

S.1. : Introduction et Historique de la vapeur

La vapeur d'eau est un fluide très utilisé dans toutes les industries. De nos jours, on la trouve, entraînant les turbines des turboalternateurs de nos centrales thermiques et nucléaires, on la trouve au sein des centaines de kilomètre de tuyauterie du chauffage urbain, dans les raffineries, dans les usines chimiques et cette énumération pourrait se poursuivre longtemps. Nous sommes loin de la marmite de Denis Papin en 1690, des "pompes à feu" de Savery et Newcomen en 1705, de la machine de Watt en 1782, de la chaudière tubulaire de Seguin en 1827 ou des turbines de Parson en 1894.

La vapeur d'eau est aujourd'hui présente partout du fait de l'importance de l'énergie potentielle qu'elle contient, de sa propreté et de sa facilité de mise en oeuvre. Elle est le moyen le plus commode et le plus économique pour véhiculer de grande quantité d'énergie d'un point à un autre. Cependant, sa production, sa distribution et son utilisation nécessite une bonne connaissance de ses propriétés et de ses caractéristiques afin de comprendre et d'exploiter au mieux et sans risques, tant du point de vue matériel, énergétique, qu'humain, le cycle eau-vapeur-eau.

D'autre part, afin d'obtenir les meilleurs résultats, tant du point de vue énergétique qu'économique, le technicien ou l'ingénieur chargé d'une installation vapeur aura sa tâche facilitée s'il possède un minimum de connaissance de base sur la vapeur.

L'expérience nous montre que la température de vapeur est directement liée à la pression et que la vapeur et l'eau en contact sont toujours à la même température. Des tables ont été réalisées expérimentalement. Ces tables sont nécessaires pour l'étude des réseaux vapeur et des appareils à vapeur. Les tables de la vapeur précisent la relation entre la pression et la température d'ébullition pour tout le domaine de coexistence des deux phases liquide et vapeur, cette relation est de la forme $P = f(T)$. Cette formule, expérimentale, est due à Duperray et n'est valable qu'entre 100°C et 300°C:

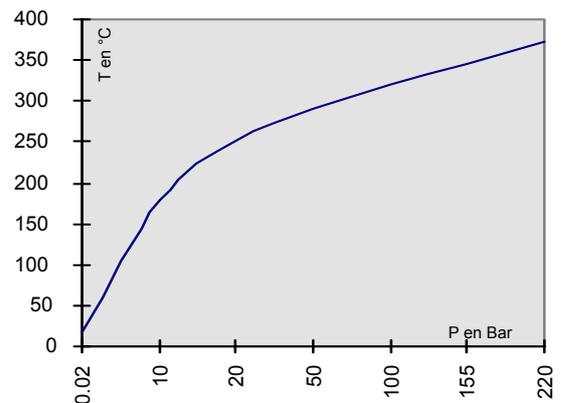
$$P = 0,965 \times \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

P (pression) en bar absolu,
et T (température) en °C

La vapeur d'eau est un gaz invisible obtenue après changement d'état de l'eau. Lorsque l'on ajoute de l'énergie calorifique à de l'eau, celle-ci après quelques instants commence à changer d'état; cette énergie calorifique est potentiellement contenue dans tout type de combustible comme le charbon, le fuel, le gaz, l'électricité ou l'énergie nucléaire. Pour obtenir de la vapeur d'eau, on utilise généralement ces combustibles pour apporter de la chaleur à l'eau soit dans une casserole, marmite ou dans un échangeur appelé chaudière.

Au niveau de la mer, quand on souhaite faire de la vapeur d'eau dans une casserole, l'eau commence à bouillir à 100°C, c'est la température d'ébullition ou température de vapeur. Si nous nous transportons en altitude, la pression atmosphérique diminue, on constate alors que l'eau commence à bouillir à une température inférieure à 100°C. Si nous nous transportons au fond d'une mine à plusieurs centaines de mètres de profondeur, la pression atmosphérique augmente, on constate alors que l'eau commence à bouillir à une température supérieure à 100°C. Une bonne illustration qui précède est la marmite sous pression ou cocotte minute remplie d'eau.

Lorsqu'on apporte de l'énergie calorifique à cette marmite à moitié pleine d'eau, la température augmente et l'eau commence à bouillir. La vapeur ne pouvant s'échapper, commence à faire augmenter la pression à l'intérieur de la marmite et à cette augmentation de pression correspond une augmentation de température. C'est cette température plus élevée qui accélère la cuisson des aliments. Si nous bloquons la soupape de sécurité, la production de vapeur continue, la pression et la température continue à augmenter. Nous avons réalisé un générateur de vapeur.



S.2. : Terminologies

S2.1. Le Joule (J)

Le joule est le travail d'une force de 1 newton qui déplace son point d'application de 1 mètre dans sa direction :

$$W = F \times L (\cos \alpha = 1).$$

Joule a démontré l'équivalence travail/chaleur et ainsi le joule est appelé l'équivalent mécanique de la calorie. Depuis la conférence internationale de 1948 consacrée aux unités de mesure, il a été décidé que le joule serait l'unité internationale de travail et de quantité de chaleur.

S2.2. La Thermie (Th)

Cette unité, toujours utilisée, n'est pas l'unité légale, elle est la quantité de chaleur nécessaire pour élever la température de 1000 kg d'eau à 15°C, de 1°C.

S2.3. La Kilocalorie (Kcal)

Plus utilisée la kilo calorie est le millième d'une thermie :

$$1 \text{ Kcal} = 10^{-3} \text{ th} = 4,187 \text{ kJ}$$

La kilocalorie est la quantité de chaleur qu'un kilo d'eau à 15°C absorbe pour s'échauffer de 1°C (ou cède pour se refroidir de 1°C).

S2.4. Le Pascal (Pa)

Le pascal est l'unité légale de pression, il représente la pression qui agissant sur une surface de 1 m² génère une force de 1 newton. Cette unité infiniment petite est peu employée, on utilise généralement le bar.

S2.5. Le Bar

Le bar est la pression qui agissant sur une surface de 1 cm² génère une force de 1 kg : $1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa} = 1 \text{ Kg/cm}^2$

S2.6. Le Degrés Celsius - échelle centésimale (°C)

L'échelle centésimale linéaire est définie par la fonction thermométrique $q = a \times b$ ou a et b sont déterminés par deux points choisis arbitrairement, on affecte : $q = 0$ dans la glace fondante,

$q = 100$ dans la vapeur d'eau bouillante.

