バガスの利用に関する研究 (第13報)

バガス汽罐爐壁の熱傳達

(昭和12年7月3日受理)

加藤 晴 治

1. 序

バガス汽罐爐の研究は結局は熱傳理論の應用が主たる物であるが、本稿は化學工學的の立場に於て本爐の熱傳達に關し、從來研究せられた式の内バガス爐に必要な式を示し、之れにより比較的理論的基礎の上に熱傳達の計算を行つた物である。本計算竝に其の方法は直ちに爐の改良又は新設計に利用する迄には到らないが多少でも爐の理論的取扱に考慮を拂ふの資料となるものと考へる。

2. 爐壁の構造

バガス汽罐爐に於ける壁の構造は各部分に依て異なるのであるが其の外壁の大部分は赤煉瓦と耐火煉瓦との二重張りであつて、更に赤煉瓦の外側に補強鋼材を使用するが普通である。中には赤煉瓦と耐火煉瓦との中間にイソライト煉瓦の如き保溫煉瓦を使用することもある。此等煉瓦の厚さに就ては、爐に依て一定してゐないが耐火煉瓦一枚積(225mm×108mm×62mm) 赤煉瓦一枚積が普通である。イソライトの如き保溫煉瓦を使用する部分は、點火室の側壁であつて其の厚さは0.5枚積(225mm×108mm×62mm=1枚の大きさ)程度である。

點火室前面は殊に高熱に對するを以て耐火煉瓦の厚さを1.5枚程度とする。尙耐火性モルタルの使用されることは言ふ迄もない。

以上の如く外壁構造は一定して居ない爲に其の

熱傳達の計算も極めて複雑にして、正確な値は出し難い。

今基本ともなるべき物に就き傳熱の理論と其の應用を述べる事とする。先づ第一に爐壁の熱傳導率を明にする必要あるを以て之れが説明を行ふ。

3. 熱傳導率

熱傳導率 (Thermal Conductivity) は λ を以て示し其の工學的單位は $\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } (^\circ\text{C/m}) = \text{Kcal/m. hr. } ^\circ\text{C}$ である。即ち單位面積、單位距離を單位時間に溫度差 $^\circ\text{C}$ を通過する熱量の Kcal 數を以て表はす。爐壁内部より外部への傳導熱(熱壁損失)の計算に於て先づ第一に考ふべきは傳導形成が 1) 定常狀態(溫度關係が平衡に達し熱流も長時間不變なる場合) 即ち單位時間に於ける傳熱量 q 及面積 A は不變なるを以て若し熱傳導率 λ が厚さ L に無關係に一定であれば、壁中の溫度勾配 $\Delta t/L$ は一定で直線を爲すが λ が L により即ち溫度によつて變化する場合には溫度の上昇によつて λ が増大するか減少するかによつて溫度勾配は曲線となるから定常狀態に於ても溫度勾配は必ずしも常に直線的ではない。2) 不定常狀態(時間と共に溫度熱流關係が變化する場合) 即ち物體加熱及冷却の場合の如く物體中の各點の溫度は、刻々に變化し、從て熱量の一部は途中に於て物體の加熱及冷却に使用され一端に侵入した熱量は他端を出る熱量と等しくない。熱傳導の形成は上記

の二種類があるが、汽罐爐では前者のみを考へて差支へない從て

爐内ガス→内壁→外壁→外氣の熱流

を考ふればよいのであつて、此の場合に於て、先づ内壁面→外壁面への傳導に付て考へる事とする。

4. 傳 導

實際に各種煉瓦は不均一物質である、特にバガス汽罐爐壁の如きは其の構造前述の如き混成物であるから其の熱傳導も極めて複雑にして、嚴密に言へば純粹の傳導に依ては論ずることは出來ないのであるが實用的には定常狀態の傳導として取扱ひ其の基本的觀念は次の一般式に依て計算することが出来る。

