研 究 紹 介

圓管中に於ける泥状態、泥漿態及び懸濁態の流動

(D. H. Caldwell and H. E. Babbitt, *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 249~256, 1941)

鑿井、製紙、浄水及浚泥作業等に於て各種泥漿の輸送に際しポンプ及配管の設計に於ては各工學者は屢々此問題に當面するのである。併し乍ら是等流體の計算の基礎式は單なる實驗式とか又は或る特別な場合に於てのみ利用し得る式であつて、理論的には餘り検討が加へられなかつたのであつた。著者は此點を更に考察し此種流動の理論を検討し速度による 2 つの異なる流動様式、即ち粘流 (Plastic flow) と混流 (Turbulent flow) との基礎的概念を考察し、更に是等の轉移に於ける臨界速度 (Critical velocity) の計算式を検討した。又是等の理論より粘流の場合の方程式を誘導し、その結果を實驗的に検査し、又式中各恒數の決定に對する測定法及測定結果を示し其誤りなきを證明したのである。尙臨界速度以上即ち混流の場合に於ける方程式を眞の流體の場合のそれに比較し理論及實驗兩方面より之に検討を加へたのである。

粘 流 (Plastic Flow)

著者は先づ速度の遅い場合即ち粘流の場合の根本概念として、粘度 (viscosity) と粘稠度 (plasticity) との差異を取上げ之を明確にして居る。即ち粘度とは液體の流動又は變形に對する抵抗の尺度と考へて液體の變形割合は其れに働く外力の直線的函數として表し得、粘度係數を次式によつて定義して居る。

$$\mu' = \tau x / v \quad (\text{ボイズ C. G. S.}) \quad (1)$$

之に對し一方の粘稠度とは此處に取扱はんとする泥漿に對し特有の降伏値 (Yield value) を有して居り、此値以上の外力により初めて連續的に變形させることが出来る。更に此の降伏値以上の外力下に於ては (1) の粘度の場合と同じく外力の増加によつて速度を増加せしむる事が出来る。此場合粘稠度の尺度は剛性係數 (Coefficient of Rigidity) として次式の如く表す、

$$\eta' = \frac{(\tau - \tau_y) x}{v} \quad (2)$$

此處に τ_y は降伏値である。

次に著者は此粘流に於ける摩擦損失を公式化する爲に、之に影響ある各種の因子を考察したのである。此事に就いては嘗て Bingham (E. C. Bingham "Fluidity and Plasticity," New

York, McGraw-Hill Book Co. 1922) が考へた所によつて、流速、管徑、管長及び泥漿密度並に剛性等の泥漿の特性並に泥漿の降伏値である。而して壓力及溫度等は泥漿の特性に對する影響を通じて摩擦損失に間接的に關係あるものとした。又管壁の粗度は此様な粘流の範圍内では影響がない事を考察した。

以上の基礎的考察から次に示す様な數學的な解析によつて方程式を誘導したのであるが、最初の部分は Bingham の行つた毛細管の場合の粘流方程式より出發したのである。第 1 圖に示す如き流體の均一定常状態を考へると、1 及 2 間に於て流動

第 1 圖

と與へる全力 $\pi R^2 (\Delta P)$ は此場合は加速度がないから $2\pi RL\tau_y$ の符號の反對の力に等しいのである。此處に τ_y は管壁に於ける剪斷力 (Shearing force) である。

即ち

$$\tau_y = R (\Delta P) / 2L \quad (3)$$

従つて管徑任意の點 r に於ける剪斷力 τ_r は次の如くである、

$$\tau_r = r (\Delta P) / 2L \quad (4)$$

一方管の中心に於ける泥漿の洗れは r_0 の徑を持つて居る固體の栓 (Solid Plug) の外面に働く剪斷力と等しいのであつて此の場合の力は τ_y と一致するのである。従つて

$$\tau_y = r_0 (\Delta P) / 2L \quad (5)$$

即ち降伏値 τ_y よりも剪斷力が小さい時は流體は流れないのである。従つて圓管に於ては (2) 式は次の如く變形される、

$$dv = -\frac{1}{\eta'} (\tau_r - \tau_y) dr \quad (6)$$

此式の τ_r に (4) 式の τ_r を代入して

$$dv = -\frac{1}{\eta'} \left[\frac{r (\Delta P)}{2L} - \tau_y \right] dr \quad (7)$$

管の中心より r の距離にある部分に於ては流體の速度は上式

を積分したものである。

$$\begin{aligned} v_r &= -\frac{1}{\eta'} \int_R \left[\frac{r(\Delta P)}{2L} - \tau_y \right] dr \\ &= \frac{1}{\eta'} \left[\frac{(\Delta P)r^2}{4L} - \tau_y r \right]_R \\ &= \frac{1}{\eta'} \left[\frac{(\Delta P)}{4L} (R^2 - r^2) - \tau_y (R - r) \right] \dots\dots (8) \end{aligned}$$

而して中心に於ける速度は $r=r_0$ として (5) 式から $r_0 = \frac{\tau_y \cdot 2L}{\Delta P}$ を代入して

$$v_0 = \frac{1}{\eta'} \left[\frac{(\Delta P)}{4L} R^2 + \frac{L\tau_y^2}{\Delta P} - \tau_y R \right] \dots\dots (9)$$