Le degrés celsius est égal à la centième partie égale de l'échelle centésimale entre 0 et 100

Par convention, à 0°C la quantité de chaleur est nulle. La chaleur massique de l'eau est égale à :

$$1 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} = 4,18 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}$$

S2.7. Le Kelvin (°K)

Sur l'échelle absolue, c'est une unité de température thermodynamique. Comme l'échelle celsius, l'écart entre la glace fondante et l'eau bouillante est de 100°C, seule diffère la place qu'occupe le 0 dans ces deux échelles, sur l'échelle absolue le zéro est - 273,15°C.

$$T^\circ \text{ K} = T^\circ\text{C} + 273,15 \quad \text{ainsi } 20^\circ\text{C} = 293^\circ\text{K}$$

S2.8. La Pression atmosphérique

La pression atmosphérique est la pression générée par l'atmosphère. Cette pression est légèrement supérieure à 1 bar (1,013 bar) au niveau de la mer.

S2.9. La Pression absolue

La pression absolue est la pression mesurée par rapport au vide absolu.

S2.10. La Pression relative ou pression effective

La pression relative est la pression mesurée par rapport à la pression atmosphérique au niveau de la mer. Cette pression est la pression lue sur un manomètre, elle est la plus utilisée.

$$P. \text{ absolue} = P. \text{ relative} + P. \text{ atmosphérique}$$

S2.11. La Quantité de chaleur (Q)

La quantité de chaleur contenue dans un corps à une certaine température ne dépend pas seulement de cette température, elle dépend :

- de la masse de ce corps,
- de sa chaleur massique c_p ,
- de son niveau de température,

$$\text{donc } Q = M c_p \Delta T$$

S2.12. Volume massique de vapeur (V_v)

C'est l'espace occupé par une masse de vapeur donnée à une pression donnée. Ce volume massique est difficilement mesurable, cependant Bertin a écrit une formule approchée acceptable de 6 à 80 bars :

$$P. V_v = 2 \text{ P en bar absolu et } V_v \text{ en m}^3/\text{kg}$$

S2.13. Vapeur saturée

La vapeur saturée, appelée aussi vapeur saturante humide, est la vapeur produite au contact de l'eau.

La vapeur saturée sèche est une vapeur très rarement rencontrée dans l'industrie du fait de son état instable. Elle ne contient **théoriquement** aucune particule d'eau en suspension.

Les tables de vapeur sont fondées sur cette vapeur.

En réalité la vapeur contient de minuscules particules d'eau, il est néanmoins, essentiel, dans la majeure partie des cas, de s'assurer que la vapeur soit aussi sèche que possible.

S2.14. Vapeur surchauffée

L'état de saturation étant atteint, si on continue à fournir de l'énergie à la vapeur, sa température va augmenter, en même temps que son enthalpie totale. Alors qu'une vapeur saturée a toujours une correspondance entre sa température et sa pression, la température de la vapeur surchauffée n'est plus en rapport avec la pression.

La vapeur surchauffée est généralement créée dans un surchauffeur, elle est généralement utilisée comme fluide moteur dans les turbines pour produire de l'énergie.

Dans l'industrie elle est également utilisée pour que, malgré les pertes de chaleur dans les tuyauteries, les process reçoivent une vapeur saturée la plus sèche possible.

La vapeur surchauffée permet de garantir une vapeur sèche. La température de surchauffe est limitée par la résistance des matériaux constituant la machine. L'augmentation d'enthalpie de la vapeur surchauffée, par rapport à la vapeur saturante, est approximativement égale à 2 KJ/Kg.°C.

S2.15. Enthalpie de l'eau saturée ou chaleur sensible de l'eau (Q_s)

C'est la quantité totale de chaleur que l'on peut apporter à l'eau, pour la saturer en énergie et pour faire évoluer sa température de 0°C à 100°C. L'enthalpie de l'eau, ou chaleur sensible, est appelée Q_s . Les valeurs de Q_s en fonction de la pression sont fournies par la table de vapeur.

S2.16. Enthalpie de la vapeur ou chaleur latente de vaporisation (r)

C'est la quantité totale de chaleur qu'il faut fournir à une masse de 1 kg de liquide à température de saturation pour la transformer totalement en vapeur dans les mêmes conditions de pression et de température. On la désigne par la lettre r .

S2.17. Enthalpie totale de la vapeur saturée sèche (H)

C'est la somme de l'enthalpie de l'eau, ou chaleur sensible (Q_s), et de l'enthalpie de la vapeur, ou chaleur latente de vaporisation (r).

$$\text{Soit : } H = Q_s + r$$

S2.18. Enthalpie de surchauffe

Lorsqu'on a obtenu de la vapeur saturée sèche et que l'on continue à chauffer cette vapeur sans augmenter sa pression, sa température augmente et fait augmenter son enthalpie. Le supplément d'enthalpie ainsi généré est appelé enthalpie de surchauffe.

S2.19. Diagramme Thermodynamique Température / Enthalpie

Ce diagramme présente la température en ordonnée et les enthalpies en abscisse. Les isobares sont des droites horizontales et confondues avec les isothermes en vapeur saturée. En vapeur surchauffé les isobares prennent des allures plus ou moins paraboliques ou exponentielles.

Ce diagramme généralement très simple, donne pour une pression donnée, la température de saturation, l'enthalpie du liquide, l'enthalpie de la vapeur, l'enthalpie de la vapeur surchauffée, ainsi que l'enthalpie du mélange eau/vapeur pour divers titres.

Ce diagramme est généralement utilisé pour suivre l'évolution de l'eau dans les générateurs de vapeur et dans les échangeurs.

Le chauffage de l'eau dans une marmite à la pression atmosphérique est représenté sur ce diagramme par l'augmentation de l'enthalpie lue en abscisse, le point E se déplace sur la courbe $x = 0$ jusqu'au point 1. La vapeur issue de l'ébullition devient de plus en plus sèche et continue à emmagasiner de l'enthalpie (le point 1 se déplace en 2).

Comme nous savons que quelque soit l'énergie apportée à l'eau, l'eau et la vapeur sont à la même température : 100°C nous suivons donc une isotherme, confondues à une isobar.