$$\frac{dQ}{d\theta} = -\lambda A \frac{dt}{dL} \dots\dots\dots (1)$$

於茲 dQ = 熱傳導量

$d\theta$ = 小時間

A = 熱の流れの方向に直角なる斷面積

dt/dL = 溫度勾配

λ = 熱傳導率

而して定常狀態に於ては、長時間に亘り各部の溫度は不變なるを以て

$$\frac{dQ}{d\theta} = q = \frac{Q}{\theta} \dots\dots\dots (2)$$

θ は時間にして Q は此の時間内に起れる傳導熱量である q は短時間内の傳導量である。

依而

$$q = -\lambda A \frac{dt}{dL} \dots\dots\dots (3)$$

$$q \frac{dL}{A} = -\lambda dt = -\lambda_0 (1 + \alpha t) dt \dots\dots (4)$$

但し λ_0 は 0°C に於ける λ の値にして、一般に λ_0 と λ の間には

$$\lambda = \lambda_0 (1 + \alpha t)$$

の關係がある。 α には(+)の場合と(-)の場合とがある一つの恒數である。(4)式を $t_1 \rightarrow t_2$ の範圍に積分すれば

$$q \int \frac{dL}{A} = (\lambda_0 (1 + \alpha \frac{t_1 + t_2}{2})) \left[1 + \alpha \frac{t_1 - t_2}{2} \right]$$

但し $\lambda_0 \left[1 + \alpha \frac{t_1 + t_2}{2} \right]$ は $t_1 \rightarrow t_2$ 間の λ の平均値なるを以て之を λ_{av} とせば

$$q \int \frac{dL}{A} = \lambda_{av} \Delta t$$

但し $\Delta t = t_1 - t_2$

一般に A は L の函數なるも本式を積分せんが爲最も簡単な A が L に無關係の場合即ち熱流の方向に直角な A がどこまでも不變の場合には

$$q = \frac{A \lambda_{av} \Delta t}{L_2 - L_1} = \frac{A \lambda_{av} \Delta t}{L} \dots\dots\dots (5)$$

第1圖の如きバガス汽罐爐壁に於ては定常狀態にて I, II, III 各部の q は等しい故(5)式より

$$q = \frac{(\Delta t)_1}{L_1/A_1 \lambda_1} = \frac{(\Delta t)_1}{R_1}$$

第 1 圖

$$q = \frac{(\Delta t)_2}{L_2/A_2 \lambda_2} = \frac{(\Delta t)_2}{R_2}$$

$$q = \frac{(\Delta t)_3}{L_3/A_3 \lambda_3} = \frac{(\Delta t)_3}{R_3}$$

$$\therefore qR_1 = (\Delta t)_1$$

$$qR_2 = (\Delta t)_2$$

$$qR_3 = (\Delta t)_3$$

之等を加へ合すれば

$$q \times (R_1 + R_2 + R_3) = (\Delta t)_1 + (\Delta t)_2 + (\Delta t)_3$$

$$q = \frac{(\Delta t)_1 + (\Delta t)_2 + (\Delta t)_3}{R_1 + R_2 + R_3} =$$

$$\frac{(\Delta t)}{L_1/A_1\lambda_1 + L_2/A_2\lambda_2 + L_3/A_3\lambda_3} \dots\dots (6)$$

茲に A, λ 等は何れも平均値をとつたものである。

今上式により計算を行ふが爲に必要な耐火煉瓦の熱傳導率を文献より集録表示せば第1表の如くである。

第 1 表

耐火煉瓦の熱傳導率

煉瓦の種類	密度 ρ (kg/m^3)	温度 $t^\circ\text{C}$	傳導率 λ ($\text{kcal/m.hr.}^\circ\text{C}$)
珪 酸 ($96.9\text{SiO}_2 + 1.6\text{Al}_2\text{O}_3$)	—	20	0.468
	—	200	0.486
	—	1200	0.756
シャモット ($64.5\text{SiO}_2 + 32\text{Al}_2\text{O}_3$)	—	800	0.612
	—	1200	0.964
	—	200	0.74
	—	600	0.93
珪藻土煉瓦	200	0	0.064
	〃	200	0.092
	〃	450	0.127
	296	15	0.057
	〃	100	0.075
	〃	200	0.090
	〃	300	0.103
	451	20	0.075
マグネサイト煉瓦 ($86.4\text{MgO} + 6.5\text{Al}_2\text{O}_3$)	〃	100	0.087
	〃	200	0.100
	2,340	150	4.22
	〃	550	3.67
アルミナ煉瓦 ($41\%\text{Al}_2\text{O}_3$)	〃	950	2.92
	1,840	500	0.892
	〃	800	0.922
	〃	1,100	0.937
	—	500	2.66
—	—	1,000	2.79