流體全量 Q は次の 2 つからなるのである。其の 1 つは栓に相當する流動割合であり、他のものは栓と管壁との間の流れである。従つて Q は

$$Q = \pi r_0^2 v_0 + 2\pi \int_{r_0}^R r v_r dr \dots\dots (10)$$

此處に $R < r < r_0$ である。

即ち栓に相當する部分の流動割合は第 1 の項に (9) 式の v_0 及 (5) 式の r_0 を夫々代入して

$$\pi r_0^2 v_0 = \frac{4\pi\tau_y^2 L^2}{(\Delta P)^2 \eta'} \left[\frac{(\Delta P) R^2}{4L} + \frac{L\tau_y^2}{\Delta P} - \tau_y R \right] \dots\dots (11)$$

又 R と r_0 との間の流量は第 2 項を計算して

$$\begin{aligned} 2\pi \int_{r_0}^R r v_r dr &= \frac{2\pi}{\eta'} \int_{r_0}^R \left[\frac{\Delta P}{4L} (R^2 r - r^3) - \tau_y (Rr - r^2) \right] dr \\ &= \frac{2\pi}{\eta'} \left[\frac{R^4 (\Delta P)}{16L} - \frac{R^3 \tau_y}{6} - \frac{(\Delta P)}{4L} \left(\frac{R^2 r_0^2}{2} - \frac{r_0^4}{4} \right) \right. \\ &\quad \left. + \tau_y \left(\frac{R r_0^2}{2} - \frac{r_0^3}{3} \right) \right] \end{aligned}$$

更に (5) 式の r_0 の値を代入して

$$\begin{aligned} 2\pi \int_{r_0}^R r v_r dr &= \frac{2\pi}{\eta'} \left(\frac{R^4 (\Delta P)}{16L} - \frac{R^3 \tau_y}{6} - \frac{R^2 L \tau_y^2}{2(\Delta P)} \right. \\ &\quad \left. + \frac{2RL^2 \tau_y^3}{(\Delta P)^2} - \frac{5L^3 \tau_y^4}{3(\Delta P)^3} \right) \dots\dots (12) \end{aligned}$$

即ち (11) 及 (12) を加へて

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\pi}{\eta'} \left[\frac{R^4 (\Delta P)}{8L} - \frac{R^3 \tau_y}{3} + \frac{2L^3 \tau_y^4}{3(\Delta P)^3} \right] \dots\dots (13) \\ &= \frac{\pi R^3}{4\eta'} \left[\frac{R(\Delta P)}{2L} - \frac{4}{3} \tau_y + \frac{8L^3 \tau_y^4}{3(\Delta P)^3 R^3} \right] \end{aligned}$$

(3) 式の τ_p を入れて

$$Q = \frac{\pi R^3}{4\eta'} \left[\tau_p - \frac{4}{3} \tau_y + \frac{1}{3} \frac{\tau_y^4}{\tau_p^3} \right]$$

従つて管中平均の速度は πR^2 で割算して

$$V = \frac{R}{4\eta'} \left[\tau_p - \frac{4}{3} \tau_y + \frac{1}{3} \frac{\tau_y^4}{\tau_p^3} \right] \dots\dots (14)$$

此式中 η' の単位は ergs/sec-foot であるから之を pounds/sec-foot で表はし η とせば此 V を g で割らなければならぬ。

$$V = \frac{gD}{8\eta} \left[\tau_p - \frac{4}{3} \tau_y + \frac{1}{3} \frac{\tau_y^4}{\tau_p^3} \right] \dots\dots (15)$$

又は

$$V = \frac{gD\tau_p}{8\eta} \left[1 - \frac{4}{3} \left(\frac{\tau_y}{\tau_p} \right) + \frac{1}{3} \left(\frac{\tau_y}{\tau_p} \right)^4 \right] \dots\dots (16)$$

此最後の項 $\frac{\tau_y}{\tau_p}$ は通常 0.5 以下であつて従つて此項は非常に小さい数である。例へば $\frac{\tau_y}{\tau_p} = 0.4$ とすると此項を省略して考へると 1.8% の誤差である。従つて省略しても差支ないのである。即ち

$$V = \frac{gD}{8\eta} \left(\tau_p - \frac{4}{3} \tau_y \right) \dots\dots (17)$$

尚 Bingham は η と τ_y とは測定装置には関係せずして泥漿の特性にのみよる係数であるとしたのである。而して此事實は此の研究に於ても實驗的に確められたのである。今 τ_p を縦軸とし $\frac{8V}{gD}$ を横軸として上の理論的に導かれた式を圖示して見ると第 2 圖の如くである。即ち此直線部の傾斜は η を示し、

第 2 圖

又直線と τ_p 軸との交點は τ_y の $\frac{4}{3}$ を示す筈である。泥漿を處理する工業用管に於ては此 (17) 式が τ_y 及 η を決定するために此實驗の範圍内で正確に利用出来るのである。

次に $H\rho\pi R^2 = 2\tau_p\pi RL$ の關係を (17) 式に入れて見ると更に便利な形のものとなる。此處に H は管の 2 個所に於ける静壓の差である。

$$\frac{H}{L} = 32 \left[\frac{\tau_y}{6\rho D} + \frac{\eta V}{g\rho D^2} \right] \dots\dots (18)$$

