à 0, 70	Sauge . . . . .	1, 40
Genièvre (baies) d'Ita-		Serpollet . . . . .	0, 20
lie . . . . .	1, 10 à 1, 20	Storax . . . . .	1
Gingembre d'Afrique. . . . .	2, 60	Surreau (fleurs) . . . . .	0, 03
» du Bengale . . . . .	2	Tanaisie . . . . .	0, 15
Héraclée (graines) . . . . .	1	Valériane . . . . .	0, 95
Houblon (fleurs) . . . . .	0, 70	Vétiver . . . . .	0, 20 à 0, 35
Hysope . . . . .	0, 40	Zédoaire (graines) . . . . .	2

*Densités de quelques essences.*

	A 10°.	A 15°.	A 20°.	
Amandes amères . .	1,063	1,065	1,055	
Aneth . . . . .	0,905	0,900	0,896	
Angélique (racine) .	0,860	0,858	0,853	
Anis. . . . .		0,985	0,980	
— extra (anethol pur) . . . . .			0,985 à 25°	P. de f. 21° à 23°
— étoilé . . . . .	0,990	0,985	0,980	
Bergamotte. . . . .	0,887	0,883	0,880	
Cannelle (de Ceylan). .	1,035	1,030	1,027	Moy. 1,03 à 1,035
Cardamome (de Ceylan) . . . . .	0,902	0,900	0,897	
Carvis . . . . .	0,967	0,963	0,958	0,962 à 0,965
Cassia (fl. de cannelle)	1,073	1,068	1,063	1,05 à 1,05
Cèdre . . . . .	0,948	0,945	0,940	
Citron . . . . .	0,856	0,854	0,851	
Citronnelle. . . . .	0,900	0,896	0,893	
Coriandre . . . . .	0,872	0,867	0,864	0,860 à 0,870
Cumin. . . . .	0,925	0,922	0,918	
Eucalyptus blanc . .	0,935	0,931	0,928	
— globulus . . . . .	0,925	0,922	0,918	
Fenouil . . . . .	0,975	0,970	0,965	0,965 à 0,975
Kummel (d. rect.) du Kummel des pins .	0,905	0,900	0,896	
Kummel (d. rect.) du Kummel de Hollande	0,911	0,908	0,905	
Macis . . . . .	0,858	0,855	0,852	
Menthe crépue (rect.)	0,930	0,925	0,922	
Menthe poivrée. . .	0,906	0,903	0,901	0,900 à 0,910
Mirbane . . . . .			1,200	
Moutarde (naturelle). .	1,025	1,020	1,016	
Neroli . . . . .	0,854	0,850		
Œillet . . . . .	1,065	1,062	1,059	1,060 à 1,065
Santal (indien) . . .	0,978	0,975	0,973	
Sassafras. . . . .	1,068	1,065	1,060	
Valériane. . . . .	0,947	0,945	0,940	
Wintergreen . . . .	1,192	1,187	1,183	

DISTILLATION DU BOIS. — PRODUCTION DE L'ALCOOL  
MÉTHYLIQUE

Les bois les plus favorables à la distillation sont le charme, le tremble et le hêtre.

La distillation du bois se fait généralement dans des cornues de 4 stères, fournissant suivant la densité du chargement de 660 à 875 litres de produits volatils condensables : en moyenne 700 litres, dont il convient de retirer 16 p. 100 qui représentent de l'eau vaporisée avant toute décomposition. On recueille donc généralement  $700 \times 0,84 = 588$  litres.

La distillation de ces 588 litres dure en général 18 heures.

Pendant les cinq premières heures, le produit condensé (environ 160 litres), appelé pyroligneux, est trouble, on le dirige dans les réservoirs pour brun.

On le coule ensuite aux réservoirs pour gris-direct pendant environ 10 heures, ce qui fournit 300 litres d'acide pour gris titrant 13 à 15 p. 100 d'acide.

Les queues et les têtes réunies fournissent 200 litres à 19 p. 100 d'acide pour brun.

Chacun de ces produits dépose ses goudrons dans une cuve établie en terre, puis est soutiré et le liquide surnageant est pompé dans un alambic muni d'un agitateur qu'il remplit aux  $\frac{2}{3}$  et y est strictement neutralisé. On distille et tant que le liquide recueilli est clair on le recueille dans la cuve à flegmes de tête : quand il devient laiteux, on le dirige sur la cuve à flegmes de queue, jusqu'à ce qu'il n'arrive plus d'alcool.

Le résidu est dirigé chaud dans une bassine de concentration, chauffée directement, on enlève les croûtes cristallines à mesure qu'elles se déposent, et après égouttage et séchage, on les fritte.

Ce procédé est maintenant souvent remplacé par le suivant. Le pyroligneux à distiller est versé dans un grand alambic en cuivre, avec chauffage par double fond, communiquant avec un second alambic semblable par un gros tuyau terminé par un serpentín barboteur. Ce second alambic, muni d'un agitateur mécanique en cuivre, a reçu la quantité de lait de chaux nécessaire pour saturer l'acide acétique contenu dans le premier. Il est en communication avec un déflegmateur à lentilles puis avec un réfrigérant.