コンクリート	—	1,500	3.42
	1,600	0	0.72
	2,810	20	0.65
	800	—	0.24
	550	50	0.19
イソライト	292	50	0.20
	610	100附近	0.1
	750	100—500	0.12
	740	100—700	0.17
赤煉瓦	—	常溫	0.5—1.0

上記式及表により例解を試みる。

〔例解〕 外部赤煉瓦、内部シャモット煉瓦の厚さ各々 225mm イソライト 108mm の二層より成る爐壁の内部壁温 1000°C 、外部赤煉瓦壁温 120°C にして壁間に於ける接觸抵抗を無視した場合壁面 1m^2 の傳導熱量は毎時幾 Kcal かを計算すれば

$t_0 = 1000^\circ\text{C}$	mm ← 225 →	mm ← 108 →	mm ← 225 →	$t_3 = 120^\circ\text{C}$
	$\lambda_1 = 1.0$	$\lambda_2 = 0.2$	$\lambda_3 = 1.0$	
	$R_1 L_1 A_1$	$R_2 L_2 A_2$	$R_3 L_3 A_3$	

$$R_1 = \frac{L_1}{A_1 \lambda_1} = \frac{0.225}{(1) \times (1)} = 0.225$$

$$R_2 = \frac{L_2}{A_2 \lambda_2} = \frac{0.108}{(1) \times (0.2)} = 0.504$$

$$R_3 = \frac{L_3}{A_3 \lambda_3} = \frac{0.225}{(1) \times (1)} = 0.225$$

$$(6) \text{式より } q = \frac{1,000 - 120}{0.225 + 0.504 + 0.225}$$

$$= \frac{880}{0.954}$$

$$= 922 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hr.}$$

總壁面を知れば之より全傳導熱量を計算することが出来る。

q と R との關係を求めて置けば實用上便利である。

於茲。 $q = \text{傳導熱量 Kcal/m hr } ^\circ\text{C.}$

$R = \text{傳熱抵抗}$

第 2 表

 $q \cdot R \cdot \Delta t$ の 関 係

q Kcal/m. hr. °C	$t = t_1 - t_2$ °C					
	$R = 0.1$	$R = 0.2$	$R = 0.225$	$R = 0.3$	$R = 0.4$	$R = 0.504$
300	30	60	67.5	90	120	151.2
350	35	70	72.0	105	140	176.4
400	40	80	90.0	120	160	201.6
450	45	90	101.2	135	180	226.8
500	50	100	112.5	150	200	252.0
550	55	110	123.8	165	220	277.2
600	60	120	135.0	180	240	302.4
650	65	130	146.3	195	260	327.6
700	70	140	157.5	210	280	352.8
750	75	150	168.8	225	300	378.0
800	80	160	180.0	240	320	403.2
850	85	170	191.3	255	340	428.4
900	90	180	202.5	270	360	453.6
950	95	190	213.8	285	380	478.8
1000	100	200	225.0	300	400	504.0
1050	105	210	236.3	315	420	529.2
1100	110	220	247.5	330	440	554.4
1150	115	230	258.8	345	460	579.6
1200	120	240	270.0	360	480	604.8
1250	125	250	281.3	375	500	630.0
1300	130	260	292.5	390	520	655.2
1350	135	270	303.8	405	540	680.4
1400	140	280	315.0	420	560	705.6
1500	150	300	337.5	450	600	756.0

第 2 圖

 $t =$ 壁温 °C 従て差は Δt .