著者の研究は此 (18) 式が實用の目的のため實驗的に詳しく行はれたのである。第 1 表は摩擦抵抗損失の計算値と實測値とが示されて居るのであるが此實驗の範圍内では完全に一致して居る事が看られる。

以上は理論的考察より誘導された結果であるが之を實驗的に確めた方法は次の如くである。

實驗の裝置は第 3 圖に示す如きものである。 $\frac{1}{2}$ 、1、2、及び 3 寸の直徑の異なる 4 種類の管で長さは何れも 21' である。又使用された泥漿は下水泥漿及粘土泥漿である。測定事項

第 1 表

TABLE I. COMPARISON OF OBSERVED AND COMPUTED VALUES OF HEAD LOSS IN PIPES OF VARIOUS SIZES

Type of Sludge and Source ^a	Moisture, % by Weight	Diameter of Pipe, In.	Velocity, Ft./Sec.	Obsvd. Head Loss, Ft./100 Ft.	Computed Head Loss, Ft./100 Ft.	Variation, %
Sewage sludge, Calumet treatment plant, Chicago; $\tau_v = 0.060$, $\eta = 0.021$	88	5	0.5	1.32	1.34	1.5
			1.0	1.42	1.43	0.7
			1.5	1.52	1.53	0.7
			2.0	1.62	1.63	0.6
			2.5	1.72	1.73	0.6
			3.5	1.92	1.92	0.0
Sewage sludge; Calumet treatment plant; $\tau_v = 0.017$, $\eta = 0.035$	90	12	0.5	0.144	0.150	4.2
			0.7	0.152	0.161	5.9
			0.9	0.162	0.176	8.6
			1.0	0.169	0.178	5.3
			1.5	0.200	0.214	7.0
			2.0	0.242	0.234	-3.3
Sewage sludge; Calumet treatment plant; $\tau_v = 0.017$, $\eta = 0.026$	90	8	2.0 ^b	0.300	0.268	-10.6
			0.5	0.260	0.265	1.9
			0.7	0.275	0.287	4.4
			1.0	0.300	0.315	5.0
			1.5	0.372	0.361	-3.0
			2.0 ^b	0.480	0.408	-16.0
Clay slurry from water purification plant; $\tau_v = 0.011$, $\eta = 0.005$	88.4	4	0.5	0.30	0.32	6.7
			0.7	0.31	0.34	9.7
			0.9	0.33	0.35	6.1
			1.5	0.37	0.40	8.0
			1.8 ^b	0.41	0.41	0.0
Sewage sludge, digested; sewage disposal plant, Stuttgart, Germany; $\tau_v = 0.10$, $\eta = 0.077$	90	7.9	1.0	1.50	1.57	4.7
			1.5	1.62	1.72	6.2
			2.0	1.82	1.86	2.2
			2.5	2.00	2.00	0.0
			3.0	2.20	2.14	-2.7
			4.0	2.47	2.33	-5.7
Illinois yellow clay suspension; tests made here; $\tau_v = 0.72$, $\eta = 0.028$	52	3	5.0 ^b	2.75	2.71	-1.5
			2.0	26.1	26.3	0.8
			3.0	27.2	27.1	-0.4
			4.0	27.9	28.0	0.4
			6.0	28.9	28.8	-0.3
			7.0 ^b	29.7	29.7	0.0
				30.5	30.5	0.0

^a The values of τ_v and η were determined by plotting appropriate data similarly to Figure 4 and reading intercepts and slopes.
^b Observed critical velocity.

第 3 圖

第 4 圖

は管の両端に於ける壓損失、流速及泥漿の密度、温度並に固體濃度等である。次に壓損失及流速は夫々管壁の τ_v 及び $8V/gD$ の價に換算され是等の結果は亦第 4 圖に示されて居る。此結果によれば管徑が降伏値 τ_v 及 剛性係數 η に及ぼす影響が明確に了解されるのである。即ち是等兩方の値は管徑には全く無關

係であり、又是等泥漿態の圓管中に於ける流動は眞の粘流である限り全く前記理論式に一致する事並に前述の諸假定事項の正しき事を證明し得るのである。

尙又此 τ_v 及 η は此裝置以外の色々な方法で測定されたのである。前述の如く τ_v は管の両端に於ける壓損失 H 、流體の密度 ρ 及管の徑及長さ D 及 L より次の式で計算される。

$$\tau_v = H\rho D/4L \dots\dots\dots (19)$$

是等兩係數の測定には亦 Störmer Viscometer が適當と認められ此實驗に於ては此 Viscometer の Cup を少しく修正したものを使用した。其 Cup は第 5 圖の如くである。此 Viscometer は元來機械油とか油脂とかの粘度測定に使用されて居るのであるが此處に使用したのは泥漿であつて相當粒子の大きい固體があるため標準の Cup では同轉圓筒と閉鎖圓筒並に静止せる Cup との間に混流を起す傾向があるので此修正された Cup を使用したのである。試料を Cup の上縁より正しく 0.25" の所迄充たし然る後同轉圓筒が取り付けられる、ドラムに捲き付けられた紐が此圓筒を同轉せしむるための一

Note: Surfaces in contact with sludge must not be highly polished.