On commence par chauffer le premier alambic, l'acide va se saturer dans le second, et l'alcool s'échappe à l'état de flegmes concentrés titrant 70 à 80 p. 100.

La saturation achevée, on chasse l'alcool du second alambic en chauffant ce dernier pendant quelques minutes, puis on envoie le résidu neutralisé aux bacs de concentration.

*Travail des flegmes.* — Les flegmes de tout degré sont toujours distillés avec un excès de chaux qui se combine aux matières goudroneuses en formant des magmas que l'on extrait des appareils à chaque opération. Les flegmes sont ainsi concentrés et clarifiés; en même temps la chaux saponifie l'acétate de méthyle. Mais cette opération met en liberté les bases volatiles (amines, bases pyridiques, ammoniaque).

On doit donc procéder à une deuxième distillation sur un très léger excès d'acide.

Dans ces distillations on recueille à part les têtes qui sont les plus fortes, tout ce qui passe au-dessous de 25° est redistillé avec des flegmes neufs.

*Travail de la rectification.* — On se propose dans la rectification de produire deux types commerciaux qui sont :

Le méthylène Régie pour dénaturer les alcools d'industrie, titrant exactement 90° sans correction à la température de 15°C, contenant de 24,5 à 25,5 p. 100 d'acétone et 2,5 p. 100 au moins d'impuretés solubles dans le chloroforme.

Le méthylène pur à 99°-99°,5 sans acétone, ne jaunissant pas par l'acide sulfurique, ne décolorant pas le permanganate de potasse, employé pour la fabrication des matières colorantes.

La rectification des flegmes préparés, comme ci-dessus, est menée comme celle de l'alcool : les têtes servent à la fabrication du méthylène Régie, et l'on doit mettre de côté les cœurs pour la production de l'alcool pur.

Toutefois il est très difficile d'obtenir de l'alcool réellement pur par simple rectification. On y arrive par un traitement chlorurant, surtout par l'emploi du chlorure de chaux qui n'altère pas l'alcool méthylique, tandis qu'il transforme l'acétone en chloroforme et les autres impuretés en corps chlorés à point d'ébullition élevé et passant par suite dans les queues.

La rectification se fait d'ordinaire sur des flegmes ramenés à 25-30°.

DONNÉES RELATIVES A CERTAINES SOLUTIONS DE CORPS VOLATILS  
SOLUTIONS AQUEUSES D'ALCOOL MÉTHYLIQUE

*Relation entre le taux p. 100 d'alcool méthylique en poids et le poids spécifique de la solution rapporté à l'eau à 4°.*

(W. DITTMAR et Ch. A. FAWSITT.)

Taux p. 100	POIDS SPÉCIFIQUE		Taux p. 100	POIDS SPÉCIFIQUE		Taux p. 100	POIDS SPÉCIFIQUE	
	à 0°.	à 15° 56.		à 0°.	à 15° 56.		à 0°.	à 15° 56.
0	0,99987	0,99907	20	0,97233	0,96808	40	0,94571	0,93897
1	0,99806	0,99729	21	0,97120	0,96666	41	0,94400	0,93510
2	0,99631	0,99554	22	0,97007	0,96524	42	0,94239	0,93335
3	0,99462	0,99382	23	0,96894	0,96381	43	0,94076	0,93155
4	0,99299	0,99214	24	0,96780	0,96238	44	0,93911	0,92975
5	0,99142	0,99048	25	0,96665	0,96093	45	0,93744	0,92793
6	0,98990	0,98893	26	0,96549	0,95949	46	0,93575	0,92610
7	0,98843	0,98726	27	0,96430	0,95802	47	0,93403	0,92424
8	0,98701	0,98569	28	0,96310	0,95655	48	0,93229	0,92237
9	0,98563	0,98414	29	0,96187	0,95506	49	0,93052	0,92047
10	0,98429	0,98262	30	0,96057	0,95355	50	0,92873	0,91855
11	0,98299	0,98111	31	0,95920	0,95211	51	0,92691	0,91661
12	0,98171	0,97962	32	0,95783	0,95053	52	0,92507	0,91465
13	0,98048	0,97814	33	0,95643	0,94894	53	0,92320	0,91267
14	0,97926	0,97668	34	0,95500	0,94732	54	0,92130	0,91066
15	0,97806	0,97523	35	0,95354	0,94567	55	0,91938	0,90863
16	0,97689	0,97379	36	0,95204	0,94399	56	0,91742	0,90657
17	0,97573	0,97235	37	0,95051	0,94228	57	0,91544	0,90450
18	0,97459	0,97093	38	0,94895	0,94055	58	0,91343	0,90239
19	0,97346	0,96930	39	0,94734	0,93877	59	0,91139	0,90026