とすれば

$$q = \frac{A\lambda(\Delta t)}{L} = \frac{\Delta t}{L/A\lambda} = \frac{\Delta t}{R} \dots\dots(7)$$

但し A, λ は何れも平均値をとることとする。

本表より第2表を計算し第2圖に示した、此の數字以外のものは補間性によつて求めることが出来る。

5. 對 流

對流(Convection) には自然對流(Natural Con-

vection) と強制対流(Forced Convection) との二種があつて自然対流とは流體の運動殆どなき場合傳熱が固體より流體へ行はれる場合流體が加熱せられ、其れにより生ずる浮力によつて傳熱の起るを言ひ、強制対流とは送風機、ポンプ、吸出風車等の如き機械的方法によつて強制された対流を言ふものなるも爐の外壁に於て起るものは自然対流が普通であるから、自然対流による計算を行ふ。

熱が一流體から固體壁を通じた後に他の流體へ移動する過程を名づけて熱貫流といふ。

第3圖に於て a, b は流體にして、I II は固體である。

q なる熱が a 流體より L_I L_{II} を経て b 流體に到る貫流過程を考へるに固體 I と流體 a との接觸面即ち A, B. と固體 II と b との接觸面即 D E. には對流による混合作用の起つて居ない一種の膜の如き流體が附着してゐると考へられる部分が存在する。之を境膜或は境層 (Fluid film) と稱して居る。

第 3 圖

境膜に於ては流體は主として固體壁に平行に動くのみであつて之も壁の極近くの部分は殆ど動かない固體面より漸次流動は著しくなる此の現象を第3圖 AB ($t_2 \rightarrow t_3$), CD ($t_5 \rightarrow t_6$) の曲線によつて示した。

一般に熱傳導は極めて小さいものであるから熱

貫流の全過程は境膜の抵抗に依て支配せられる。

今 q なる熱が一定の移動速度を有する場合に境膜の厚さを δ とし熱傳導率 λ_f とせば

$$q = \frac{A_{av} \lambda_f (\Delta t)}{\delta} \dots \dots \dots (8)$$

なる傳導の式は成立する。

而して δ なる厚さは前述の如く劃然たるものではない。固體面よりの距離の増すに従て漸次混合作用の影響を受け従て其の溫度經過も第3圖の如く限界點は不明瞭である。只流體本體の對流を旺盛にすれば δ は全體として減少すべき性質のものである。

一般に λ_f / δ を h にて表はし(8)式を

$$q = h A_{av} (\Delta t) \dots \dots \dots (9)$$

となし、 h を境膜傳達係數(Film Co-efficient) と稱し Kcal/m² hr °C にて示す、第2の流體に於ても同様の關係がある。

今 A を q なる定常熱移動に關係する熱流方向に直角な面積とすれば

$$\begin{aligned} q &= \frac{(\Delta t)_a + (\Delta t)_I + (\Delta t)_{II} + (\Delta t)_b}{R_a + R_I + R_{II} + R_b} \\ &= \frac{(\Delta t)}{\frac{I}{A_a h_a} + \frac{L_I}{A_I \lambda_I} + \frac{L_{II}}{A_{II} \lambda_{II}} + \frac{I}{A_b h_b}} \dots \dots \dots (10) \end{aligned}$$

今 U を以て總推熱傳係數 (Over all Coefficient of heat transfer) 或は熱貫流係數を示すことゝする、其の概念を次式で規定する。

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} &= \left(\frac{1}{A_a h_a} + \frac{L_I}{A_I \lambda_I} + \frac{L_{II}}{A_{II} \lambda_{II}} + \frac{1}{A_b h_b} \right) A_{av} \\ \therefore q &= U A_{av} (\Delta t) \dots \dots \dots (11) \end{aligned}$$

爐の壁より對流により傳達する熱量を計算せんには(10)式によるべきと同式に於ては U を求める要がある。之れに付ては自然對流即ち流體の運動殆どなき場合、流體加熱によつて浮力を生じて定常狀態の移動の起る場合の壁面よりの熱損失に

其の温度に於ける完全黒體の全輻射に、其の物體の其の温度に於ける吸収能若くは黒度を乗じたものである。即ち

$$Q = 4.96 \times p \left(\frac{T}{100} \right)^4 \cdot A \dots \dots \dots (14)$$