Si nous effectuons la même expérience dans une chaudière, où un récipient est pressurisé à 20 bars, notre point E va se déplacer jusqu'en 3, puis à l'ébullition, soit 212°C, il se déplacera jusqu'au point 4. Si nous récupérons cette vapeur sèche et que nous faisons passer dans un surchauffeur, son enthalpie va augmenter.

Si nous augmentons son enthalpie totale de 100 KJ/kg notre point se retrouvera en 5, à 250°C. L'enthalpie totale sera lue sur l'axe des abscisses à la verticale du point 5.

Quand la vapeur cédera son enthalpie, elle suivra le chemin inverse jusqu'à ce qu'elle soit complètement condensée (point 3). L'enthalpie cédée sera la différence entre l'enthalpie du point 5 et celle du point 3.

**Diagramme Thermodynamique
Température / Enthalpie**

S2.20. Titre de la vapeur

La qualité d'une vapeur est mesurée par son titre X

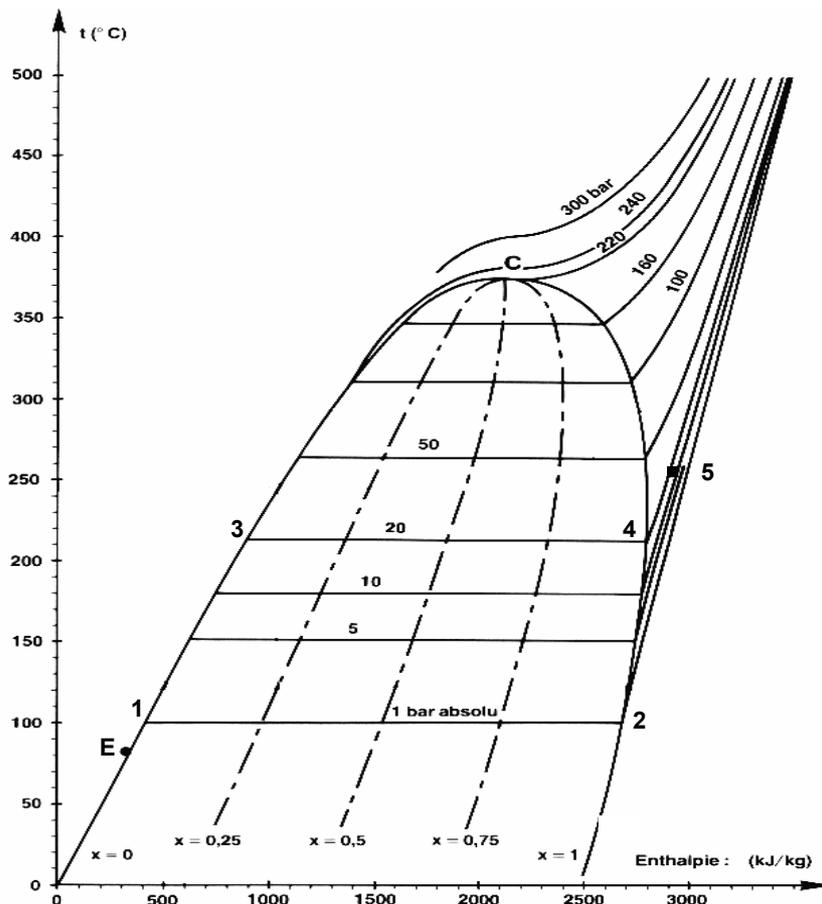
$$\text{Titre X} = \frac{m \text{ vap}}{m \text{ vap} + m \text{ eau}}$$

(m eau = masse d'eau)
(m vap = masse de vapeur)

Les meilleures chaudières donnent une vapeur avec un titre de 0,96.

L'enthalpie de la vapeur saturée est :
 $H = Q_s + (r.X)$

Dans les calculs il faut donc corriger les valeurs d'enthalpie en fonction du titre de la vapeur au point d'utilisation.



S2.21. Table de la vapeur

Pression absolue bar	Température T°C	Enthalpie de l'eau kJ/kg	Enthalpie de l'eau kcal/kg	Enthalpie vapeur kJ/kg	Enthalpie vapeur kcal/kg	Enthalpie Totale kJ/kg	Enthalpie Totale kcal/kg	Volume massique m3/kg
0,02	17,51	73,45	17,57	2459,3	588,35	2532,75	605,92	67,02
0,04	28,98	121,36	29,03	2432,3	581,89	2553,66	610,92	34,81
0,06	36,19	151,42	36,22	2415,2	577,80	2566,62	614,02	23,75
0,08	41,54	173,76	41,57	2402,5	574,76	2576,26	616,33	18,11
0,1	45,84	191,71	45,86	2392,2	572,30	2583,91	618,16	14,66
0,16	55,34	231,44	55,37	2369,2	566,79	2600,64	622,16	9,437
0,26	65,87	275,49	65,91	2343,4	560,62	2618,89	626,53	5,982
0,5	81,35	340,37	81,43	2304,4	551,29	2644,77	632,72	3,241
0,75	91,78	384,26	91,93	2277,3	544,81	2661,56	636,74	2,217
1	99,63	417,33	99,84	2256,5	539,83	2673,83	639,67	1,694
1,5	111,37	466,95	111,71	2224,7	532,22	2691,65	643,94	1,159
2	120,33	504,52	120,70	2200,1	526,34	2704,62	647,04	0,8852
3	133,54	561,2	134,26	2161,9	517,20	2723,1	651,46	0,6054
4	143,63	604,4	144,59	2132,1	510,07	2736,5	654,67	0,4621
5	151,85	639,9	153,09	2107	504,07	2746,9	657,15	0,3746
6	158,84	670,1	160,31	2085,1	498,83	2755,2	659,14	0,3155
7	164,96	696,7	166,67	2065,4	494,11	2762,1	660,79	0,2727
8	170,41	720,6	172,39	2047,5	489,83	2768,1	662,22	0,2403
9	175,36	742,2	177,56	2030,8	485,84	2773	663,40	0,2149
10	179,88	762,2	182,34	2015,3	482,13	2777,5	664,47	0,1944
11	184,06	780,7	186,77	2000,6	478,61	2781,3	665,38	0,1775
12	187,96	797,9	190,89	1986,7	475,29	2784,6	666,17	0,1633
13	191,6	814,2	194,78	1973,4	472,11	2787,6	666,89	0,1512