## Mélanges d'alcool méthylique et d'eau.

Taux p. 100 en poids	VOLUME P. 100		CONTRACTION	DENSITÉ à 15°,56 par rapport à l'eau à 15°,56.	INDICA- TION de l'alcoo- mètre Tralles.	COEFFI- CIENT de dilatation.	CHALEUR SPÉCIFIQUE		CHALEUR de mélange (Dupré.)	TEMPÉ- RATURE d'ébulli- tion sous la pression 764 <sup>mm</sup> (Sorel).	CHALEUR TOTALE	
	à 0°.	à 15°,56.					(Dupré.) (Lechner)	(Zitter- mann.)			du liquide bouillant depuis eau et alcool à 0° (et — $\mu$ )	de la vapeur fournie depuis eau et alcool à 0°.
10	12,02	12,35	0,62	0,9827	13°,5	0,0000630	0,986	1,072	20,930	93°,5	79,30	512,91
20	23,75	24,32	1,36	0,9687	27,5	0,0002821	0,959	1,073	37,276	87,3	56,40	444,54
30	35,20	35,94	2,46	0,9536	39	0,0004731	0,926	0,966	44,744	84,8	37,07	410,60
40	46,21	47,09	2,96	0,9376	48,5	0,0005988	0,892	0,896	45,384	81,7	28,46	388,87
50	56,73	57,70	3,17	0,9192	57,66	0,0007122	0,846	0,827	44,429	79,3	21,15	382,90
60	66,68	67,69	3,08	0,8986	66,9	0,0008008	0,802	0,794	41,493	77,5	21,44	373,07
70	75,84	76,94	2,45	0,8754	75,9	0,0008815	0,755	»	34,456	75,3	22,39	361,10
80	84,37	85,47	1,64	0,8509	84,7	0,0009666	0,700	»	22,448	73	28,65	345,75
90	92,08	93,17	0,46	0,8245	92,9	0,0010598	0,643	0,650	13,164	70,4	34,60	333,88
100				0,7964	99,6	0,0011514	0,583	0,622	»	66,5	41,24	307,10

Nota. — La chaleur spécifique donnée par Dupré doit être rejetée quand elle s'éloigne trop des autres chiffres, car elle a été mesurée sur un esprit de bois bouillant à 58°,5.



*Distillation de mélanges d'eau et d'alcool méthylique.*

(SOREL.)

TAUX P. 100 en poids dans l'alcool méthy- lique employé.	TAUX P. 100 en poids dans les vapeurs produites.	TAUX P. 100 en poids dans l'alcool méthy- lique employé.	TAUX P. 100 en poids dans les vapeurs produites.
2,5	10,3	70	84,8
5	20,15	72,5	87,8
7,5	27,6	75	87,9
10	38	80	88,8
15	49,5	85	90,3
20	59,6	90	92,2
25	66,6	91	92,6
30	70,2	92	93,2
35	73	93	93,8
40	75	94	94,5
45	76,8	95	95,3
50	77,8	96	96,2
55	78,2	97	97,1
60	78,3	98	98,1
65	78,4	99	99,05
67,5	81,4		

On voit que si l'on prend pour abscisses les titres de la première colonne et pour ordonnées les titres de la seconde, on obtient des courbes continues, réunies par une ligne droite dont les extrémités correspondent sensiblement aux mélanges contenant respectivement  $\text{CH}^4\text{O}^2 + 11\text{O}$  et  $4 \text{CH}^4\text{O}^3 + 3 \text{HO}$ .

*Fabrication de l'acétone.* — L'acétone est presque toujours obtenue par la décomposition ignée de l'acétate de chaux. On compte que pour produire 100 litres d'acétone, il faut décomposer 345 kilogrammes d'acétate à 69 p. 100 d'acide.

La décomposition se fait généralement dans une grande marmite en fonte, chauffée à feu nu et munie d'un agitateur faisant 4 tours par minute.

Il distille environ 60 litres à 70°-80° d'un liquide noirâtre, pour 100 kilogrammes de sel.

Ce liquide étendu d'un tiers d'eau est distillé de nouveau et fournit de l'acétone à 90°.

Les queues laiteuses, contenant des acétones supérieures, sont mises de côté.

Pour obtenir l'acétone pure, on étend le liquide ainsi obtenu à 30° et on y ajoute la quantité de permanganate de potasse qu'il peut décolorer, puis on rectifie dans un appareil à colonne. On met de côté les premiers litres qui contiennent de l'aldéhyde formique, et l'on recueille à part le cœur de l'opération tant qu'il distille à 50°-58°C ; on obtient ainsi de l'acétone titrant 98°-99°. Les queues contenant les huiles d'acétone sont recueillies et mises de côté.

