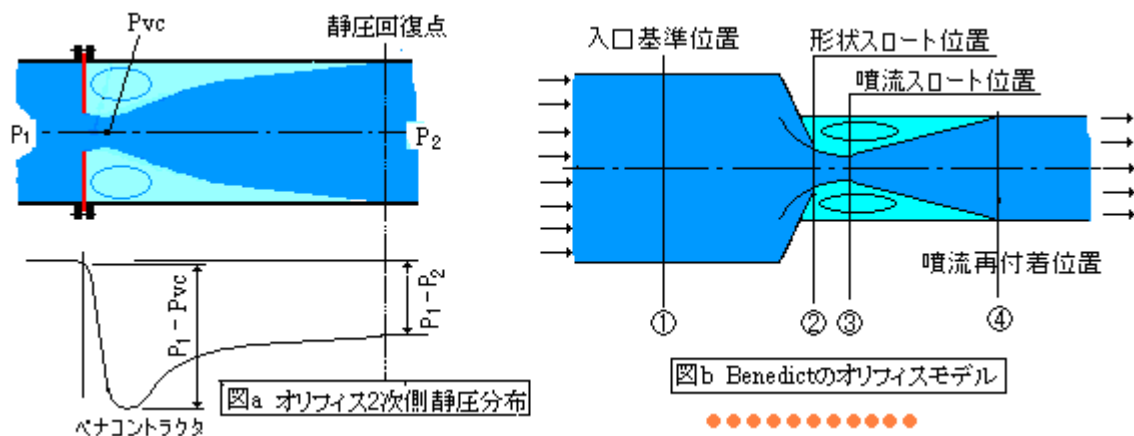


【整番】FE-23-TM-016	【標題】オリフィス通過後にフラッシュする流れの限界流量		
分類：流れ(オリフィス)／種別：技術メモ	作成年月：H20.6／改訂：Ver0.1 (H20.6)		作成者：N.Miyamoto

H20.6.18 誤記訂正など

全4枚

1. 図 a はオリフィスの一般的なフローパターンを示している。オリフィス絞りを通過する流体がサブクール度の低い液の場合は、固定絞りを通過した後に圧力が飽和蒸気圧を割り込んでキャビテーションが発生しそれが噴流全断面に拡がりいわゆるフラッシュ状態になる。そしてフラッシュした流体の割合が高くなると、オリフィス噴流のコア部分が音速に達しチョーキング状態になる。いわゆる**チョーキングキャビテーション状態**である。周知のように流れがチョークすると、その流れは 2 次側(チョーク点の下流側)の圧力の影響を受けなくなるので、1 次側－2 次側の圧力差による流れから、上流の 1 次側の圧力に支配される流れに変わる。この場合、収縮部の高速コアは 60～70% 程度に絞られ流速は音速止まりになって噴流の体積流量は限界に達する。エンジニアリングの局面によってはこの限界流量が問題になることもある。以下この**限界流量の概算式を導いてみる**。



2. 弁は可変絞りであって、固定絞りのオリフィスと同類である。制御弁のサイジングにおける最大差圧 (ΔP_{\max}) は次式で与えられる⁽¹⁾。

$$\Delta P_{\max} = F_L^2 (P_1 - F_F P_v) \quad \text{----- (a)}$$

ここで、 P_1 ＝一次側圧力、 P_v ＝飽和蒸気圧、 F_L ＝液体圧力回復係数、 F_F ＝液体臨界圧力比係数

この式では 2 つのユニークな係数が用いられている。これらの定義式は、

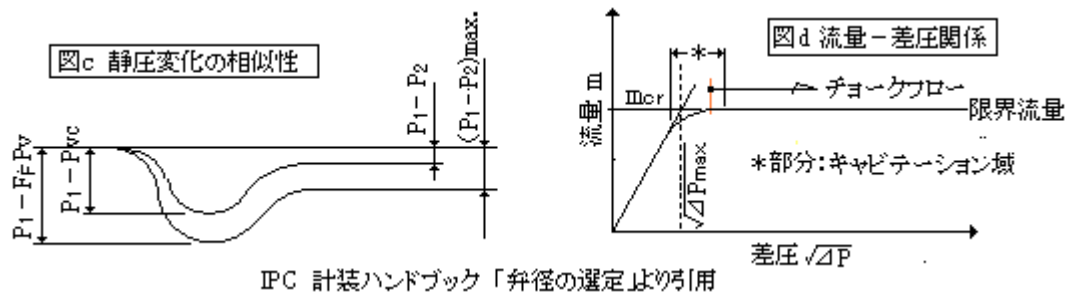
$$F_L = \{(P_1 - P_2) / (P_1 - P_{vc})\}^{0.5}, \quad F_F = 0.96 - 0.28 (P_v / P_c)^{0.5}$$