Pression absolue	Température T°C	Enthalpie de l'eau	Enthalpie de l'eau	Enthalpie vapeur	Enthalpie vapeur	Enthalpie Totale	Enthalpie Totale	Volume massique
bar		kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	m3/kg
14	195,04	829,5	198,44	1960,7	469,07	2790,2	667,51	0,1408
15	198,28	844,1	201,94	1948,5	466,15	2792,6	668,09	0,1318
16	201,37	858	205,26	1936,6	463,30	2794,6	668,56	0,1238
17	204,3	871,3	208,44	1925,1	460,55	2796,4	669,00	0,1167
18	207,11	884	211,48	1914	457,89	2798	669,38	0,1104
19	209,79	896,2	214,40	1903,2	455,31	2799,4	669,71	0,1048
20	212,37	908	217,22	1892,6	452,78	2800,6	670,00	0,09964
22	217,24	930,3	222,56	1872,2	447,89	2802,5	670,45	0,09074
24	221,78	951,3	227,58	1852,7	443,23	2804	670,81	0,08328
26	226,03	971	232,30	1833,8	438,71	2804,8	671,00	0,07692
28	230,04	999,8	239,19	1815,6	434,35	2815,4	673,54	0,07144
30	233,84	1007,7	241,08	1797,9	430,12	2805,6	671,20	0,06667
32	237,44	1024,7	245,14	1780,7	426,00	2805,4	671,15	0,06247
34	240,88	1041,1	249,07	1763,9	421,99	2805	671,05	0,05874
36	244,16	1056,9	252,85	1747,5	418,06	2804,4	670,91	0,05542
38	247,31	1072,1	256,48	1731,4	414,21	2803,5	670,69	0,05243
40	250,33	1086,7	259,98	1715,7	410,45	2802,4	670,43	0,04973
42	253,24	1100,9	263,37	1700,2	406,75	2801,1	670,12	0,04728
44	256,05	1114,7	266,67	1685	403,11	2799,7	669,78	0,04504
46	258,76	1128,1	269,88	1670,1	399,55	2798,2	669,43	0,04299
48	261,38	1141,1	272,99	1655,3	396,00	2796,4	669,00	0,04111
50	263,92	1153,8	276,03	1640	392,34	2793,8	668,37	0,03937
52	266,38	1166,2	279,00	1626,5	389,11	2792,7	668,11	0,03776
54	268,77	1178,3	281,89	1612,3	385,72	2790,6	667,61	0,03626
56	271,09	1190,1	284,71	1598,3	382,37	2788,4	667,08	0,03487
58	273,36	1201,7	287,49	1584,5	379,07	2786,2	666,56	0,03357
60	275,56	1213,1	290,22	1570,8	375,79	2783,9	666,00	0,03236
65	280,83	1240,5	296,77	1537,2	367,75	2777,7	664,52	0,02964
70	285,8	1266,7	303,04	1504,3	359,88	2771	662,92	0,02729
75	290,51	1292	309,09	1472	352,15	2764	661,24	0,02525
80	294,98	1316,4	314,93	1440,4	344,59	2756,8	659,52	0,02346
85	299,24	1339,9	320,55	1409,2	337,13	2749,1	657,68	0,02187
90	303,31	1362,9	326,05	1378,5	329,78	2741,4	655,84	0,02045
95	307,22	1385,2	331,39	1348,2	322,54	2733,4	653,92	0,01918
100	310,96	1407	336,60	1318,2	315,36	2725,2	651,96	0,01803
105	314,57	1428,3	341,70	1289,2	308,42	2717,5	650,12	0,01699
110	318,04	1449,3	346,72	1258,9	301,17	2708,2	647,89	0,01602
115	321,4	1469,9	351,65	1228,6	293,92	2698,5	645,57	0,01512
120	324,64	1490,2	356,51	1196,3	286,20	2686,5	642,70	0,01423
125	327,77	1510,3	361,32	1165,5	278,83	2675,8	640,14	0,01352
130	330,81	1530,3	366,10	1132,3	270,89	2662,6	636,99	0,01279
135	333,76	1549,9	370,79	1101,1	263,42	2651	634,21	0,01212
140	336,63	1569,6	375,50	1066,7	255,19	2636,3	630,69	0,01149
145	339,41	1589,2	380,19	1035	247,61	2624,2	627,80	0,0109
150	342,12	1608,9	384,90	999,7	239,16	2608,6	624,07	0,01034

S.3. : Dimensionnements des tuyauteries de distribution

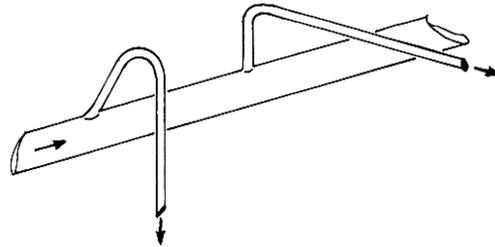
Les tuyauteries du réseau de distribution vapeur doivent desservir les appareils utilisateurs suivant leurs besoins et ce quelque soit les conditions de fonctionnement et d'allure.

On se rend facilement compte que si les diamètres de ces tuyauteries sont trop petit, il n'y aura pas assez de vapeur, et si le diamètre est trop grand, les surfaces d'échanges seront plus grandes, nous aurons plus de condensation, et donc plus de consommation de vapeur, mais surtout des coûts d'investissements supplémentaires, ce qui constituent un réel gaspillage. Pour calculer correctement et efficacement les diamètres de ces tuyauteries, il faut soit se fixer une perte de charge maximum, soit se fixer une vitesse maximum.

Le calcul de chaque tronçon du réseau sera réalisé, de tel sorte que la pression minimum de la vapeur au départ de la chaudière, devra être la somme de la pression de fonctionnement minimum des appareils utilisateurs, et de la perte de charge totale du réseau.

Il est parfois préférable de transporter de la vapeur HP qui sera détendue ensuite, sur le lieu d'utilisation. Cette opération permet de réduire les sections de tuyauterie et les pertes thermiques.

Les piquages sur collecteur vapeur doivent s'effectuer comme indiqué au schéma ci-dessous :



S3.1.Calculs du diamètre d'une tuyauterie de distribution de vapeur

Pour calculer le diamètre d'une tuyauterie de distribution vapeur nous utilisons la formule suivante:

$$D = \sqrt{\frac{4 I}{\pi \rho V}}$$

D : diamètre de la tuyauterie en m
V : vitesse du fluide en m/s
I : débit vapeur en kg/s
 ρ : masse volumique de la vapeur en m^3/kg

Le calcul de ce diamètre doit tenir compte de la perte charge qui doit être la plus faible possible. La norme NFA 49.111 donne les dimensions standards des tubes à utiliser, après le calcul. Dans tout calcul d'installation vapeur il est recommandé de penser aux extensions futures. Il est, en effet important qu'une augmentation ultérieure de débit n'oblige pas à remplacer toutes les tuyauteries par des tuyauteries plus importantes, ou de doubler les tuyauteries, ce qui aurait pour conséquence d'engendrer des déperditions beaucoup plus importante.