第 5 圖

定の重さの錘りに接續されて居る。測定する時は先づ制止器が解かれ圓筒は同轉し始めるのである。而して 190 同轉するに要する時間を讀むのである。grs 單位の同轉力に對應する R.P.M. が計算されるのである。此場合 2, 3 同讀みが取られた後は更に新しく試料を入替へて測定しなければならない。其理由は粘土類の搖變現象 (Thixotropy) に基づく誤差を消去するためである。Thixotropy とは泥漿を振盪すると流動性を増加すると云ふゲル (gel) 質の特性を云ふのである。尙此現象は可逆的な反應である。

實驗に使用された試料は 4 種の粘土泥漿であつて、結果は第 6 圖に示された通りである。即ち同轉力 W と同轉速度 N との關係が組立てられて居る。又同一試料について最初の裝置で測定された τ_v と $8V/gD$ との關係は第 7 圖の如くであつて是等の兩曲線は其形狀全く同一である。而して前者の場合の τ_v に相當するものは W 、又 $8V/gD$ に相當するものは N である。又後者の曲線より得られる τ_v と η に相當するものを夫々 W_v 及 λ とすれば $\tau_v \propto W_v$ 、 $\eta \propto \lambda$ となる。是等の比較値を一表にしたものは第 2 表の如くである。此結果から見ると明らかに

第 6 圖

第 2 表

TABLE II. RELATION OF τ_y TO W_y AND OF η TO λ

Test No	Substance	Sp. Gr.	% Solids	Yield Value, τ_y	W_y	Ratio τ_y/W_y	Coefficient of Rigidity, η	λ	Ratio η/λ
I	Clay suspension	1.49	52.0	0.72	355	0.0020	0.030	8.0	0.0037
II ^a	Same	1.49	52.3	0.74	370	0.0020	0.036	9.5	0.0038
III ^a	Same	1.44	48.9	0.418	205	0.0020	0.022	7.0	0.0032
IV ^a	Same	1.40	45.3	0.245	124	0.0019	0.014	4.4	0.0032
V ^a	Same	1.36	42.2	0.139	66	0.0021	0.013	4.0	0.0033
VI ^a	Cylinder oil	0.88	0.0	0.0	0	0.0020	0.074	21.2	0.0035
Average									0.0035

^a See Figures 9 and 10.

第 7 圖

第 3 表

TABLE III. COMPARISON OF COMPUTED AND OBSERVED VALUES OF CRITICAL VELOCITIES

Diam. of Pipe, In.	Yield Value, τ_y	Coefficient of Rigidity, η	Critical Velocity		Obsvd.	Source of Information
			Computed			
			V_{lc}	V_{uc}		
Imhoff-Tank Sewage Sludge						
8	0.057	0.044	4.2	5.7	4.0	(2)
	0.043	0.040	3.8	5.1	3.7	(2)
	0.033	0.036	3.3	4.5	3.5	(2)
	0.024	0.034	2.9	3.8	3.0	(2)
	0.017	0.026	2.4	3.2	2.7	(2)
	0.013	0.018	1.9	2.6	2.2	(2)
	0.006	0.016	1.5	2.0	1.8	(2)
	0.003	0.016	1.1	1.6	1.3	(2)
0.0015	0.014	0.9	1.3	1.0	(2)	
12	0.020	0.0514	2.8	3.8	3.0	(2)
	0.014	0.035	2.1	3.0	2.6	(2)
	0.009	0.032	1.8	2.5	2.3	(2)
	0.005	0.036	1.6	2.2	2.1	(2)
	0.0026	0.025	1.1	1.6	1.7	(2)
	0.0015	0.024	1.0	1.4	1.4	(2)
3	0.115	0.0163	5.4	7.3	6.5	(3)
2	0.091	0.0165	5.6	7.7	7.0	(3)
1	0.075	0.0165	7.6	11.1	7.0	(3)
1	0.065	0.0165	7.4	10.8	7.0	(3)
Clay Slurry from Sedimentation-Tank Sludge						
4	0.020	0.005	2.0	2.7	2.2	(5)
	0.056	0.005	3.3	4.2	3.6	(5)
	0.117	0.005	4.6	5.8	6.0	(5)
	0.158	0.005	5.3	6.8	7.0	(5)
	0.214	0.005	6.1	7.6	8.3	(5)
	0.012	0.005	1.5	2.1	1.8	(5)

FIGURE 11. FRICTION-FACTOR CHART (7)

Relative Roughness of Pipes

Tubings	Curve Number																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
A	0.35 up	48-66	14-42	6-12	4-5	2-3	1 1/2	1-1 1/4	3/4	1/2	3/8	1/4	1/8	0.125	...	...	...	0.0625
B	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
C	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
D	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
E	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
F	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...

^a A = drawn tubing, brass, tin, lead, glass.

B = clean steel, wrought iron.

C = clean galvanized iron.

^b In drawn tube, actual diameter is given; in pipe, nominal size of standard weight is given.