POIDS SPÉCIFIQUES DE QUELQUES DISSOLUTIONS  
DE CORPS VOLATILS

SOLUTIONS AQUEUSES D'ACIDE FORMIQUE

*Relation entre le taux p. 100 en poids et le poids spécifique à 15° de la solution aqueuse, rapportée à l'eau à 15°.*

TAUX P. 100 en poids.	POIDS SPÉCIFIQUE 15/15	TAUX P. 100 en poids.	POIDS SPÉCIFIQUE 15/15
1	1,0025	35	1,0925
2	1,0050	40	1,1050
3	1,0075	45	1,1145
4	1,0100	50	1,1240
5	1,0125	55	1,1330
6	1,0150	60	1,1420
7	1,0175	65	1,1515
8	1,0200	70	1,1610
9	1,0225	75	1,1705
10	1,0250	80	1,1800
15	1,0390	85	1,1905
20	1,0530	90	1,2010
25	1,0665	95	1,2120
30	1,0800	100	1,2230



Pour reconnaître si le poids spécifique lu correspond à un titre supérieur ou inférieur à celui qui correspond au maximum de densité, on ajoute à la solution une très petite quantité d'eau. Si le poids spécifique augmente on est au-dessus du titre correspondant au maximum de densité ; c'est le contraire s'il diminue.

*Solutions aqueuses de gaz ammoniac.*

(LUNGE et WIERNIK.)

POIDS SPÉCIFIQUE 15/15	Az H <sup>3</sup> p. 100.	1 LITRE A 15° contient Az H <sup>3</sup> .	CORRECTION du poids spécifique pour $\pm 1^\circ$ entre 13 et 17°.
1	0	gr.	0,00018
0,998	0,45	4,5	0,00018
0,996	0,91	9,1	0,00019
0,994	1,37	13,6	0,00019
0,992	1,84	18,2	0,00020
0,990	2,31	22,9	0,00020
0,988	2,80	27,7	0,00021
0,986	3,30	32,5	0,00021
0,984	3,80	37,4	0,00022
0,982	4,30	42,2	0,00022
0,980	4,80	47	0,00023
0,978	5,30	51,8	0,00023
0,976	5,80	56,6	0,00024
0,974	6,30	61,4	0,00024
0,972	6,80	66,1	0,00025
0,970	7,31	70,9	0,00025
0,968	7,82	75,7	0,00026
0,966	8,33	80,5	0,00026
0,964	8,84	85,2	0,00027
0,962	9,35	89,9	0,00028
0,960	9,91	95,1	0,00029
0,958	10,47	100,3	0,00030
0,956	11,03	105,4	0,00031
0,954	11,60	110,7	0,00032
0,952	12,17	115,9	0,00033
0,950	12,74	121	0,00034
0,948	13,31	126,2	0,00035
0,946	13,88	131,3	0,00036
0,944	14,46	136,5	0,00037

POIDS SPÉCIFIQUE 15/15	Az H <sup>3</sup> p. 100.	1 LITRE A 15° contient Az H <sup>3</sup> .	CORRECTION du poids spécifique pour $\pm 1^\circ$ entre 13 et 17°.
0,942	15,04	141,7	0,00038
0,940	15,63	146,9	0,00039
0,938	16,22	152,1	0,00040
0,936	16,82	157,4	0,00041
0,934	17,42	162,7	0,00041
0,932	18,03	168,1	0,00042
0,930	18,64	173,4	0,00042
0,928	19,25	178,6	0,00043
0,926	19,87	184,2	0,00044
0,924	20,49	189,3	0,00045
0,922	21,12	194,7	0,00046
0,920	21,75	200,1	0,00047
0,918	22,39	205,6	0,00048
0,916	23,03	210,9	0,00049
0,914	23,68	216,3	0,00050
0,912	24,33	221,9	0,00051
0,910	24,99	227,4	0,00052
0,908	25,65	232,9	0,00053
0,906	26,31	238,3	0,00054
0,904	26,98	243,9	0,00055
0,902	27,65	249,4	0,00056
0,900	28,33	255	0,00057
0,898	29,01	260,5	0,00058
0,896	29,69	266	0,00059
0,894	30,37	271,5	0,00060
0,892	31,05	277	0,00060
0,890	31,75	282,6	0,00061
0,888	32,50	288,6	0,00062
0,886	33,25	294,6	0,00063
0,884	34,10	301,4	0,00064
0,882	34,95	308,3	0,00065

Des solutions maintenues à un titre supérieur à 12,5 p. 100 AzH<sup>3</sup> et à une température inférieure à 25°C, laissent déposer, quand on les sature par l'acide carbonique, des cristaux de bicarbonate d'ammoniaque dans une eau-mère de protocarbonate. Pour un titre plus faible ou une température plus élevée, il y a formation de sesquicarbonate.

Chauffées à  $70^{\circ}$ , les solutions étendues comme ci-dessus laissent échapper presque la totalité de leur acide carbonique.

Les vapeurs de carbonate d'ammoniaque sont dissociées à cette même température.

Entre les taux 1 p. 100 et 10 p. 100, on peut attribuer au coefficient K la valeur moyenne 15.

*Appareils à effets multiples.* — En traitant de la distillation simple, ou plutôt de la vaporisation, j'ai passé rapidement sur l'emploi des appareils à effets multiples. Il n'est pas mauvais de revenir sur quelques points de détail.

Dans les anciens appareils, on trouvait commode de maintenir le niveau du liquide à une certaine hauteur au-dessus de la plaque tubulaire supérieure pour assurer facilement la constance du régime et être sûr que toute la surface de chauffe était utilisée. Nous allons voir que cette marche est nuisible dès que la hauteur du faisceau tubulaire est un peu grande, d'autant plus que le liquide est plus dense.