La perte de charge dans une tuyauterie vapeur est donnée par la formule :

$$P_2 = \sqrt{(P_1)^2 - P_1 (\Lambda L / D \rho_1 (V_1)^2)}$$

avec Λ = coefficient de perte de charge

$\Delta p = P_1 - P_2$
P1 = pression de départ en Pa
P2 = pression à l'arrivée en Pa
 ρ_1 = masse du fluide au point 1 en kg/m^3
V1 = vitesse du fluide au point 1 m/s
L&D = longueur et diamètre de la tuyauterie

La vitesse dans la tuyauterie est donnée par la formule :

$$V = \frac{4 I}{\pi \rho D^2}$$

Avec I : débit de vapeur en kg/s
 ρ : masse volumique de la vapeur
D : diamètre de la tuyauterie en m

Il est recommandé de ne pas dépasser 20 m/s en vapeur saturée et 30 m/s en vapeur surchauffée.

Des vitesses trop élevées engendrent, des pertes de charge importantes, une usure rapide des coudes et de certaines robinetteries, des coups de bélier plus important en vapeur saturée et des sifflements gênant pour le personnel.

S3.2.Débit de vapeur dans une tuyauterie (Q), Tableau des débits vapeur dans une tuyauterie.

$$Q = \frac{3600. \pi. \rho. V. D^2}{4}$$

Avec ρ = masse volumique en kg/m^3
V : vitesse en m/s
D : Diamètre intérieur en m

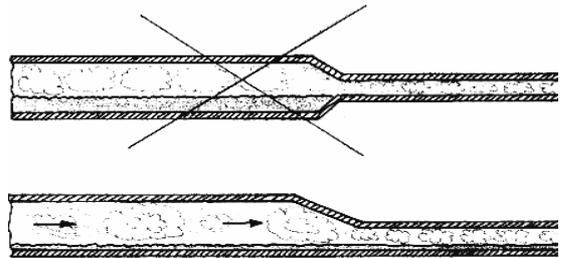
		Débits en Kg/h															
P Abs (Bar)	V (m/s)	γ (kg/m ³)	1/4"	3/8"	1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"	8"	10"
1	20	0.5904	3	5	8	15	24	41	56	92	131	203	349	548	792	1372	2162
1	30	0.5904	4	8	12	22	36	62	84	138	197	304	523	823	1188	2057	3242
1	40	0.5904	6	10	17	29	47	82	112	184	262	405	698	1097	1584	2743	4323
2	20	1.129	5	10	16	28	45	79	107	176	251	387	667	1049	1515	2623	4133
2	30	1.129	8	15	24	42	68	118	160	264	376	581	1001	1573	2272	3934	6200
2	40	1.129	11	20	32	56	91	157	214	351	501	775	1335	2098	3030	5246	8267
3	20	1.651	8	15	23	41	66	115	156	257	367	567	976	1534	2215	3836	6044
3	30	1.651	12	22	35	61	99	172	235	386	550	850	1464	2300	3323	5753	9067
3	40	1.651	16	29	47	82	132	230	313	514	733	1133	1952	3067	4431	7671	12089
4	20	2.163	10	19	30	54	87	150	205	337	480	742	1278	2009	2902	5025	7919
4	30	2.163	16	29	46	81	130	226	307	505	720	1113	1918	3014	4354	7538	11878
4	40	2.163	21	38	61	107	174	301	410	673	961	1485	2557	4019	5805	10050	15838
5	20	2.669	13	24	38	66	107	186	253	415	593	916	1577	2479	3581	6201	9771
5	30	2.669	19	35	56	99	161	278	379	623	889	1374	2366	3719	5372	9301	14657
5	40	2.669	26	47	75	133	214	371	506	831	1185	1832	3155	4959	7163	12401	19543
6	20	3.17	15	28	45	79	127	220	300	493	704	1088	1874	2945	4254	7364	11606
6	30	3.17	23	42	67	118	191	331	450	740	1056	1632	2810	4417	6380	11047	17409
6	40	3.17	31	56	89	157	254	441	601	987	1408	2176	3747	5889	8507	14729	23211
7	20	3.667	18	32	52	91	147	255	347	571	814	1258	2167	3406	4920	8519	13425
7	30	3.667	26	49	78	137	221	383	521	856	1221	1888	3251	5110	7381	12779	20138
7	40	3.667	35	65	103	182	294	510	695	1142	1629	2517	4335	6813	9841	17038	26851
8	20	4.162	20	37	59	103	167	289	394	648	924	1428	2460	3866	5585	9669	15238
8	30	4.162	30	55	88	155	250	434	591	972	1386	2142	3690	5799	8377	14504	22856
8	40	4.162	40	74	117	207	334	579	789	1296	1848	2856	4920	7732	11169	19338	30475
9	20	4.655	22	41	66	116	187	324	441	725	1034	1597	2751	4324	6246	10814	17042
9	30	4.655	34	62	98	173	280	486	661	1087	1550	2396	4127	6486	9369	16222	25564
9	40	4.655	45	82	131	231	373	648	882	1449	2067	3195	5503	8648	12492	21629	34085
10	20	5.147	25	46	73	128	206	358	488	801	1143	1766	3042	4781	6906	11957	18844
10	30	5.147	37	68	109	192	310	537	731	1202	1714	2649	4563	7172	10360	17936	28266
10	40	5.147	50	91	145	256	413	716	975	1602	2286	3533	6084	9562	13813	23915	37687
12	20	6.127	30	54	86	152	246	426	580	954	1361	2103	3621	5691	8221	14234	22432
12	30	6.127	44	81	130	228	369	639	871	1431	2041	3154	5432	8537	12332	21351	33647
12	40	6.127	59	109	173	304	492	852	1161	1908	2721	4205	7243	11383	16443	28468	44863
14	20	7.106	34	63	100	176	285	494	673	1106	1578	2439	4200	6601	9535	16508	26016
14	30	7.106	51	94	150	265	428	741	1010	1659	2367	3658	6300	9901	14302	24763	39024
14	40	7.106	68	126	200	353	570	988	1346	2212	3156	4877	8400	13202	19070	33017	52032
16	20	8.085	39	72	114	201	324	562	766	1259	1795	2774	4779	7510	10849	18783	29600
16	30	8.085	58	107	171	301	486	844	1149	1888	2693	4162	7168	11265	16273	28174	44400
16	40	8.085	78	143	228	402	649	1125	1532	2517	3591	5549	9557	15021	21697	37566	59200
18	20	9.065	44	80	128	225	364	631	859	1411	2013	3111	5358	8421	12164	21060	33188
18	30	9.065	65	120	192	338	545	946	1288	2117	3019	4666	8037	12631	18245	31589	49782
18	40	9.065	87	161	255	450	727	1261	1717	2822	4026	6222	10715	16841	24327	42119	66376
20	20	10.05	48	89	142	250	403	699	952	1564	2232	3449	5940	9336	13485	23348	36794
20	30	10.05	73	134	212	374	605	1049	1428	2347	3347	5173	8910	14003	20228	35022	55191
20	40	10.05	97	178	283	499	806	1398	1904	3129	4463	6898	11880	18671	26971	46696	73588
22	20	11.03	53	98	155	274	442	767	1045	1717	2449	3785	6519	10246	14800	25625	40382
22	30	11.03	80	147	233	411	664	1151	1567	2575	3674	5678	9779	15369	22200	38437	60573
22	40	11.03	106	195	311	548	885	1534	2090	3434	4899	7570	13038	20492	29601	51249	80764
24	20	12.02	58	106	169	298	482	836	1139	1871	2669	4125	7104	11166	16129	27925	44006
24	30	12.02	87	160	254	448	723	1254	1708	2807	4004	6187	10656	16748	24193	41887	66010
24	40	12.02	116	213	339	597	964	1672	2277	3742	5338	8250	14208	22331	32257	55849	88013
26	20	13.01	63	115	183	323	522	905	1232	2025	2889	4465	7689	12085	17457	30224	47631
26	30	13.01	94	173	275	485	783	1357	1849	3038	4333	6697	11534	18128	26186	45337	71446
26	40	13.01	125	231	367	646	1044	1810	2465	4050	5778	8929	15379	24170	34914	60449	95262
28	20	14.01	67	124	197	348	562	974	1327	2181	3111	4808	8280	13014	18799	32548	51292
28	30	14.01	101	186	296	522	843	1462	1991	3271	4666	7212	12421	19521	28198	48821	76938
28	40	14.01	135	248	395	696	1124	1949	2854	4362	6222	9615	16561	26028	37598	65095	102584
30	20	15.01	72	133	212	373	602	1044	1422	2337	3333	5151	8871	13943	20141	34871	54953
30	30	15.01	108	199	317	559	903	1566	2133	3505	5000	7726	13307	20915	30211	52306	82430
30	40	15.01	145	266	423	745	1204	2088	2844	4673	6666	10302	17743	27886	40281	69742	109906