第 8 圖

比例關係が正しく成立つのであつて、即ち次の實驗式を得るのである。

$$\tau_y = 0.0020 W_y \dots\dots\dots (20)$$

$$\eta = 0.0035 \lambda \dots\dots\dots (21)$$

尙是等の兩測定結果は全く同一であると同時に剪断力の小さな所と大なる所では共に W と N との關係は直線的ではなくなつて来る。即ち AB と CD との範圍が直線的である。此外回轉圓筒式の Kampf 式粘度計、落球式、振動振子式及毛細管等の粘度計が此測定に適するのである。是等の内毛細管式のものゝ眞の τ_y 及 η の價を決定することが出来る。是等については Acad. of Sciences of Amsterdam, Report on Viscosity & Plasticity, 1st report 1935, 2nd report 1938. に詳細が出て居る。

臨界速度 (Critical Velocity)

此處に臨界速度とは此速度以下に於ては流體の摩擦損失は粘流方程式に従ひ、又是以上の速度では直接速度の冪數 1.7~2.0 乘に比例する様な臨界速度を云ふのである。

又レーノルズ數 $DV\rho/\mu$ は流體が管を流れる時に此臨界速度を決定するための一つの標準として使用されるのである。圓管中を流體が流れる時にレーノルズ數 Re が 2,000~3,000 以下では層流で以上では混流となる事は良く知られて居るのである。而して此泥漿の場合は裝置さへ一定であれば臨界速度に於ける Re は亦一定値を示す。 Re は μ を持つて居るから此の泥漿の見掛けの粘度を知るために一つの標準となるべきものが必要である。併し見掛けの粘度は既に示された様に流速に依つて變化するのである。即ち第 2 圖より明らかな様に $8V/gD$ の任意の値に相當する見掛け粘度は直線上の其點に於ける τ_p と $8V/gD$ との比に等しいのである。即ち

$$\mu = \tau_p / \frac{8V}{gD} = \frac{g\tau_p D}{8V} \dots\dots\dots (22)$$

之は Poissuille's equation を表すのである。此の (22) 式の τ_p は變數であり且臨界速度に對する式は管徑 D , 降伏値 τ_y , 剛性係數 η 及密度 ρ によつて表されるのであるから (17) 式は次の如き式となる,

$$\tau_p = \frac{4}{3} \tau_y + \eta \frac{8V}{gD} \dots\dots\dots (23)$$

(22) 及 (23) 式より

$$\mu = \frac{gD\tau_y}{6V} + \eta \dots\dots\dots (24)$$

此の (24) 式は任意の管徑中を任意の流速を以て流れる泥漿の見掛けの粘度である。此 (24) 式を Re 中の μ に代入し臨界速度を求むれば低臨界速度 V_{lc} は次の式で表される。

$$V_{lc} = \frac{1,000\eta + 1,000 \sqrt{\eta^2 + \frac{D^2\tau_y\rho g}{4,500}}}{D\rho} \dots\dots\dots (25)$$

同様にして高臨界速度 V_{uc} は

$$V_{uc} = \frac{1,500\eta + 1,500 \sqrt{\eta^2 + \frac{D^2\tau_y\rho g}{4,500}}}{D\rho} \dots\dots\dots (26)$$

而して此 V_{lc} と V_{uc} との間の速度では粘流、混流何れの場合もあり得る不確實な限界である。又此事柄は管の粗度によつて變化する事は明らかである。

又最近臨界速度の正確な値を決定するための方程式が提出され且實驗的に修正されたのである。(ibid., 323 (1940)) 即ち

$$V_c = \frac{8\eta + 8 \sqrt{\eta^2 + \frac{f\tau_y\rho D^2g}{24}}}{f\rho D} \dots\dots\dots (27)$$

此處に f は Fanning の式 $H=2fLV^2/gD$ に於ける摩擦係數である。但し此方程式の解は Trial and error の方法によつて解かねばならないのである。

實驗は (25) 及 (26) 式を照合するために前述の裝置で各種の泥漿について實驗が行はれた。是等の結果は第 3 表に示されて居る。即ち測定値と計算値との間には確實な一致があるのである。

混 流 (Turbulent flow)

第 8 圖に示すものはイリノイス大學で作られた結果であつて摩擦係數と Re との關係圖表であつて或る限度迄は混流泥漿に使用出来るのである。此圖は Pigott 氏 R. J. S. Pigott, *Mech. Eng.*, 55, 497 (1933)) によつて作られた。

今泥漿の分散媒の粘度が Re 決定に使用されるならば此の Re に對應する摩擦係數は水の如き眞の液體は流れる場合と同一である。此の事實より考へると泥漿の τ_y 及 η は混流に於ては其摩擦損失には何等の關係もない事になる。勿論臨界速度よりも大きくなつた時にのみ成立するのである。

混流に於て摩擦損失が流體の密度と流速とに依つて運動エネルギー損失に全く原因して居る事が云はれる場合は、眞の液體の粘度の如くに Re の計算に泥漿の分散媒の粘度を使用する事が出来るのである。即ち懸濁粒子の存在する泥漿に於ては其の密度を増加することが考へられるが、併し分散媒の粘度には何等の變化もないのである。而して此粘度は亦混流に於て管の中心が混流の状態に於て流動して居るにも不拘管の壁に於ては之に添つて矢張り一つの薄層の流れを起させるのである。此薄層は通常限界層 (Boundary layer) と云はれて居る。通常水力學の公式には速度の冪數は其流動が完全な混流状態でも 2 とはならないのである。併し非常な粗面を持つた管か又は圓滑面を持

第 9 圖

つた管中を極めて高い速度で流動する場合は其の冪数は2となつて来るのである。即ち此場合は其流動が完全な混流であり且摩擦損失は粘度には何等の関係もない唯運動エネルギーの損失にのみ原因して居る事を示すのである。此事は第8圖の示す様に高い Re に於ては直線は次第に水平となり、従つて摩擦損失は速度の平方によつて變化することになるのである。此圖は亦嚴密に泥漿態の流動問題を解くにも使用する事が出来る。