En effet, le liquide situé à la base des tubes, ne bout pas à la même température que le liquide superficiel, mais à une température supérieure, puisqu'il se trouve à une pression plus élevée.

Considérons un appareil dont les trois corps fonctionnent aux pressions de 650 millimètres ( $96^{\circ}$ ), 350 millimètres ( $80^{\circ}$ ) et 110 millimètres ( $54^{\circ}$ ); nous supposons que le premier corps de cet appareil reçoit de la vapeur à  $108^{\circ}$  et que les densités des liquides bouillants sont 1,05 à l'entrée, 1,08 au premier corps, 1,13 au second, 1,16 au troisième.

Admettons que la longueur du faisceau tubulaire vertical soit 1 m. 25 et que le niveau du liquide dépasse de 0 m. 40 la plaque tubulaire supérieure, nous trouve-

	1 <sup>er</sup> CORPS	2 <sup>e</sup> CORPS	3 <sup>e</sup> CORPS
Pression à la base du fais- ceau tubulaire. . . . .	$650 + 1650 \times \frac{1,08}{13,6} = 781 \text{ mm.}$	$350 + 1650 \times \frac{1,13}{13,6} = 487 \text{ mm.}$	$110 + 1650 \times \frac{1,16}{13,6} = 250 \text{ mm.}$
Température d'ébullition correspondante . . . . .	100 <sup>o</sup> ,7	88 <sup>o</sup>	71 <sup>o</sup> ,6
Température d'ébullition à la surface . . . . .	96	80	54
Température moyennc. . . . .	98,3	84	62,8
Différence entre la tempéra- ture superficielle et celle de la vapeur de chauffage.	12	16	24
Différence entre la tempéra- ture moyenne et celle de la vapeur de chauffage . . . . .	9,7	12	17,2
Perte en différence de tem- pérature . . . . .	2,3	4	6,8
Perte pour cent . . . . .	23,7	33	39,5

	1 <sup>er</sup> CORPS	2 <sup>e</sup> CORPS	3 <sup>e</sup> CORPS
Pression à la base du faisceau tubulaire. . . . .	$781 - 625 \times \frac{1,08}{13,6} = 731 \text{ mm}, 7$	$487 - 625 \times \frac{1,13}{13,6} = 435 \text{ mm}, 1$	$250 - 625 \times \frac{1,16}{13,6} = 196 \text{ mm}, 9$
Température d'ébullition correspondante . . . . .	98°, 9	85°, 1	66°, 1
Température d'ébullition moyenne . . . . .	98	82,6	60
Différence entre la température moyenne et celle de la vapeur de chauffage . . . . .	10	13,4	20
Perte en différence de température . . . . .	2	2,6	4
Perte pour cent . . . . .	16,7	16,2	16,7

rons pour les divers corps (p. 397) :

Il faut donc diminuer d'autant l'effet utile calculé.

Il est vrai que pour peu que les tubes soient étroits et le liquide visqueux, la pression transmise est moindre, car il faut la diminuer du poids de la colonne de liquide occupée par les bulles de vapeurs, et ne considérer comme surcharge que le poids du fluide mixte (liquide et vapeurs). Admettons que la colonne contenue dans les tubes du faisceau, ait pour densité la moitié de la densité du liquide, et refaisons nos calculs, nous arrivons au tableau ci-contre :

La perte pour cent est probablement comprise entre ces deux limites : toutefois il serait imprudent de lui assigner



les valeurs moyennes entre ces deux nombres, soit :

20,2                      24,6                      28,1

car si, d'une part, la viscosité favorise la formation de grosses bulles, elle augmente le frottement et par suite la pression à la surface inférieure du faisceau tubulaire. On peut donc s'écarter plus ou moins de cette moyenne. On conçoit cependant que plus le liquide sera dense et visqueux, plus il y aura nécessité, dans cette marche, d'augmenter les surfaces de chauffe dans le deuxième et le troisième corps. Ajoutons que, plus le liquide sera visqueux, plus faible sera la conductibilité de la paroi. Mais, si les tubes sont étroits et n'ont que 45 à 50 millimètres de diamètre, on peut tirer, au contraire, parti de cette viscosité pour mieux utiliser la surface de chauffe. Il n'est pas nécessaire, en effet, que la capacité des tubes soit remplie de liquide, il suffit que leur surface soit constamment mouillée, et nous arriverons même à augmenter la transmission de la chaleur en augmentant la vitesse de circulation, comme il a été indiqué au chapitre second.

Cette vitesse croîtra, d'ailleurs, très vite d'un corps à l'autre.

Supposons, en effet, que l'on évapore dans chaque corps 40 kilogrammes d'eau par mètre carré et par heure, ce qui n'est pas exagéré ; dans ce cas, nous vaporiserons par seconde et par mètre carré 11 gr. 111 d'eau. Si nous donnons à chaque tube 1 m. 50 de hauteur et 50 millimètres de diamètre (section 19,63 centimètres carrés, surface 0,2356 mètre carré), nous vaporiserons par seconde et par tube 2 gr. 618 d'eau, ce qui représente une épaisseur de 11 millièmes de millimètre.