於茲 p = 輻射黒度

T = 固體表面の絶対温度 °K

A = 固體の表面積 m^2

此の式は固體表面より總ての方向（絶対0°K）への全輻射量である。

此のエネルギーが他の固體に當つて傳熱する量は

$$Q = 4.96 \times f \times \phi \times \left[\frac{T_1^4}{100} - \frac{T_2^4}{100} \right] \times A \dots (15)$$

於茲 f = 輻射傳熱因子

ϕ = 輻射角關係

A = 受熱面積 m^2

T_1, T_2 = 兩物體の表面温度 °K

尙本式中的 f と ϕ との關係を示せば

1) バガス汽罐爐に於ては、輻射體面と受熱體面との關係が有限平行に在る場合が多い此の場合、第5圖 Hottel 氏 (mece. Eng. 699, 1930) 及内田氏 (工業傳熱昭11) の如くである。

ϕ
1

矩形の場合には
 $L = \sqrt{ab}$
をとる

第 5 圖

2) 輻射體と受熱體とが第6圖の如く一邊を共有して相面に交る場合は

左圖に於て
 $Y = \frac{z}{x}$
 $Z = \frac{z}{x}$

第 6 圖

第6圖 (Hottel, *mech. Eng.* 699. 1930) の如くである。上記により計算を實行する場合に便利の爲 $\left(\frac{T}{100}\right)^4$ 表及各種煉瓦の黒度表を示せば第3表及第4表の如くである。

第3表 温度 t と $\left(\frac{T}{100}\right)^4$ との關係

$t^{\circ}\text{C}$	$(T/100)^4$	$t^{\circ}\text{C}$	$(T/100)^4$	$t^{\circ}\text{C}$	$(T/100)^4$
0	55	220	590	900	18932
10	64	250	768	950	22372
20	73	300	1078	1000	26261
30	84	350	1556	1050	30636
45	95	400	2001	1100	35537
50	108	450	2732	1150	41002
60	122	500	3570	1200	47060
80	155	550	4587	1250	53803
100	193	600	5808	1300	60943
120	238	650	7257	1350	69387
140	290	700	8963	1400	78340
160	351	750	10952	1450	88132
180	421	800	13256	1500	98818
190	480	850	15904	1600	123970
200	500				

第4表 各種煉瓦の黒度

表 面	温度範圍 $^{\circ}\text{C}$	黒 度 p
赤煉瓦の粗面但し全體として平面	常溫 ~ 3.000	0.95
珪石煉瓦釉葉なし粗面	1.000	0.80
同上 施釉 粒面	1.100	0.85
其他耐火材料	600 ~ 1.000	$\begin{cases} 0.65\sim 0.75 \\ 0.70 \end{cases}$
不良放射體		$\begin{cases} 0.80\sim 0.85 \\ 0.85\sim 0.90 \end{cases}$
良導放射體		

7. 熱損失と壁温の計算

バガス汽罐爐に於ける熱損失は、爐壁内部より外部への傳導傳熱(壁熱損失)にして爐内燃燒ガスよりの熱の一部は、輻射により境膜を熱傳導により境膜 $\rightarrow$ 煉瓦を経更に傳導により爐外壁面を高溫ならしむ。此の熱量は對流により空氣中に傳熱するの外輻射によつて周圍の物體を熱して放熱せ

らる。

今周壁より傳熱によつて、放散せられる熱量の計算を行ふ爲に必要な温度關係を研究するに當り、必要とする測定事項は

- 外壁温度と其の表面積
- 内壁温度と其の表面積
- 内外壁温度と煉瓦の斷熱度 $\frac{l}{\lambda}$

であつて、此の何れか明となれば相互關係より他を求めることが出来る。

今第1圖の如き附號をとる時は傳熱 q は

$$q = \frac{t_0 - t_1}{\frac{L_1}{\lambda_1}} = \frac{t_1 - t_2}{\frac{L_2}{\lambda_2}} = \frac{t_2 - t_3}{\frac{L_3}{\lambda_3}}$$