第 4 表

TABLE IV. CHARACTERISTICS OF SLUDGES TESTED

Sludge No.	γ , Lb./Sq. Ft.	η , Lb./Sec.-Ft.	Sp. Gr.	ρ , Lb./Cu. Ft.	% Moisture by Wt.	% Solids by Wt.	Type of Sludge
1	0.90	0.015	1.21	75.6	70.2	29.8	Clay suspension
2	0.60	0.015	1.20	75.0	73.5	26.5	Same
3	0.44	0.011	1.18	73.8	75.0	25.0	Same
4	0.29	0.010	1.18	72.5	76.7	23.3	Same
5	0.065	0.0165	1.06	66.3	86	14	Sewage sludge (Imhoff-tank)
6	0.19	0.008	1.15	72.0	79.7	20.3	Clay suspension
7	0.082	0.006	1.12	70.0	83.9	16.1	Same

以上の見解を以て著者は實驗を行つたのであるが其結果は第9圖に示されて居る。即ち8種の泥漿について900回の實驗が試みられた。泥漿の性質は第4表の如くである。流速は40 ft/sec と云ふ普通遭遇するものよりは可成高い速度である。又供試管は凡て Black Steel で 1/2" より 3" 直径のものである。此結果は第9圖に示された如くである。即ち泥漿の流速が限界速度より大なる範圍に於ては凡ての實驗値は良く Black Steel pipe に於て分散媒に於て支へられる直線の上に乗つて居るのであつて前述の考察が正しい事を證明して居るのである。(以上 石川 平七)

昭和 年16 用 名 簿 正 誤

正 會 員

頁	音	段	行	誤	正
15	ア	右	10	(公務休會)	東京市目黒區下目黒 3/475
"	"	"	11	東京市世田區	東京市世田區
17	"	左	16	淺野 患	淺野 忠
"	"	右	27	伊丹市北河原内所内	伊丹市北河原同所内
18	"	左	14	甘利文雄	甘利文夫
19	"	"	5	大阪市東淀川區十八條 601	大阪市東淀川區十八條 601 同社内
"	"	"	9	大連市清見町	大連市小波町
"	"	"	10	大阪市西淀川區百島町 102	大阪市西淀川區百島町 102 同社内
21	イ	左	15	伊 藤 祐	伊 藤 裕
32	オ	"	14	新町今出川上ル東入富山町	新町今出川上ル東入島山町
"	"	"	25	川崎市大師町 150	川崎市大師町 1508
34	"	右	20	大東典雄方	大原典雄方
35	"	左	5	太田哲次郎	太田啓次郎
40	"	左	20	神田 新五	神岡 新五
42	"	左	18	河 村 曉	河 村 曉
53	サ	"	16	平井中町 568	平井中町 568 同工場内
57	シ	右	6	後壁庄島樹林	後壁庄島樹林
62	セ	中	7	石油精製聯合會	石油精製業聯合會
75	ナ	中	4	立命館日滿高等工科學校應用化學科學生	立命館日滿高等工科學校
"	"	右	"	京都市上京區等持院同科内	京都市上京區等持院同校應用化學科内
78	"	"	25	岡山縣小田野	岡山縣小田郡
96	マ	"	7	京城府昭和町	京城府昭格町
104	ヤ	"	10	住吉區北島西	住吉區北島西

製 造 工 程 と し て の 爆 發 操 作

D. Meigs

(Chem. Met. Eng., 1941, 48, No. 2, 122)

爆發力を利用した粉碎（または離解）操作は、特に**雲母の剥離法**として 1921 年に Bancroft¹⁾ が特許を得た。これによれば、先づ耐壓圓筒の中に豫め水に浸漬した原料を入れ、加熱して所要の壓力まで上昇せしめ、そこで急激に排出する時の爆發効果によつて初めの厚板狀雲母は薄片に剥がれ、層成絶縁材料の製造に適するやうになり、手作業の面倒が省けると云ふのである。

Bancroft の特許には**木材の離解**も擧げてあるが、その請求範圍は、圓筒の中で蒸汽を發生することと、内容物全體が殆ど同時に壓力の急降下を受けることの出来るやうに圓筒の出口端を充分に廣く開けて壓を抜く點に限られてゐた。

1926 年には Mason²⁾ が木材チップ（截片）を爆發離解して**製紙パルプ及壓搾板**の原料に適するものを作ることに關する特許を得た。即ち 400~600 lb/in² の蒸汽壓で操作し、これには別箇に蒸汽罐が附屬する。先づ、木片が蒸汽のために充分に軟化し且つ壓力が内部實質に滲透したと思はれる時、器の一端の

弁を開き、木片を排せしめる。此時、木片の周りの壓力が急降下するため、浸潤してゐた蒸汽壓力の爆發的膨脹によつて纖維に離解する譯である。

他の改良特許³⁾ では、最初の浸漬に 100 lb/in² の蒸汽を用ひ、次いで壓力 400 lb/in² の壓縮空氣を注入することになつてゐる。これによつて蒸汽の壓力が 350 lb/in² を超せば木質が變色すると云ふことが免れる。