液体圧力回復係数 F_L は縮流部でいったん低下した圧力がどの程度回復するかを示すもので定義の形は (公称圧力差/最大圧力差) の平方根になっている。一方、

液体臨界圧力比係数 F_F はフラッシュがチョークを起こす時の縮流部の静圧と飽和蒸気圧の比を表わしており、(a) の右辺の $(P_1 - F_F P_v)$ はチョーキング発生点の $(P_1 - P_{vc})$ を表わしている。なお P_c は熱力学上の限界圧力である。

(a) 式を変形すると、 $(P_1 - P_2) / (P_1 - P_{vc}) = (P_1 - P_2)_{\max} / (P_1 - F_F P_v)$ 但し $(P_1 - P_2)_{\max} = \Delta P_{\max}$ 。左辺はフラッシュのないノーマルな液流れでの、右辺はフラッシュ寸前の液流れでの [全圧力降下/のど部圧力降下] の割合を示しており、等置して変化のプロポーションがほぼ相似であることを表現している⁽³⁾ (図 c 参照)。なお、 $(P_1 - P_2)_{\max}$ 即ち ΔP_{\max} は仮想のものであるが、 ΔP_{\max} から得られる仮想流量 m_{cr} が

近似的に限界流量を表わしており、以降はチョーキングによって流量一定となる。図 d はこれを示している。図の(*)部分がキャビテーション域(初生キャビからチョーキングキャビテーションまで)になる。



3. 以上は弁を対象にしているが、もちろんこれはオリフィスの限界流量の推定にも使用できる。この場合液体圧力回復係数 F_L をどう設定するか？ 以下、オリフィスの F_L を求める。

Benedict によれば、液体オリフィス流れについて次の式が成立する⁽³⁾。図 b 参照のこと。

$$P_3 = P_{vc} = P_1 + 0.5 \rho \{V_1^2 - (1 + K_{13})V_3^2\} = P_1 + 0.5 \rho \{1 - (1 + K_{13})/(\beta^4 C_c^2)\} V_1^2 \quad \text{-----}(b)$$

$$P_4 = P_1 + 0.5 \rho \{V_1^2 - V_4^2 - K_{14}V_2^2\} = P_1 - 0.5 \rho (K_{14}/\beta^4) V_1^2 = P_1 - 0.5 \rho K V_1^2 \quad \text{-----}(c)$$

ここで、 P_1 =入口側静圧、 P_3 =ベナコントラクタ(縮流部)静圧、 P_4 =静圧回復点静圧、
 K_{13} =入口から縮流分までの圧損係数(V_3 ベース) $= C_c^2(1 - \beta^4)/C_D^2 - (1 - \beta^4 C_c^2)$ 、
 K_{14} =入口から静圧回復点までの全圧損係数(V_2 ベース) $= (1 - \beta^4)/C_D^2 - 2\beta^2(1/C_c - \beta^2)$
 K =入口から静圧回復点までの全圧損係数(V_1 ベース) $= (1/\beta^4 - 1)/C_D^2 - 2\{1/(\beta^2 C_c) - 1\}$
 V_1 、 V_4 =入口側および静圧回復点以降の平均流速($V_1=V_4$)、 β =オリフィス孔径/管内径比、
 C_c =縮流係数(=縮流断面積/オリフィス孔断面積)、 C_D =流量係数
 ρ =流体密度($=\gamma/g$)、 γ =比重量、 g =重力加速度
 サフィックス 1,2,3,4 → 図 b の位置①, ②, ③, ④を意味する。

$P_2 = P_4$ 、 $P_{vc} = P_3$ において、(b), (c) 式よりオリフィスの液体圧力回復係数 F_L が得られる。即ち、

$$F_L = \{(P_1 - P_2)/(P_1 - P_{vc})\}^{0.5} = [K/\{(1 + K_{13})/(\beta^4 C_c^2) - 1\}]^{0.5}$$