但し $A_1 = A_2 = A_3 = 1\text{m}^2$ とし且つ赤煉瓦、イソライト煉瓦シヤモツト煉瓦の三部よりなるものとし

$$\text{シヤモツト} \begin{cases} L_1 = 0.225\text{m} \\ \lambda_1 = 1.0 \end{cases} \quad \frac{L_1}{\lambda_1} = 0.225$$

$$\text{イソライト} \begin{cases} L_2 = 0.108 \\ \lambda_2 = 0.2 \end{cases} \quad \frac{L_2}{\lambda_2} = 0.54$$

$$\text{赤煉瓦} \begin{cases} L_3 = 0.225 \\ \lambda_3 = 1.0 \end{cases} \quad \frac{L_3}{\lambda_3} = 0.225$$

$t_3 = 100^{\circ}\text{C}$ とせば

$$q = \frac{t_2 - t_3}{\frac{L_3}{\lambda_3}} = \frac{t_2 - 100}{0.225} = 878$$

$$t_2 - 100 = 878 \times 0.225 = 197.55$$

$$t_2 = 297^{\circ}\text{C}$$

$$q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{L_2}{\lambda_2}} = \frac{t_1 - 297}{0.54} = 878$$

$$t_1 = 771^{\circ}\text{C}$$

$$q = \frac{t_0 - t_1}{\frac{L_1}{\lambda_1}} = \frac{t_0 - 771}{0.225} = 878$$

$$t_0 = 968^{\circ}\text{C}$$

ガスの温度は

$$q = \alpha(t_g - 968^{\circ})$$

α はガスの成分、焔の種類によつて異なるも

假りに $p.L = 0.1 \times 1 = 0.1$

$\alpha = 90 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{C}$ とせば

$$878 = 90 \times (t_g - 968)$$

$$t_g = \frac{878}{90} + 968$$

$$= 978^\circ\text{C}$$

$p.L$ は無焔焔に付ての輻射圖 (内田氏工化 36. 53. 1933) による。上記温度關係を圖示せば

〔例解〕 1) 爐の外壁温度 100°C 室温 30°C の側壁よりの熱損失を求む、但し壁の厚さは耐火煉瓦 0.225m 赤煉瓦 0.225m にして、接觸抵抗は無視し得る場合と且つ耐火煉瓦及赤煉瓦共 $\lambda = 1.0$ とすれば、壁よりの熱損失は、輻射による損失と對流による損失との和である。先づ輻射による損失を考へるに、外壁の輻射黒度表を $f \times \phi = 0.8$ とした場合、輻射損失

$$Q = 4.96 \times f \times \phi \times \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \times F$$

.....(16)

$$= 4.96 \times 0.8 \times (3.73^4 - 3.03^4) \times 1$$

$$= 433.62$$

對流損失

$$\text{公式より } h_{c1} = 2.2 \times \sqrt[4]{\Delta t}$$

$$= 2.2 \times \sqrt[4]{100 - 30}$$

$$= 2.2 \times 2.89$$

$$\therefore \text{對流損失} = 2.2 \times 2.89 \times 70$$

$$= 445.01$$

$$\text{輻射損失} + \text{對流損失} = 433.62 + 445.01$$

$$= 878.63 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{C.}$$

$$2) \text{ 上向壁 } 5 \times 7(\text{m}) \quad 250^\circ\text{C}$$

$$\text{下向壁 } 5 \times 7(\text{m}) \quad 180^\circ\text{C}$$

$$\text{側壁 } 7 \times 3(\text{m}) \quad 200^\circ\text{C}$$

$$5 \times 3(\text{m}) \quad 195^\circ\text{C} \quad \text{の各壁より室温 } 30^\circ\text{C}$$

に逃失する熱量を求むるに

對流損失

$$\text{上向 } q_1 = h_{c1} \times A_1 \times \Delta t$$

$$= 2.8 \sqrt[4]{250 - 30} \times (5 \times 7)$$

$$\times (250 - 30)$$

$$= 2.8 \times 3.85 \times 35 \times 220$$

$$= 83,006$$

$$\text{側壁 } q_2 = \sum h_{c2} \times A_2 \times \Delta t$$

$$= [2.2 \times \sqrt[4]{200 - 30} \times (3 \times 7)$$

$$\times (200 - 30)] \times 2$$

$$+ [2.2 \sqrt[4]{195 - 30} \times (5 \times 3)$$

$$\times (195 - 30)] \times 2$$

$$= (2.2 \times 3.6 \times 21 \times 170 \times 2)$$

$$+ (2.2 \times 3.58 \times 15 \times 165 \times 2)$$

$$= 56,549 + 38,986$$

$$= 95,535 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{下向 } q_3 = 1.5 \times \sqrt[4]{180 - 30} \times (5 \times 7)$$