爾後の技術的進展は蒸汽の注入調節法と製出物の排出法とに關してゐる。引續いて連續式の高壓“らせん”フィーダーと豫熱器を備へた裝置が現れた。⁵⁾ 蒸汽との接觸時間を短縮すれば、炭化作用を伴はずに、壓力 1,000 lb/in² を用ひることが出来て、熱經濟上からも良好である。連續法によれば蒸汽の損失少く、均一な製品を生じ、人手も少くて済む。

高壓に抗して連續的“らせん”供給法を進めることは想像通り困難な問題である。それで技術的には成功してゐても、實際の操作上には元からの“同分”裝置を未だに使用し、連續法に餘地を與へてゐない。同分裝置の大きさは、日産 15,000,000 lb の粉碎木片に對して、12 乃至 16 ft³ の異つた大さの 12 臺の所謂“Gun”から成る。⁶⁾

鑛山局 (U. S. A.) の Dean, Gross 及協力者による**鑛石**の爆發粉碎に關する研究の發表が續けられてゐる。⁷⁾ 使用した裝置は手動調節の不連續機であつて、蒸汽壓の閉塞は逆向の菌弁で行ひ、その作動は張力ばね付のトリップカムで行ふ。壓力圓筒からの排出は略々瞬間的に弁の働きによつて行はれる。この實驗結果は、壓力、溫度、浸漬時間、被試験物に對する水の量、仕込み粒の大さ、並に射出時の衝突などの效果に就いて求めてある。大體に於て粉碎度は壓力に直線的に比例して増すことが判つた。仕込粒の大さの影響もあるが、又、衝突が大なる因子となつてゐる。數種の鑛石に對する一連の研究から、成分への選擇的粉碎と云ふ點では、普通の粉碎法よりも遙かに進んでゐるが併し中には左程で無いものもある。操作の經濟性からは、蒸汽の供給を制限すれば粉末の單位重量當りの經費が減つて來るが、併し裝置の能力は下がることが判る。蒸汽壓力を 150 lb から 250 lb に増大すれば ton 當りの經費は約 1/4 に低下する。それ以上の壓力の場合は報告の當時までは研究してゐない。前記 Gross の結論では、高壓力の使用と、短時間の浸漬と、大な

第 1 圖 木 片 爆 碎 装 置

第2圖 木片爆砕装置

(Chem. Met. Engr., 1937, 34, 343 より譯者引用)

- a 木片ホッパー b 引出し弁 c 仕込弁
 d 高圧圓筒 "Gun" e 高圧蒸汽入口 (1,000 lb/in²)
 f 蒸汽弁 g 水壓作動弁 h 排出弁 i 水壓弁
 k 水壓供給管 l 水壓弁の作動部 m 水壓逃し口
 n 水壓シリンダー連絡管 o 作業床

る仕込量とが経済的には望ましいとしてゐる。又、Dean は其後の研究に 5,000 lb の壓力を使用し、まだ結論を得るまでに至つてゐないが、この様な高壓は不経済であるとしてゐる。⁸⁾

鑛山局の爆砕粉碎の實驗は、ミネソタ大學から Salt Lake 市に移されて、100 ft³/h の容量の新設備が完成した。これには 250 lb の壓力の汽罐を設備し、自動操縦を備へ、圓筒兩端の開閉を 10 秒毎に行ふ精巧なリンク仕掛けを採用してゐる。⁹⁾

石灰石の粉碎經費比較¹⁰⁾

(—200 mesh の製出 ton 當リセント)

操 作 法	蒸 汽	電 力	合 計
爆 發 法			
最大能力の時	37.6	9.5	47.1
最高効率の時	6.6	23.7	30.3
不連続噴射法			
最高効率の時	19.8	2.3	22.1
ボ ー ル ミ ル		12.3	12.3

ボールミルに較べて爆砕粉碎の方が有利となるのは、蒸汽の効率の最高の時で、然かも弁機構を運轉するに要する電力を現存の数値から 20% も引下げることの出来る場合である。これは困難事であるが、機械工學の問題としてその如何により到底克服し得ない程のもので無い。

噴射による粉碎法 (Nozzle crushing) は前記鑛山局で發達したもので相當の期待を懸けてよい。

石炭の粉碎に爆発の利用はイリノイス工科大学で或程度の研究¹²⁾が行はれ、次のやうな未定項が重要である事が判つた。

A. 獨立的なもの

1. 爆發にかける物質
2. 爆發の媒體
3. 最高壓力
4. 壓力降下の速さ
5. 浸漬時間
6. 溫度
7. 前處理
8. 爆發の回数
9. 衝突
10. 仕込の大きさ

B. 結果としては

1. 篩分析
2. 粉末中の灰分布
3. 揮發性物質
4. 粉碎度 (Grindability)
5. 熱價値

實驗は各種のイリノイス炭に就て行はれ、炭中の代表的不純物例へば硫化鐵と灰分に對する效果の違は少いが、兎に角、感受性の點で差異を示すことが判つた。併し別の炭種の場合は自ら上記と異なるであらう。