3.3. Distance entre deux points de purge de tuyauterie de distribution

La vapeur circule très vite dans les tuyauteries et le condensat doit être évacué correctement. Pour cela les tuyauteries ne doivent pas présenter **de point de retenue d'eau** car ce condensat est agité par le courant vapeur, ce qui provoque des coups de bélier.

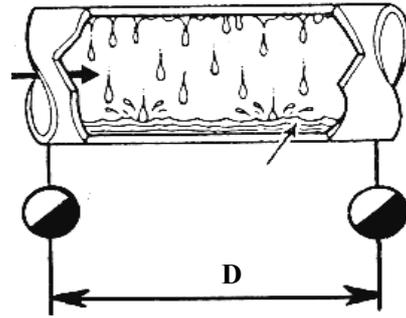
Les tuyauteries de distribution peuvent dans certains cas faire plusieurs kilomètres de long, il est donc indispensable de prévoir une purge régulière des condensats produits. Ces condensats doivent être drainés et collectés naturellement et régulièrement.

La pente minimale entre deux points de purge doit être au minimum de **5 mm par mètres**



La distance minimale entre deux points de purge doit être réalisées suivant le tableau ci-après.

Diamètre du Collecteur	DN conseillé du point de purge	Distance D entre deux points de purge		
		Pression de service		
		0 à 6 bar	6 à 20 bar	+ de 20 bar
0 à 10" 0 à 250 mm	1/2" DN15	50 m	80 m	100 m
10 à 16" 0 à 250 mm	3/4" DN20	40 m	60 m	80 m
+ de 16" + de 400 mm	1" DN25	30 m	40 m	60 m



S3.4. Détermination du Débit de Condensation

A la mise en route :

$$Q = \frac{P \cdot \Delta t \cdot C \cdot 3600}{r \times T_s}$$

En régime continu :

$$Q = \frac{E \times L \times 3.6}{4 \times r}$$

Q = débit de condensation

P = poids total de la tuyauterie en Kg, y compris brides, coudes, vannes, etc...

Δt = différence de température entre la vapeur et la température ambiante

C = chaleur spécifique de l'acier en Kj/Kg °C

r = enthalpie de la vapeur en Kj/Kg

T_s = temps de mise en route en seconde

E = émission calorifique de la tuyauterie (W/m)

L = longueur équivalente de la tuyauterie

S3.5. Poids des tuyauteries en Acier

Diamètres Nominiaux	Masse Kg/m(P)	Emission Calorifique en W/m (E)					
		70°C	90°C	100°C	120°C	140°C	160°C
3/4" - 20	1.6	100	140	160	200	250	300
1 - 25	2.3	120	160	180	240	290	350
1" 1/2 - 40	3.9	150	210	240	320	390	470
2" - 50	4.2	190	260	300	380	460	570
2" 1/2 - 65	5.3	230	320	370	490	580	700
3" - 80	6.9	260	360	420	540	650	830

4" - 100	9.4	320	430	520	670	850	1020
5" - 125	13.5	380	500	610	800	910	1270
6" - 150	18.1	440	620	720	940	1180	1450
8" - 200	31	500	680	790	950	1240	1680
10" - 250	41.6	580	690	820	1020	1390	1810

Chaleur spécifique des aciers au carbone) :
0.49 KJ / Kg °C

S3.6. Dimensionnement des tuyauteries de retour de condensat.