液流れにおけるオリフィス通過質量流量(m)は $m = A(2g\gamma \Delta P/K)^{0.5}$

ここで、 $m \rightarrow m_{cr}$ 、 $\Delta P \rightarrow \Delta P_{max} = F_L^2(P_1 - F_F P_v)$ であるから、限界質量流量 m_{cr} は次のようになる。

$$m_{cr} = A F_L \{2g\gamma (P_1 - F_F P_v)/K\}^{0.5} \quad \text{-----}(d)$$

ここで A =管断面積(m^2) $= \pi d^2/4$ 、 d =管内径(m)、 d_h =孔径(m)、 g =重力加速度($=9.807m/s^2$)、
 γ =液比重量(kg/m^3)、 ν =動粘度(m^2/s)、 P_1 =入口側静圧(kg/m^2A)、
 P_v =飽和蒸気圧(kg/m^2A)、 P_c =熱力学的臨界圧力(kg/m^2A)(表 a 参照)
 F_L =液体圧力回復係数 $= [K/\{(1 + K_{13})/(\beta^4 C_c^2) - 1\}]^{0.5}$
 F_F =液体臨界圧力比係数 $= 0.96 - 0.28(P_v/P_c)^{0.5}$
 K =入口から静圧回復点までの全圧損係数(V_1 ベース) $= (1/\beta^4 - 1)/C_D^2 - 2\{1/(\beta^2 C_c) - 1\}$

K_{13} =入口から縮流部までの圧損係数(V_3 ベース) $=C_c^2(1-\beta^4)/C_D^2-(1-\beta^4C_c^2)$ 、

K_{14} =入口から静圧回復点までの全圧損係数(V_2 ベース) $=(1-\beta^4)/C_D^2-2\beta^2(1/C_c-\beta^2)=\beta^4K$

C_c =縮流係数 $=0.61375+0.13318\beta^2-0.26095\beta^4+0.51146\beta^6$

C_D =排出係数 $=[(1-\beta^4)/(1/C_c^2-\beta^4+0.26-1.511(\beta-0.35)^2)]^{0.5}$ (注)

β = 孔径/管径比 $=d_h/d$ 、

(注) Benedict の C_D 式には孔通過レイノルズ数の項も含まれるが影響は少ないのでここでは割愛。

表 a 7-1 表 工業上重要な物質の臨界値 (臨界温度順に配列)

物 質	記 号	臨 界 圧	臨界温度	臨界容積 v_k	液の標準・ 容積 v_0	v_k/v_0
		kg/m ²	°C	dm ³ /kg	dm ³ /kg	
水 銀	Hg	1 077 $\times 10^4$	1 460	0.2	0.074	2.71
ア ニ リ ン	C ₆ H ₇ N	54.1 $\times 10^4$	425.7	—	—	—
水	H ₂ O	225.6 $\times 10^4$	374.1	3.18	1.000 16	3.09
ベンゾール	C ₆ H ₆	49.6 $\times 10^4$	288.6	3.28	1.11	2.98
アルコール	C ₂ H ₆ O	65.1 $\times 10^4$	243	3.6	1.36	2.64
エーテル	C ₄ H ₁₀ O	37.5 $\times 10^4$	194	3.8	1.4	2.7
エチルクロライド	C ₂ H ₅ Cl	54.8 $\times 10^4$	185	—	—	—
亜硫酸ガス	SO ₂	80.4 $\times 10^4$	157.3	1.92	0.64	3.0
メチルクロライド	CH ₃ Cl	68.1 $\times 10^4$	143.1	2.7	—	—
アンモニア	NH ₃	115.2 $\times 10^4$	132.4	4.24	1.43	2.6
塩化水素	HCl	85.8 $\times 10^4$	51.4	—	—	—
酸化窒素	N ₂ O	74.0 $\times 10^4$	36.5	2.2	—	—
アセチレン	C ₂ H ₂	64.1 $\times 10^4$	35.7	4.33	—	—
エタン	C ₂ H ₆	50.5 $\times 10^4$	35.0	4.8	—	—
炭酸ガス	CO ₂	75.8 $\times 10^4$	31.0	2.16	0.84	2.57
エチレン	C ₂ H ₄	52.3 $\times 10^4$	9.5	4.7	—	—
メタン	CH ₄	47.2 $\times 10^4$	-82.5	6.18	—	—
亜酸化窒素	NO	67.2 $\times 10^4$	-94.0	—	—	—
酸素	O ₂	51.4 $\times 10^4$	-118.8	2.33	0.80	2.92
アルゴン	A	49.6 $\times 10^4$	-122.4	1.9	0.698	2.75
一酸化炭素	CO	35.6 $\times 10^4$	-140.2	3.22	1.17	2.76
窒素	—	38.5 $\times 10^4$	-140.7	3.2	1.26	2.5
窒素	N ₂	34.6 $\times 10^4$	-147.1	3.22	1.14	2.82
水素	H ₂	13.2 $\times 10^4$	-239.9	32.3	13.3	2.43
ヘリウム	He	2.34 $\times 10^4$	-267.9	15	6.8	2.24