D'autre part, la vitesse de la vapeur dans les tubes sera facile à calculer. Nous trouvons, en effet, en négligeant le frottement :

	1 <sup>er</sup> CORPS	2 <sup>o</sup> CORPS	3 <sup>o</sup> CORPS
Pression absolue de la vapeur.	650 <sup>mm</sup>	350 <sup>mm</sup>	110 <sup>mm</sup>
Température . . . . .	96°	80°	54°
Volume de 1 gr. de vapeur .	1 <sup>l</sup> .959	3 <sup>l</sup> .485	8 <sup>l</sup> .742
Volume de 2 gr. 618 de vapeur.	5 <sup>l</sup> .126	8 <sup>l</sup> .123	22 <sup>l</sup> .886
Vitesse théorique à la sortie du tube . . . . .	2 <sup>m</sup> .61	4 <sup>m</sup> .14	11 <sup>m</sup> .66

On conçoit que, quelque résistance qu'opposent le frottement et la viscosité à l'écoulement, la vitesse restante sera suffisante pour amener avec les bulles de vapeur la quantité de liquide nécessaire au renouvellement de la couche vaporisée. Cette vitesse même augmentera le coefficient de convection de la chaleur comme nous l'avons supposé.

Il suffit donc d'avoir dans le bas du faisceau tubulaire une hauteur de liquide telle que la production de bulles de vapeur soit suffisante. La pratique montre que l'on peut se contenter de donner à cette hauteur de liquide dans les tubes les valeurs suivantes : 0 m. 30 dans le premier corps, 0 m. 25 dans le second, 0 m. 20 dans le troisième, quand il s'agit des jus sucrés après carbonatation.

Il est clair que la différence de température entre la vapeur de chauffage et le liquide à la base du faisceau tubulaire va se trouver encore augmentée.

Si nous reprenons les mêmes données que ci-dessus, nous trouvons en effet (voir le tableau ci-contre, p. 401) :

On voit donc que, sauf pour le dernier corps, la perte de différence de température est presque négligeable.

Par contre, on ne doit pas trop augmenter le dernier corps, car il pourrait arriver que le renouvellement

du liquide par les bulles de vapeur devint trop faible pour compenser l'évaporation, si la vitesse de ces bulles devenait trop faible.

De plus, les bulles de vapeur venant crever plus librement à la surface peuvent déterminer des projections plus considérables que dans le type ancien ; il faut donc des brise-mousse plus grands.

Dans ce qui précède nous avons supposé que l'on travaille sous pression réduite. Si, au contraire, tous les corps sont à une pression supérieure à la pression atmosphérique, le volume de vapeur donné par un gramme d'eau se trouvera notablement réduit. Il est donc probable que l'on devra maintenir une couche liquide plus élevée afin d'avoir une produc-

	1 <sup>er</sup> CORPS	2 <sup>e</sup> CORPS	3 <sup>e</sup> CORPS
Pression à la base du faisceau tubulaire. . . . .	$650 + 300 \times \frac{1,08}{15,6} = 670\text{mm},7$	$350 + 250 \times \frac{1,13}{15,6} = 368\text{mm},1$	$110 + 200 \times \frac{1,16}{13,6} = 128\text{mm}.$
Température d'ébullition correspondante . . . . .	96°,5	80°,9	56°,9
Température moyenne. . . . .	96,25	80,45	55,45
Différence entre la température moyenne et celle de la vapeur de chauffage . . . . .	11,75	15,55	25,55
Perte en différence de température . . . . .	0,45	0,45	1,55
Perte pour cent. . . . .	2,1	2,8	6,5

tion de bulles beaucoup plus abondante, et d'être assuré de toujours imbiber la surface des tubes.

Il est clair que dans un cas ou dans l'autre, il faudra toujours ménager quelques gros tubes pour ramener en dessous du faisceau tubulaire le liquide entraîné et assurer sa circulation.

Il semble bien qu'avec cette disposition on n'a pas besoin de recourir aux dispositifs plus compliqués qu'exigent les appareils où l'évaporation est produite par le ruissellement du liquide de haut en bas, le long du faisceau tubulaire.

On ne voit pas, en effet, en quoi l'évaporation peut y être plus active, et il est très probable qu'avec des liquides visqueux, le fonctionnement doit être très irrégulier si des bulles de gaz viennent à occuper la section des tubes, car étant données les vitesses que nous avons calculées, les bulles pourraient tenir en suspension le liquide amené au-dessus du faisceau tubulaire, liquide qui ne coulerait que très irrégulièrement, tantôt sur un point, tantôt sur un autre. Pendant que les liquides ne seraient pas renouvelés dans certains tubes, il pourrait se produire des incrustations qui entraveraient la marche de l'appareil.