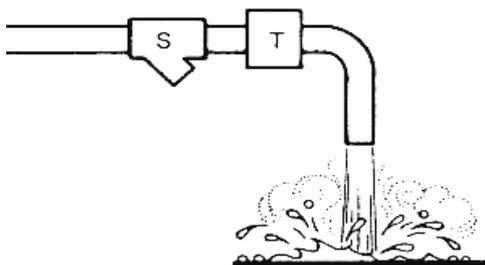
Concevoir un réseau de retour condensat est quelque chose de délicat, qui doit être réalisé par un spécialiste au fait de la totalité du besoin actuel, mais également des possibilités futures de débit condensat.

Le dimensionnement des tuyauteries de retour condensat doit tenir compte de la technologie des purgeurs utilisés, de la quantité des purgeurs, et de l'application dans laquelle doivent être utilisés ces purgeurs.

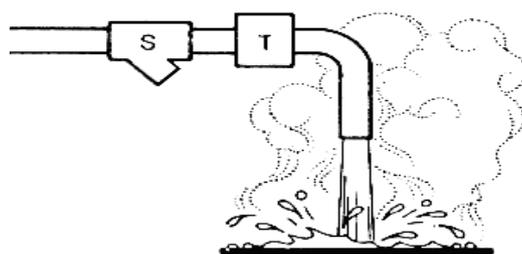
En effet, dans le cas de purgeurs "chauds", ou dans le cas de purgeur de moyenne et haute pression, il faut tenir compte du ratio de revaporisation du condensat, qui est un facteur très important.

Une revaporisation importante du condensat, dans une tuyauterie de retour condensat sous-dimensionnée a tendance à faire augmenter, dans des proportions considérables, les phénomènes d'érosion, de bruit et de cavitation qui détruisent à court terme la tuyauterie.

Dans ce cadre, le fait de remplacer des purgeurs "froids", par des purgeurs chauds, peut générer dans une tuyauterie de retour condensat, des contrepressions plus importantes, pénalisant la performance des purgeurs, mais également tous les phénomènes décrits ci-dessus, qui sont liés à une revaporisation plus importante

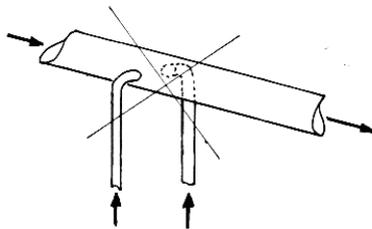


Petite revaporisation avec purgeur froid



Grosse revaporisation avec purgeur chaud

Considérations importantes



a. Les lignes de retour doivent impérativement être raccordées sur le haut de la canalisation et guider le condensat dans le sens du flux, comme l'indique le schéma, sous peine de générer, coups de bélier ou blocage partiel de condensat

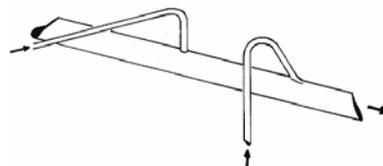
b. Des condensats de purgeurs fonctionnant à des pressions différentes ne doivent pas être recueillis dans la même tuyauterie de retour.

c. Ne pas surdimensionner les lignes de retour alimentant la tuyauterie de retour condensat.

d. Le condensat issu d'une pompe de retour condensat doit être considéré comme étant à température de saturation pour la pression de la tuyauterie de retour.

e. Calorifuger les lignes de retour condensat pour conserver le maximum d'énergie et les incliner dans le sens de l'écoulement au moins de 5 mm par mètre.

f. Deux entrées de condensat dans la ligne de retour ne doivent jamais se faire face à face, dans le cas d'utilisation de purgeurs chauds.

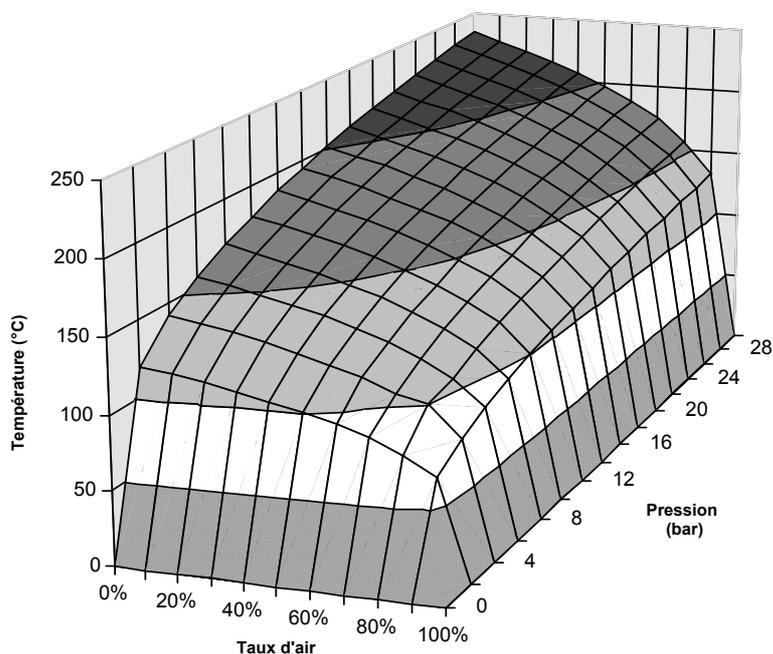


S3.7. Evacuation de l'air et des incondensables

Il est tout aussi important d'évacuer l'air et les incondensables (CO₂, oxygène, etc...) que d'évacuer les condensats. En effet, les incondensables comme l'air sont des facteurs isolants provoquant une réduction du transfert thermique très importante, mais également une chute de température d'autant plus importante que le taux de mélange air/vapeur est plus important.

Dans ce cadre, Dalton a démontré que dans un mélange de gaz ou de vapeur, la pression absolue totale du mélange est égale à la somme des pressions absolues partielles, exercées par chacun des constituants. Cette théorie est très importante notamment pour les appareils de stérilisation ou pour le réchauffage des produits qui peuvent figer par manque de température, bloquant ainsi le process ou la fabrication.

Les incondensables pénètrent dans les tuyauteries vapeur, le plus fréquemment, lors du refroidissement après arrêt, car la vapeur qui occupe toute la tuyauterie, se condense en occupant un volume considérablement moins élevé, et par le fait, la pression a tendance à s'abaisser, jusqu'au vide, ce qui peut aspirer l'air extérieur notamment par les joints qui se sont retractés.