蒸汽と空氣とを爆發媒體として比較した。蒸汽の方が勝つてゐるが、過剰の水は爆發を鈍らせることが判つた。

壓力は最も重大な要素のやうである。粉碎量を表面係數で表せば、これは使用壓力により略直線的な關係を示すが、大體に於て高壓範圍では壓力増加の効果が少い。

空氣を媒體にした場合は溫度が重要となる。恐らく石炭の軟化を來す爲であらう。例へば 2,000 lb の壓力下で、溫度を 65°F から 500°F まで増加したために粉碎量は 6 倍になつた。過熱蒸汽による試験はしなかつたが、多分、粉碎はよく行はれるであらうが、微粉炭中の揮發分の減少は免れないであらう。浸漬時間は蒸汽の場合に就て行つたが、裝置の不便なために最小時間を見出すに至らなかつた。併し、2 分間以上になつても碎粒の大きさには影響がなく、粉碎量は寧ろ低下する。

壓力降下の速さは、水壓ピストン弁による排出の場合と、薄板破壊弁による場合との比較に於て、後者の方が歩があるが實驗の誤差の範圍を餘り出ない。この譯は排出口を出る時の衝突作用が減るからである。更に、ピストン弁による時は排出口が、例へば 3/16 in の如く絞つてあるためにその點で壓力の急降下を來して効果が現れるのである。

穀物への應用は數年前に(街頭に於ても)行はれてゐた。食料(朝食用)として米麥にこれを應用したのは Anderson の特許に始まる。¹³⁾ 此場合は粉碎でなくて、膨らました海綿狀の製

第 3 圖 爆砕して Gun から出た木の繊維と蒸汽とを分離する大型のサイクロン

出物が得られ、澱粉粒が裂れて水溶性のビッチ状の新しい膜で被覆される。処理法としては、空氣乾燥穀粒を前述の如き密閉器に入れ水の沸點以上に加熱振盪した後、急に排出するのである。

此の操作は澱粉又は穀粉の人工造粒にも應用出来る。¹⁴⁾ また蒸汽壓力を 130 lb と限定した特許¹⁵⁾もある。こゝで、振盪時は 10~15 lb の蒸汽壓力に浸漬する。Anderson の装置は前述の木片に使用したものよりも小さく、圓筒の内徑は 4~8 in., 長さは 18~30 in で操作のサイクルは 8~15 分である。6×24 in のものの能力は毎日 2.5 ton (穀粒) である。

第 4 圖 鑛山局 (U. S. A.) の
鑛石爆發試験器

(本圖は Bureau of Mines Bulletin 402 より譯者引用)

a 爆發室	b 基礎
c ボルト	d 排出弁
e 弁棒	f カム
g 鉛座金	h ばね
i 仕込漏斗	j フラッグ棒
k 急開弁	l 廣室

他の用途はゴムの回収であつて、蒸汽を用ひて脱硫と粉碎とを同時に行ひ、溶劑處理を省き處理時間を短縮するにある。¹⁷⁾

¹⁸⁾ 前記同様の處理により、蒸汽壓力 1,001b, 30 分間の處理を

要する。現在の操作條件は下の如くである。¹⁹⁾

ゴムチューブ (Passenger) 屑	處理 3 分	蒸汽壓力 500 lb
〃 (バス) 〃 〃	6	700 〃
タイヤ (ニューマチック) 〃 〃	5	700 〃
〃 (ソリッド) 〃 〃	8	800 〃

装置の能力は 1 臺に付 25~15 ton (毎日) が現在である。

穀類の脱皮操作への應用として玉蜀黍の外皮と胚芽の分離が西曆 1911 年に Anderson²⁰⁾ によつて特許を得た。187°C で前述の米の時と同様な製出物を得る。

これと別な方法で胡桃の殻割りに爆發を利用したのがある。カリフォルニア大學の農藝工學部で進歩した方法であるが、先づ、胡桃をゴムベルトの間に挟んで小丸鋸の上を通して傷を付け、アセチレン・酸素の混合氣に曝らして殻内に通し、焰中を通過せしめると爆發が起り殻が脱離する。此装置の能力は毎日胡桃にして 10 t, ベルトの速さは 110 ft/min である。

引用文獻

1. G. J. Bancroft, U. S. Pat, 1 383 370.
2. Wm. H. Mason, U. S. Pat, 1 578 609.
3. " " 1 586 159.
4. " " 1 824 221.
5. " " 1 022 313.
6. R. M. Boehm, Masonite Corp. 私信.
7. R. S. Dean, J. Gross, Metallurgical Division, U. S. Bureau of Mines. cf. Bull. No. 402, "Crushing and Grinding", by Gross, Dept. of Interior (1938).
8. R. S. Dean, 私信.
9. C. Moss, Engineer, Bureau of Mines の設計.
10. 原價基準: 蒸汽=0.013 c/lb., 電力 1.5 c/kWh., R. S. Dean 私信.
11. Cf. J. Gross, "Crushing and Grinding" pp. 67~70.
12. F. W. Godwin と著者の協力による研究.
13. A. P. Anderson, U. S. Pat. 709 892, 766 212 (1924).
14. " " 1 035 829, 1035 842.
15. " " 1 035 837.
16. Russel R. Gross, " 1 963 943.
17. H. F. Palmer, Chief Chemist, Xylos Rubber Co., Akron, O.
18. Palmer 私信.
19. Anderson, U. S. Pat. 990 093.
20. Roy Bainer, C. F. Barbee, "An Internal Combustion Nut Cracker," Agricultural Engineering, Jan., 1939.

(以上 幡野 佐一)