谷下市松【工業熱力学基礎編】より抜粋

4. 例 題

内径 $\phi 100$ の熱水配管中に $\phi 30$ 孔のオリフィスを設けているが、緊急時、2 次側の絞りを開放して熱水をフル流量流したい。どの程度まで流すことができるか？ なお、

1 次側圧力： $P_1=3\text{ata}$ 、飽和蒸気圧： $P_v=0.483\text{ ata}(80^\circ\text{C})$ 、臨界圧力： $P_c=225.6\text{ata}$

熱水の比重量： $\gamma=972\text{ kg/m}^3$ 、

$$\beta = dh/d = 30/100 = 0.3, A = 0.7854 \times 0.1^2 = 0.007854 \text{ m}^2$$

$$F_F = 0.96 - 0.28(P_v/P_c)^{0.5} = 0.96 - 0.28(4830/2256000)^{0.5} = 0.947$$

$$C_c = 0.61375 + 0.13318 \beta^2 - 0.26095 \beta^4 + 0.51146 \beta^6$$

$$= 0.61375 + 0.13318 \times 0.3^2 - 0.26095 \times 0.3^4 + 0.51146 \times 0.3^6 = 0.624$$

$$C_D = [(1 - \beta^4) / \{(1/C_c^2) - \beta^4 + 0.26 - 1.511(\beta - 0.35)^2\}]^{0.5}$$

$$= [(1 - 0.3^4) / \{(1/0.624^2) - 0.3^4 + 0.26 - 1.511(0.3 - 0.35)^2\}]^{0.5} = 0.593$$

$$K_{13} = C_c^2(1 - \beta^4) / C_D^2 - (1 - \beta^4 C_c^2) = 0.624^2(1 - 0.3^4) / 0.593^2 - (1 - 0.3^4 \times 0.624^2) = 0.101$$

$$K = (1 / \beta^4 - 1) / C_D^2 - 2 \{1 / (\beta^2 C_c) - 1\} = (1 / 0.3^4 - 1) / 0.593^2 - 2 \{1 / (0.3^2 \times 0.624) - 1\} = 315$$

$$F_L = [K / \{(1 + K_{13}) / (\beta^4 C_c^2) - 1\}]^{0.5} = [315 / \{(1 + 0.101) / (0.3^4 \times 0.624^2) - 1\}]^{0.5} = 0.951$$

$$m_{cr} = A F_L \{2g \gamma (P_1 - F_F P_v) / K\}^{0.5} = 0.007854 \times 0.951 \times \{2 \times 9.807 \times 972 \times (30000 - 0.947 \times 4830) / 315\}^{0.5} \\ = \mathbf{9.27 \text{ kg/s}}$$

$$\text{体積流量 : } Q = m_{cr} / \gamma = 9.27 / 972 = 0.00954 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{差圧 : } \Delta P_{\max.} = F_L^2 (P_1 - F_F P_v) = 0.951^2 \times (30000 - 0.947 \times 4830) = 23000 \text{ kg/m}^2 = \mathbf{2.3 \text{ ata}}$$

$$\text{入口側流速 : } V_1 = m_{cr} / (\gamma A) = 9.27 / (972 \times 0.007856) = \mathbf{1.214 \text{ m/s}}$$

$$\text{孔通過流速 : } V_2 = V_1 / \beta^2 = 1.214 / 0.3^2 = \mathbf{13.5 \text{ m/s}}$$

$$\text{のど部流速 : } V_3 = V_2 / C_c = 13.5 / 0.624 = \mathbf{21.6 \text{ m/s}}$$

引用文献：

(1) ANSI/ISO-S75.01”Control Sizing Equation” 及び

“Sizing Control Valves for Flashing Service”(H. W. Boger) Instrument & Control System Jan1970

(2) IPC 計装ハンドブック(H3 再版) [プロセス計装制御技術協会編] 1.4.4 弁径の選定

(3) ”Fundamental of Pipe Flow” by R. P. Benedict(A- Wiley-interscience Pub.)ないし

【FE-23-TM-012 Benedict のオリフィス/ノズル/ベンチュリ圧損計算】