Il faut se rappeler que 1/10 mm de film d'air génère une résistance à l'échange thermique aussi importante que 200 mm d'acier. Le CO₂, quant à lui, apporte un problème supplémentaire, celui de la corrosion. En effet, le CO₂ combiné au condensat forme de l'acide carbonique qui attaque les tuyauteries et les appareils

S3.8. Calcul d'une tuyauterie de retour condensat

L'abaque ci-après permet en connaissant deux éléments de calculer le troisième.

Connaissant les pressions amont et aval des purgeurs (facteur A) ainsi que le débit total (facteur Q) on en déduit le facteur B qui donne en fonction de la longueur de tuyauterie de retour "équivalente" la taille du tuyau de retour en pouce (ne pas oublier que pour 10m de remontée, il faut ajouter 1 bar de contrepression au purgeur).

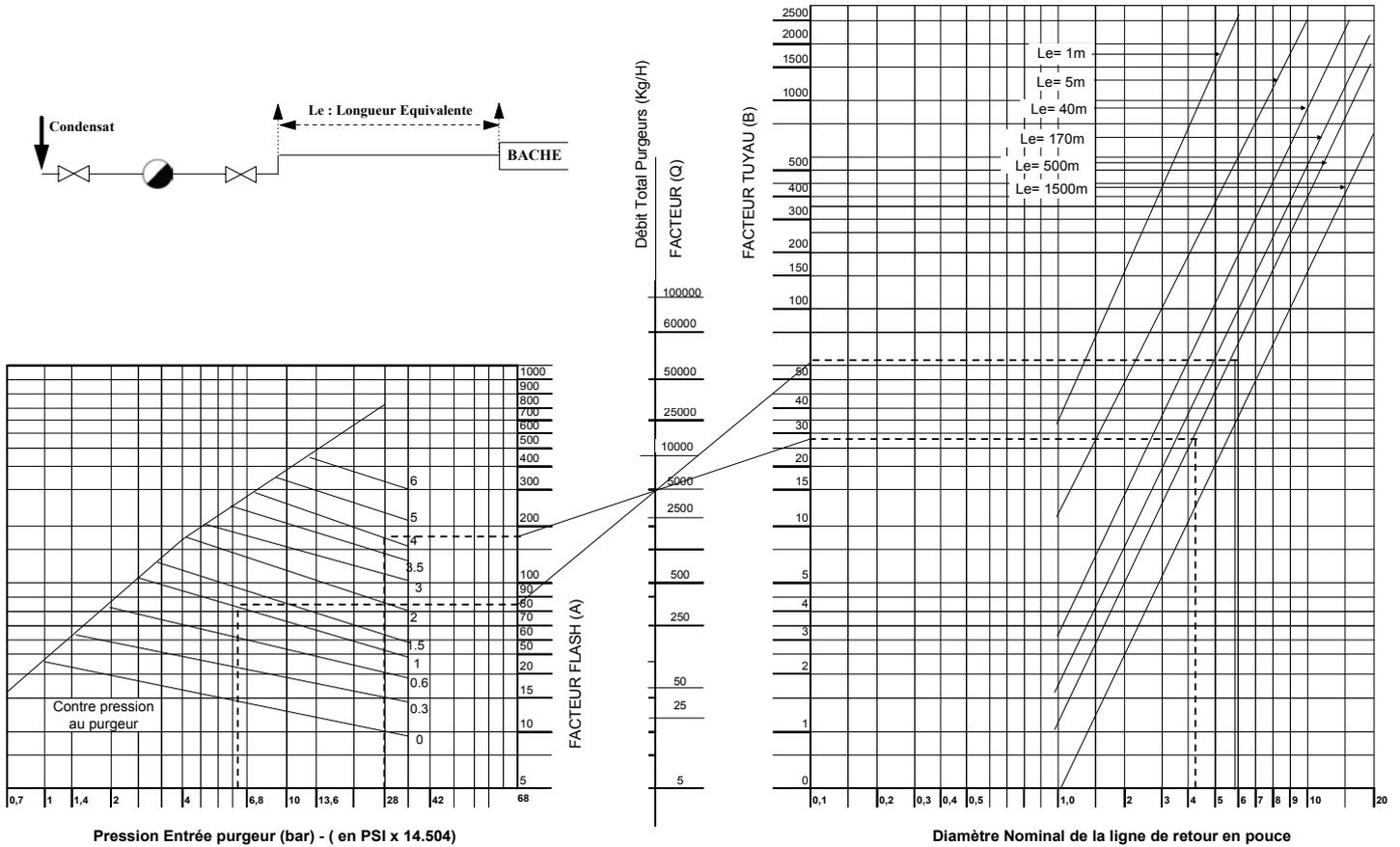
Dans le cas de purgeurs de ligne ou de traçage, il y a lieu de prendre 50% du débit total Q, dans le cas de purgeur chaud et 25% de Q dans le cas de purgeur froid.

De la même manière, nous pouvons dans l'autre sens déterminer en fonction d'une taille de tuyauterie de retour le débit maximum de condensat, pour des purgeurs chauds ou froids.

Longueur « Equivalente » de retour en mm

DN	COUDE à 90°C			COUDE à 45°C			Rob. Soupape 1 m/s
	1D	3D	5D	1D	3D	5D	
1/2"	0,35	0,25	0,3	0,2	0,1	0,15	3
3/4"	0,4	0,3	0,35	0,2	0,15	0,18	4
1"	0,53	0,4	0,45	0,25	0,2	0,23	5,5
1" 1/2	0,8	0,6	0,65	0,4	0,3	0,35	8,5
2"	1	0,75	0,8	0,5	0,3	0,4	12,5
2" 1/2	1,4	1	1,1	0,7	0,5	0,6	16
3"	1,8	1,25	1,4	0,9	0,6	0,7	18
4"	2	1,5	1,7	1	0,8	0,9	25
5"	2,6	1,75	1,95	1,3	0,9	1	31
6"	3,2	2,2	2,5	1,6	1,1	1,2	40
8"	4,2	3	3,4	2,1	1,5	1,7	54
10"	5,5	3,8	4,2	2,3	1,9	2,1	69

Abaque de détermination des lignes de retours de condensat : Longueur de retour de tuyauterie « Equivalente » en mm



Réseau de Vapeur Type