Pour beaucoup de mélanges on peut admettre qu'il passe

dans le 1 <sup>er</sup> corps. . . . .	40	calories.
— 2 <sup>o</sup> — . . . . .	24	—
— 3 <sup>o</sup> — . . . . .	15	—
— 4 <sup>o</sup> — . . . . .	10 à 11	—

par minute, par mètre carré et par degré de différence de température entre la vapeur de chauffage et le liquide.

# TABLE DES MATIÈRES

---

AVANT-PROPOS . . . . .	I
Généralités sur l'alcoométrie . . . . .	3

## CHAPITRE PREMIER

### GÉNÉRALITÉS

Distillation et rectification. Leur but . . . . .	58
Le mot rectification est pris avec deux sens différents. . . . .	60
Distillation et rectification de l'eau-de-vie . . . . .	60
Distillation et rectification industrielles . . . . .	63
Base de la théorie de la rectification. . . . .	64

## CHAPITRE II

### ÉTUDE GÉNÉRALE DE LA CHAUDIÈRE, DU CONDENSEUR ET DU RÉFRIGÉRANT

L'alambic. Ses accessoires . . . . .	68
Chauffage direct par un foyer. . . . .	71
Chauffage par la vapeur. . . . .	72
Chauffage par double fond. . . . .	72
Chauffage tubulaire . . . . .	73
Alambic à eau distillée. . . . .	73
Distillation dans le vide . . . . .	75
Appareils à effets multiples. . . . .	77
<i>Condensation</i> . . . . .	80
Condenseur proprement dit. . . . .	81
Réfrigérant proprement dit. . . . .	82
Valeur du coefficient <i>h</i> . . . . .	84

## CHAPITRE III

## DISTILLATION D'UN MÉLANGE DE PLUSIEURS LIQUIDES

Distillation d'un mélange de deux liquides insolubles l'un dans l'autre . . . . .	89
Distillation d'un mélange de deux liquides solubles l'un dans l'autre . . . . .	97
Distillation de mélanges ternaires de liquides solubles les uns dans les autres . . . . .	105
Distillation de liquides partiellement solubles l'un dans l'autre	106
Distillation d'un mélange contenant de l'eau et plusieurs liquides miscibles entre eux, mais non avec l'eau. . . . .	110

## CHAPITRE IV

## ÉPUISEMENT PAR DISTILLATION D'UN MÉLANGE DE LIQUIDES

Cas d'un mélange de trois liquides . . . . .	121
--	-----

## CHAPITRE V

## CONDENSATION D'UN MÉLANGE DE VAPEURS

Les produits de la condensation constituent deux liquides insolubles l'un dans l'autre . . . . .	126
Les produits de la condensation sont entièrement solubles l'un dans l'autre. . . . .	128
Les produits condensés ne sont que partiellement solubles l'un dans l'autre. . . . .	131
Fonctionnement du condenseur . . . . .	132
Condensation d'un mélange de plusieurs vapeurs. . . . .	136
Condensation d'une vapeur détendue dans un gaz. . . . .	140
Condensation à chaud, de M. Schloesing. . . . .	145
Condenseurs et laveurs de gaz . . . . .	147

## CHAPITRE VI

## APPAREILS DE DISTILLATION SIMPLE

Distillation des essences . . . . .	151
Alambics ordinaires . . . . .	152
Marc et lies . . . . .	158
Alamb'cs déflegmateurs . . . . .	159

## CHAPITRE VII

CONCENTRATION DES VAPEURS. APPAREILS A PLUSIEURS  
CHAUDIÈRES

Appareils à deux chaudières . . . . .	176
Appareil multiplex d'Egrot. . . . .	180
Appareil continu et à distillation fractionnée de Deroy. . . . .	183

## CHAPITRE VIII

APPAREILS A DISTILLATION CONTINUE. DESCRIPTION  
DES APPAREILS

Appareils du troisième type . . . . .	210
Appareils du quatrième type . . . . .	213
Nature du métal à employer . . . . .	215

## CHAPITRE IX

ÉTUDE THÉORIQUE DE LA COLONNE DE DISTILLATION  
CONTINUE. RICHESSE DES FLEGMES.  
DÉPENSE DE VAPEUR

Relations entre le titre du liquide alimentaire, sa température et le titre des flegmes . . . . .	222
Influence de la consommation de vapeur et de la température des moûts sur le nombre d'étages nécessaires . . . . .	229
Influence de la température des moûts sur la sécurité de l'appareil. . . . .	233
Quantités relatives de moûts traitables par vingt-quatre heures, et consommation de vapeur dans une colonne donnée. . . . .	236
Nature des moûts distillés . . . . .	241
Influence des incrustations . . . . .	241

## CHAPITRE X

## APPAREILS A FORT DEGRÉ

Différents buts poursuivis . . . . .	243
Type d'une colonne à fort degré . . . . .	244
Étude théorique de la colonne à fort degré . . . . .	244