$$\times (180 - 30)$$

$$= 1.5 \times 3.5 \times 35 \times 150$$

$$= 27,563 \text{ Kcal/hr.}$$

對流損失計

$$q_1 + q_2 + q_3 = 83,006 + 95,535 + 27,560$$

$$= 206,104 \text{ Kcal/hr.}$$

輻射損失

$$\begin{aligned}
Q &= 4.96 \times 0.8 \left\{ \left[\left(\frac{250+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{30+273}{100} \right)^4 \right] \times (5 \times 7) \right. \\
&\quad + \left[\left(\frac{200+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{30+273}{100} \right)^4 \right] \\
&\quad \times (3 \times 7 \times 2) + \left[\left(\frac{195+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{30+273}{100} \right)^4 \right] \times (5 \times 3 \times 2) \\
&\quad + \left[\left(\frac{180+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{30+273}{100} \right)^4 \right] \times (5 \times 7) \left. \right\} \\
&= 4.96 \times 0.8 \{ (684 \times 35) + (416 \times 42) \\
&\quad + (396 \times 30) + (337 \times 35) \} \\
&= 4.96 \times 0.8 \times (23,940 + 17,472 + 11,880 \\
&\quad + 11,795) \\
&= 4.96 \times 0.8 \times 65,087 \\
&= 258,265 \text{ Kcal/hr.} \\
\text{輻射損失} + \text{対流損失} &= 258,265 + 206,104 \\
&= 464,369 \\
&= 464,000 \text{ Kcal/hr.}
\end{aligned}$$

第4圖より求むれば

$$\begin{aligned}
\text{上向壁 } h_r + h_{c1} &= 12.0 + 10.7 = 22.7 \\
Q_1 &= 22.7 \times (5 \times 7) \times (250 - 30) \\
&= 174,790 \text{ Kcal/hr.} \\
h_r + h_{c3} &= 8.9 + 5.3
\end{aligned}$$

$$= 14.2$$

$$\begin{aligned}
Q_3 &= 14.2 \times 35 \times 150 \\
&= 74,550 \text{ Kcal/hr.}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{側壁 } Q_2 &= (17.6 \times 42 \times 170) \\
&\quad + (17.4 \times 30 \times 165) \\
&= 211,794 \text{ Kcal/hr.}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q &= Q_1 + Q_2 + Q_3 = 174,790 \\
&\quad + 74,550 + 211,794 \\
&= 461,134 \\
&\div 461,000 \text{ Kcal/hr.}
\end{aligned}$$

今 40% 含水バガスを 1 時間に 4,000 kg 焼き、
 此の場合過剰空気 50% とせば此の發熱量は 2,575
 $\times 4,000 = 10,300,000$ Kcal/hr である。故に壁損
 失歩合は次の如くなる。

$$461,000 / 10,300,000 \times 100 = 4.5\%$$

8. 總 括

バガス汽罐爐に於ける壁よりの輻射對流による
 熱傳達の計算を理論的基礎の下に例解を以て示し
 た。

バガス汽罐爐築造上又は實際爐の參考たらしめやうと
 するものである、此報告に對し白鳥博士の與へられた助
 力を感謝し、併而、内田俊一氏の工業傳熱、矢木榮氏の
 工業室爐に負ふ所多かりし事を感謝する。

STUDIES ON UTILIZATION OF BAGASSE.
XIII. HEAT-CONDUCTION OF THE WALL OF BAGASSE-FURNACES.

by H. Kato

(Received 3, 7, 1937)

One example of calculating the amount of the conducting and convectional heat at the wall of the bagasse furnaces is shown in this paper; and I wish to use it for practical purpose for constructing such furnaces.