Détermination des quantités minima de chaleur à absorber. . .	250
Dépenses comparées de chaleur dans la colonne à fort degré et dans la colonne simple . . . . .	257
Influence de la température du moût sur la dépense de chaleur. . . . .	258
Utilité des plateaux de concentration . . . . .	259
Richesse aux différents plateaux . . . . .	261
Influence de la température du moût sur le nombre des plateaux . . . . .	262
Conditions pour que le chauffe-vins soit suffisant comme condenseur. . . . .	263
Appareils Coffey . . . . .	265

## CHAPITRE XI

### PRINCIPES DE LA RECTIFICATION. PRÉPARATION DE L'ALCOOL. THÉORIE DE LA RECTIFICATION

Traitement préliminaire de l'alcool . . . . .	270
Neutralisation des flegmes . . . . .	270
Procédé de MM. de Chantérac et de la Baume . . . . .	278
Filtrations au charbon. . . . .	278
Emploi des hydrocarbures. . . . .	282
Injection d'air dans les flegmes. . . . .	282
Principes de la rectification . . . . .	285
Théorie de la rectification . . . . .	287

## CHAPITRE XII

### RÉGIME DU RECTIFICATEUR. DÉPENSES THÉORIQUES DU RECTIFICATEUR DISCONTINU

Dépense minima de chaleur pour un titre donné . . . . .	298
Influence de la dépense de chaleur sur le régime de la colonne. . . . .	300
Dispositifs pour hâter le départ des impuretés de tête. . . .	302
Injection d'air dans le haut de la colonne de rectification . .	304
Variation du rapport $\frac{V}{P}$ . . . . .	308
La dépense diminue quand le nombre de plateaux augmente .	311



États successifs du bas d'un rectificateur Savalle; leur influence sur la dépense. . . . .	311
États d'un rectificateur Savalle modifié, à diverses phases de l'opération . . . . .	314
Influence d'un rayonnement ou d'un refroidissement artificiel.	316
Dépense pratique. . . . .	318

## CHAPITRE XIII

## ÉPURATEUR CONTINU. RECTIFICATION CONTINUE

Élimination des corps de tête. . . . .	323
Mécanisme de l'épuration dans la colonne Coffey . . . . .	325
<i>Épurateur continu.</i> . . . .	327
Dépense dans l'épurateur continu . . . . .	330
Rôle défavorable de la partie supérieure de l'épurateur continu. . . . .	334
Épuration continue par l'air chaud . . . . .	336
<i>Rectificateur continu.</i> . . . .	336
<i>Dépenses dans la rectification continue</i> . . . . .	341
<i>Appendice</i> . . . . .	345
<i>Applications de la chaleur.</i> . . . .	345
<i>Transmission de la chaleur.</i> . . . .	348
Perte de chaleur par le contact de l'air. . . . .	348
Quantité de calories qui traversent une plaque. . . . .	349
<i>Écoulement des gaz et des vapeurs</i> . . . . .	351
Écoulement des gaz dans des conduites sous faible pression .	351
Action de la chaleur. . . . .	378
<i>Distillation du bois.</i> Production de l'alcool méthylique . . .	386
Travail des flegmes . . . . .	387
— de la rectification. . . . .	387
Fabrication de l'acétone . . . . .	391
Appareils à effets multiples . . . . .	398

# UNIVERSITÉ NOUVELLE

## INSTITUT DES FERMENTATIONS

*Bactériologie appliquée aux Sciences médicales et à l'Industrie,*

*École de distillerie,*

*Culture des levures, Vinaigrerie et Brasserie.*

·Directeur : **M. Jean EFFRONT**

### CORPS PROFESSORAL :

MM.

BEZANÇON, chargé du cours de bactériologie médicale à l'École de médecine de Paris.

BUISINE, professeur de chimie industrielle à l'Université de Lille.

BUCHLER, professeur à Weihenstefan (Bavière).

CARLIER, professeur à la Faculté de Droit de l'Université nouvelle.

CHERBANOFF, professeur à la Faculté de Médecine de l'Université nouvelle.

CURIE, professeur agrégé de l'Université de Montpellier.

EFFRONT, professeur de chimie biologique à l'Université nouvelle.

KARL KRUIS, professeur à l'Institut polytechnique de Prague.

LEVY, professeur à l'École des fermentations de Douai.

MATIGNON, professeur de chimie organique à l'Université de Lille.

MORIN, ancien répétiteur à l'École polytechnique, fabricant de levures pressées à Wallers (Valenciennes).

PETIT, directeur de l'École de brasserie de Nancy.

SOREL, ex-ingénieur des Manufactures de l'État, à Paris.

IMBOFF, directeur de vinaigrerie à Gand. Chef des travaux pratiques et chargé de cours.

### ASSISTANTS :

SCHIFFRES, ingénieur-chimiste : Fermentations industrielles.

GRIFFON, préparateur à l'École de médecine de Paris : Bactériologie médicale.

---

### CONFÉRENCES

Pendant la période des cours, il sera donné à l'Institut une série de conférences, dont les détails feront l'objet d'un programme spécial.

---

Pour l'inscription s'adresser à M. le Secrétaire général de l'Université Nouvelle, place du Trône, 2, à Bruxelles.